

УДК 66.099

КП

№ держреєстрації 0115U002550

Інв. №

Міністерство освіти і науки України

Сумський державний університет

(СумДУ)

40007, м. Суми, вул. Римського-Корсакова, 2, тел. (0542) 33-41-08

info@nis.sumdu.edu.ua

ЗАТВЕРДЖУЮ

Проректор з наукової роботи

д.ф.-м.н., проф.

_____ А.М. Черноус

ЗВІТ

ПРО НАУКОВО-ДОСЛІДНУ РОБОТУ

**ГІДРОДИНАМІЧНІ ПОКАЗНИКИ ДВОФАЗНИХ ПОТОКІВ У ТЕПЛО-
МАСООБМІННОМУ ГРАНУЛЯЦІЙНОМУ ТА СЕПАРАЦІЙНОМУ**

ОБЛАДНАННІ

(заключний)

Начальник НДЧ,
к.ф.-м.н., с.н.с.

Д.І. Курбатов

Керівник НДР,
д.т.н., проф.

В.І. Склабінський

2019

Рукопис закінчено 15 грудня 2019 року
Результати даної роботи розглянуто на засіданні наукової ради,
Протокол від _____, № ____

СПИСОК АВТОРІВ

Завідувач кафедри «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв», д.т.н., професор (керівник)	(2019.12.15)	В.І. Склабінський (вступ, розділ 6, висновки)
Професор кафедри «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв», д.т.н., професор	(2019.12.15)	О.О. Ляпощенко (розділ 2, 3, 4, 5, 7)
Докторант кафедри «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв», к.т.н.	(2019.12.15)	Д. М. Симак (вступ, розділ 1, 3, 6)
Доцент кафедри «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв», к.т.н., доцент, с.н.с.	(2019.12.15)	А.Є. Артюхов (розділ 1.1.2, 1.1.5, 3)
Доцент кафедри «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв», к.т.н., доцент	(2019.12.15)	С.М. Яхненко (розділ 2)
Старший викладач кафедри «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв», к.т.н.	(2019.12.15)	М.С. Скиданенко (розділ 2)
Асистент кафедри «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв», к.т.н.	(2019.12.15)	О.В. Настенко (розділ 1.1.6, 2, 3, 4, 5)
Викладач – стажист кафедри «Процеси та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв», аспірант.	(2019.12.15)	О. Є. Старинський (розділ 5)

РЕФЕРАТ

Звіт про НДР: 303 с., 109 рис., 365 джерел.

Об'єкт дослідження - процеси що виникають у пристроях із двофазних потоків у тепло- масообмінному, грануляційному та сепараційному обладнанні.

Мета роботи – визначення гідродинамічних та масотеплообмінних характеристик, а також вплив конструктивних та і технологічних факторів на інтенсивність й ефективність процесів із двофазними потоками у тепло-масообмінному грануляційному та сепараційному обладнанні. Розробка нових конструкцій обладнання і створення науково обґрунтованої методики їх розрахунку.

Методи дослідження: експериментальне та математичне моделювання процесів гідродинаміки, тепломасобміну проводилися за стандартними методиками; опрацювання та узагальнення експериментальних даних виконували за допомогою комп'ютерної техніки та прикладних програмних пакетів; достовірність та обґрунтованість наукових положень, висновків і результатів підтверджені коректним використанням сучасних методів математичної статистики.

Дослідження, спрямовані на опрацювання високоефективного апаратного оформлення обладнання з використанням двофазних потоків у тепло-масообмінному грануляційному, сепараційному обладнанні з визначенням найбільш сприятливої конфігурації та конструктивного оформлення окремих елементів апаратів та, їх комбінації. Комплексне теоретичне й експериментальне вивчення гідродинаміки потоків повинні вирішувати проблему, яка стоїть перед хімічною промисловістю України на сучасному етапі. У ході роботи було досягнуто мету дослідження, а результати НДР впроваджено в технологію одержання гранульованих продуктів та очищення природного і попутного газів від вуглеводного конденсату та води.

ДВОФАЗНІ ПОТОКИ, МАСООБМІН, ТЕПЛООБМІН, ГРАНУЛЮВАННЯ, ДИСПЕРГУВАННЯ, СЕПАРАЦІЯ.

ЗМІСТ

Вступ.....	8
1. Літературний огляд та аналіз проблем гідродинаміки та тепло і масообміну процесів з використанням двофазних потоків	15
1.1. Характеристика масо та теплообмінних двофазних потоків (процесів з газовою, рідинною та твердою фазою).....	15
1.2. Основні способи організації відносного руху двофазних потоків в грануляційних пристроях з використанням зваженого шару	18
1.3 Масообмін у двофазних потоках між твердими тілами та суцільною фазою	26
1.4. Методи створення направленою вихрового руху газового потоку	38
1.5. Класифікація двофазних (аеродисперсних) систем, методи їх розділення та обладнання	42
1.6. Огляд літературних джерел щодо масообміну у багатофазних системах та сумісному тепломасообміну	46
1.7 Гідродинаміка та механізми сепарації газорідинних сумішей	47
1.7.1 Фізичні умови утворення та механізми формування високодисперсної рідини у потоці газу	47
1.7.2. Фазова рівновага газорідинної системи	54
1.7.3. Гідродинаміка руху газодисперсних потоків сепараційними каналами	59
1.8 Аналіз руху газу з домішками пилу	64
1.8.1 Основні властивості і умови залягання природного газу	65
1.8.2 Методи очищення газів від домішок	68
2. Фізична модель та методика експериментальних досліджень процесів інерційно-фільтруючої сепарації газорідинних сумішей	71
2.1 Фізична модель руху газокраплинного потоку секціями інерційно-фільтруючого сепаратора	71
2.1.1 Рух газорідинного потоку та вловленої плівки рідини в	

інерційно-фільтруючих сепараторах	71
3. Математичне моделювання процесів інерційно-фільтруючої сепарації	89
3.1 Математичне моделювання гідродинаміки руху газової суміші криволінійними каналами.	89
3.2 Математичне моделювання гідродинаміки руху крапель рідини в газовому потоці	96
3.3 Визначення розподілу вловлених крапель рідини та ефективності сепарації	100
3.4 Математичне моделювання взаємодії вловленої плівки рідини та газорідного потоку	104
3.4.1 Визначення швидкості руху плівки рідини	107
3.4.2 Визначення кутів руху газорідного потоку і плівки вловленої рідини	109
3.4.3 Умова застосовності теорії та аналіз моделі	112
4 Експериментальне дослідження процесів інерційно-фільтруючої сепарації на моделі блочного газосепаратора з інерційно-фільтруючою секцією	115
4.1 Основні режимні параметри процесу	115
4.2 Аналіз впливу гідродинамічних процесів на ефективність роботи інерційно-фільтруючих сепараторів	117
4.2.1 Визначення гідравлічного опору	117
4.2.2 Визначення ефективності сепарації	120
4.2.3 Визначення необхідної кількості гофр на жалюзійній пластині інерційно-фільтруючого блоку	123
5 Узагальнення результатів досліджень процесів інерційно-фільтруючої сепарації	125
5.1 Аналіз та співставлення результатів експериментальних досліджень та математичних моделювань процесів інерційно-фільтруючої сепарації	125

5.2 Застосування отриманих результатів моделювань процесів інерційно-фільтруючої сепарації в промисловій та навчальній практиках	129
5.3 Рекомендації до інженерного проектування інерційно-фільтруючого сепараційного обладнання за допомогою систем моделювання методами обчислювальної гідродинаміки	132
6. Зовнішньодифузійний механізм масообміну у системі тверде тіло – рідина. розчинення твердих тіл	136
6.1. Постановка проблеми. Визначення коефіцієнта масовіддачі за різних гідродинамічних умов процесу розчинення	136
6.1.1. Визначення коефіцієнта масовіддачі на основі використання теорії узагальнених перемінних	137
6.1.2. Гідродинаміка рідини, що перемішується газом. Пульсаційна компонента швидкості	141
6.2. Аналіз процесу розчинення за умови зміни об'єму розчину у періодичних процесах	144
6.2.1. Експериментальне дослідження періодичного процесу розчинення	145 148
6.2.2. Теоретичний аналіз процесу розчинення	
6.3. Кінетика розчинення полідисперсного калію сульфату за перемінної рушійної сили	151 153
6.3.1. Теоретичний аналіз розчинення полідисперсної суміші	159
6.4. Фізичне розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти	
6.5. Неперервний прямиотечійний процес розчинення бензойної кислоти у шарі. розрахунок концентрації	170
6.6. Розчинення нерухомого шару зернистого матеріалу за умови нестационарності процесу	176
7. Теоретичні дослідження гідродинамічних процесів при інерційно-фільтруючій сепарації газорідинних систем	182
7.1. Фізичне та математичне (чисельне) моделювання руху газокраплинних потоків по сепараційних каналах та фільтруючих секціях	182

інерційно-фільтруючих газосепараторів	
7.2.Формування потоку газу та краплин рідини у інерційно-фільтруючих газосепараторах, оптимізаційне гідродинамічне профілювання геометричної конфігурації сепараційних каналів	186
7.3.Перенесення та сепарація краплин рідини у турбулентному газорідинному потоці. Механізми вловлювання дисперсних часток інерційно-фільтруючими сепараційними елементами	202
7.4.Оптимальні режими відведення вловленої рідини для упередження вторинного бризкоунесення, зниження гідравлічного опору та підвищення ефективності сепарації інерційно-фільтруючих газосепараторів	212
7.5.Оцінка гідравлічного опору та прогнозування розрахункової ефективності сепарації високодисперсних систем в інерційно-фільтруючих газосепараторах	217
8. Вибір і обґрунтування технології грануляції вуглецевовмісних сумішей	227
8.1. Розроблення методик досліджень	231
8.2. Опис експериментального стенда	234
8.3 Методика проведення досліджень	235
8.4. Результати теоретичних та експериментальних досліджень	240
8.4.1 Отримані дані експериментальних досліджень	241
8.4.2. Підбір складу в'язучого розчину	248
8.4.3. Визначення отриманого складу в'язучого розчину	244
8.4.4. Аналіз і обґрунтування науково-технічних досліджень	247
8.5. Апробація та впровадження	253
Висновки	254
Перелік джерел посилань	260

ВСТУП

Хімічна промисловість України є однією з провідних галузей народного господарства, рівень розвитку якої є важливим показником незалежності країни. Вона має власну сировинну базу, яка забезпечує виробництво багатьох продуктів для народного господарства. Стратегія розвитку хімічної промисловості передбачає сучасні науково-технічні рішення, серед яких наукові розробки нових та впровадження високоефективних проектів у діючому виробництві з використанням сучасних наукових досліджень.

«Енергетична стратегія України в період до 2030 року» передбачає підвищення ефективності використання енергетичних ресурсів, економію палива та енергії і забезпечення на основі цих заходів значного зниження енергоємності виробництв хімічної галузі промисловості [1]. Такі завдання обумовлені енергетичною кризою кінця XX – початку XXI століття, а також різким збільшенням вартості матеріалів. Хімічна промисловість є одним з основних споживачів паливно-енергетичних ресурсів та характеризується низькими коефіцієнтами використання енергії [2].

Перед дослідниками постає проблема розробки нових енергозберігаючих та, особливо, енергоефективних технологій, пов'язаних з розробкою апаратів великої питомої потужності та інтенсивної дії. Актуальним є питання розробки багатофункціональних апаратів суміщеної дії, в яких стає можливим одночасне проведення кількох процесів. В таких апаратах ефективність використання робочого об'єму повинна бути у 2-3 рази вищою, ніж в існуючих аналогах.

Значна кількість галузей хімічної промисловості застосовують гетерогенні процеси, які протікають в системі «газ-рідина-тверде тіло» і займають особливе місце серед інших процесів, адже швидкість їх протікання визначається закономірностями переносу маси і тепла у фазах, які взаємодіють. До таких процесів відносяться різноманітні способи гранулювання [3].

Теоретичною базою для моделювання процесу гранулювання та створення методик інженерного і оптимізаційного розрахунків грануляційного

обладнання є теорії гідродинаміки і тепломасоперенесення, які враховують взаємозв'язок та взаємозалежність між гідродинамічними та тепломасообмінними характеристиками фаз, що контактують між собою.

Перспективним напрямом підвищення енергетичної ефективності процесу гранулювання є застосування принципу зваженого (киплячого, псевдозрідженого) шару. Основні переваги такої гідродинамічної системи відзначено в 8 роботах вітчизняних та зарубіжних науковців [4-10]. Незважаючи на численні переваги, апарати з класичним псевдозрідженим шаром характеризуються рядом недоліків, серед яких виділяють нерівномірність часу перебування дисперсної фази та низьку стабільність шару в широкому діапазоні зміни навантажень

по рідкій, твердій і газовій фазах. Ці недоліки призводять до зниження інтенсивності тепломасообмінних процесів при гранулюванні.

Серед різноманіття способів інтенсифікації процесів хімічної технології закрутка потоків робочих середовищ є одним з найбільш простих і поширених способів. Це пов'язано з тим, що застосування закручених потоків призводить до поліпшення ефективності тепломасообміну а також вирівнюванню температурних нерівномірностей і стабілізації течій [11 -15]. В грануляторах закручування потоку за допомогою різноманітних пристроїв (завихрювачів) призводить до великомасштабного впливу на всі характеристики поля течії, а, отже, і тепломасообмін. При цьому характерна для закручених течій тривимірність поля швидкості і сумірність тангенціального і осьового компонента швидкості обумовлює формування тривимірного поля тиску з радіальним і поздовжнім градієнтом. Завдяки наявності поперечних складових швидкості - тангенційної і радіальної, посилюється конвективний перенос імпульсу, енергії і маси і змінюється вихрова структура внутрішніх закручених потоків. З цим і пов'язані такі необхідні в технічних додатках властивості закручених течій, що виражаються в їх здатності інтенсифікувати процеси тепломасообміну, вирівнювати локальні температурні неоднорідності за рахунок конвективного перемішування.

В теперішній час практично відсутні відомості про механізм руху, структуру, гідродинаміку та тепломасообмін у вихровому зваженому шарі при проведенні гранулювання, які б лягли в основу методики інженерного розрахунку обладнання такого типу. Необхідність проведення досліджень з метою створення математичних моделей гідродинаміки і тепломасообміну у вихрових потоках при гранулюванні, створення методів розрахунку та нових високоефективних конструкцій вихрових грануляторів визначають актуальність цієї роботи.

Останніми роками все більш інтенсивного розвитку набувають наукові дослідження гідродинамічних та масотеплообмінних характеристик пристроїв з одно та двофазними потоками. Особливо останні дослідження вказують на доцільність використання високотурбулізованих потоків у теплообмінному, грануляційному, масообмінному та сепараційному обладнанні.

Значна частина сировини хімічної промисловості знаходиться у газоподібному, рідкому та твердому стані і однією із стадій у багатостадійному процесі виробництва, окрім тепломасообмінних та сепараційних процесів, є процеси розчинення та екстрагування. Аналіз джерел літератури щодо розчинення твердих матеріалів базується на представленні твердих частинок як монодисперсної фракції, що неадекватно описує цей процес. У роботі також досліджено розчинення полідисперсних сумішей твердої фази неорганічних та органічних сполук та розроблено методику розрахунку процесів їх розчинення, що базується на закономірностях кінетики, матеріального балансу та фракційного розподілу полідисперсної твердої фази. У промислових масштабах процеси за участі твердої фази проводяться періодично чи неперервно в апаратах з нерухомим стаціонарним шаром зернистого матеріалу, що вимагає нових методологічних підходів із застосуванням комп'ютерної техніки з метою визначення концентрації розчинної чи екстрагованої речовини у часі та просторі (по висоті колонного апарату). Аналогічну задачу необхідно вирішити для системи тверде тіло – газ, зокрема для фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів. Необхідно встановити закономірності теплових, гідравлічних,

масообмінних параметрів у критеріальній формі з метою розрахунку та проектування високоефективних апаратів. Важливим для хімічної індустрії є впровадження методів інтенсифікації процесів масообміну, особливо методу інтенсифікації, що базується на перемішуванні середовищ інертним газом і бульбашками парової фази, які утворюються під час вакуумування системи. Даний метод у найбільшій мірі інтенсифікує розчинення та екстрагування за рахунок виникнення парової фази на поверхні взаємодії твердого тіла з рідиною, безпосередньо діючи на пограничний дифузійний шар.

Процеси хімічної технології використовують у природоохоронних технологіях. Одним із особливо небезпечних забрудників атмосфери є діоксид сірки, який утворюється під час спалювання кам'яного вугілля. До системи тверде тіло – рідина добавляється газоподібна фаза, яка перетворює двофазну систему у трифазну, у якій відбувається очищення газового середовища від діоксиду сірки у водній суспензії карбонату кальцію. Даний метод характеризується високою ефективністю очищення, невеликою витратою води та простотою конструкції основного реактора.

Фізико – хімічні взаємодії супроводжуються тепловими ефектами. Теплота виділяється на поверхні взаємодії твердого тіла з рідким реагентом і теплопровідністю відводиться у тверде тіло та конвективним теплообміном у рідину. Найвища температура спостерігається на поверхні взаємодії. Цей факт необхідно враховувати під час розрахунку процесу взаємодії, тому що фізичні параметри системи залежать від температури. Теоретичні рішення для визначення температур всередині твердого тіла, на його поверхні та в об'ємі рідини є надзвичайно актуальними для хімічної промисловості.

Останніми роками усе більш інтенсивний розвиток отримують наукові дослідження і практичні розробки, пов'язані зі здобуттям і використанням речовин, що мають переважно монодисперсний склад (краплі та гранули). Продукцію однакового складу використовують у різних сферах: ядерній технології, медицині, харчовій промисловості, хімічній, машинобудівній промисловості та ін. Широкий діапазон застосування монодисперсних частинок

передбачає розбіжність параметрів, що в свою чергу обумовлює велику різноманітність методів їх отримання.

Ці методи повинні забезпечити найменші втрати вихідного продукту і звести до мінімуму утворення браку кінцевого продукту, автоматизацію не тільки окремих етапів технологій, але і комплексну роботизацію технологічного процесу, включаючи процеси обліку та контролю на всіх його стадіях. Крім цього найважливішими критеріями є ресурсозбереження (включаючи енерго- і матеріалоємність); екологічна безпека; оптимізація складових людської праці; наступність технологій, їх швидке суміщення з уже існуючими або можливість заміни ними вже освоєних.

У сучасному хімічному виробництві застосування монодисперсних частинок у двофазних потоках реалізовано, зокрема, у великотонажних виробництвах азотних і комплексних мінеральних добрив, що одержуються баштовим способом (приллювання). Для формування крапельних структур застосовуються різні типи технічних пристроїв. У теперішній час найбільш перспективним є метод вимушеного розпаду струменів рідини, який відповідає перерахованим вимогам, з використанням відцентрових або статичних вібраційних грануляторів (ВВГ) в баштах приллювання.

У сучасному сільському господарстві по всьому світу динамічно зростає попит на азотні добрива. У найближчі роки очікується активне інвестування і зростання світових потужностей виробництва мінеральних добрив. У стадії будівництва в даний час знаходяться 250 проектів. Експерти IFA оцінюють, що в 2015-2020 роках споживання азотних добрив в середньому зросте на 2,5-3% на рік і досягне 215 млн. т поживних речовин.

Продукцію однакового складу використовують у різних сферах: ядерній технології, медицині, харчовій промисловості, хімічній, машинобудівній промисловості та ін. Широкий діапазон застосування монодисперсних частинок передбачає розбіжність параметрів, що, у свою чергу, обумовлює велику різноманітність методів їх отримання. Для формування краплинних структур застосовують різні типи технічних пристроїв. На сьогодні найбільш

перспективним є метод вимушеного розпаду струменів рідини, що відповідає переліченим вимогам, із використанням обертових або статичних вібраційних грануляторів. Продукт отриманий існуючими конструкціями має низьку монодисперсність.

Застосування грануляторів зваженого шару для грануляції речовин в харчовій та хімічній промисловості потребує постійного вдосконалення їх апаратурного оформлення та підвищення питомої продуктивності. Одним із методів зменшення габаритів грануляційного обладнання є підвищення відносної швидкості руху суцільної та дисперсної фаз. Цього можна досягти за рахунок застосування вихрових і високотурбулізованих потоків в апаратах зваженого шару. Підвищення продуктивності (навантаження по фазах) для апаратів з такою організацією руху потоків призводить до меншого відносного зростання їх габаритних розмірів і витрат енергії на гранулювання.

У зв'язку з цим перед науковцями та інженерами постає актуальна проблема модернізації існуючого обладнання з використанням двофазних потоків для здійснення зазначених процесів.

Методи досліджень. Під час експериментальних досліджень використовувались експериментальні установки, у яких встановлювались статичні та кінетичні закономірності гідродинаміки, тепло та масообміну, сушіння, розчинення, екстрагування, сумісної абсорбції та розчинення у трифазній системі, сумісного тепло- та масообміну. Гідродинамічні, аналітичні та технологічні дослідження ґрунтувались на використанні сучасних методів фізико-хімічного та хімічного аналізу. Дослідження тепломасообміну здійснювали з використанням багатоканального інтелектуального перетворювача із виведенням інформації на комп'ютер. Використовувався гравітаційний аналіз полідисперсного твердого середовища з побудовою функції розподілу. Теоретичний аналіз виконувався на основі складання математичних моделей та їх рішення аналітично (з використанням методу заснованому на перетвореннях Лапласа) та з використанням комп'ютерної техніки та прикладних пакетів MathCAD та MS Excel та інших сучасних

програм. Оцінка адекватності математичних моделей здійснювалась статистичними методами.

1. ЛІТЕРАТУРНИЙ ОГЛЯД ТА АНАЛІЗ ПРОБЛЕМ ГІДРОДИНАМІКИ ТА ТЕПЛО І МАСООБМІНУ ПРОЦЕСІВ З ВИКОРИСТАННЯМ ДВОФАЗНИХ ПОТОКІВ

1.1. Характеристика масо та теплообмінних двофазних потоків (процесів з газовою, рідинною та твердою фазою)

Так гідродинамічні та масообмінні процеси є складовою частиною науки «Процеси та обладнання хімічної технології», яка відома також як «Хімічна інженерія». Загальний огляд усіх процесів подається у монографіях, та у підручниках, Прикладом може служити монографія “Chemical Engineering” Дж. М. Коулсона та Дж. Ф. Річардсона [16]. Значна частина даної науки належить гідродинамічним та масообмінним процесам і кожному з процесів присвячено монографії як вітчизняних, так і зарубіжних авторів.

У проведених дослідженнях розглядаються лише процеси гідро та масообміну, у яких спільним є наявність газової, крапельної і твердої фази. Теоретичні основи масообміну у системах з твердою фазою, яка об’єднує усі процеси, де виступає тверде тіло, та показує їх специфіку є монографія П.Г.Романкова та В.Ф.Фролова [17]. У монографії розглянуто процес взаємодії текучого середовища з твердою поверхнею, показано методики визначення коефіцієнта дифузії та масовіддачі. Для масообміну з нерухомим шаром зернистого матеріалу розглянуто модель пошарового відпрацювання. Надано принципи розрахунку масообмінних апаратів за участі твердої фази.

У проведеному комплексі теоретичних та експериментальних досліджень розглянуто гідродинамічні, теплові та масообмінні процеси за участі газової, рідинної та твердої фази, а саме: гранулювання, переміщення рідинних сімішей, сушіння, розчинення та екстрагування з твердої фази. Процес сушіння представлений самостійний тепломасообмінний процес, при якому волога видаляється з твердого матеріалу.

Існують різні методи проведення такого процесу. Одним із методів

проведення сушіння є фільтраційне сушіння. Основу даного методу складає процес профільтровування сушильного агента через дисперсний шар вологого матеріалу. Теоретичні аспекти даного методу, а саме гідродинаміка, теплообмін та масообмін наведено у [18]. Представлено теорію процесу фільтраційного сушіння, що базується на системах диференціальних рівнянь тепло і масообміну, закономірностях збереження тепла і маси, гідродинамічних взаємодіях теплового агента з твердим висушуваним матеріалом, що являє собою нерухомий дисперсний шар.

Теоретичний аналіз зовнішньо дифузійного процесу розчинення подано у монографії [19]. Розглянуто термодинаміку розчинення, фізичне, хімічне та електрохімічне розчинення, матеріальні баланси процесу, кінетичні закономірності та основні типи апаратів для розчинення. Представлено процеси фізичного розчинення, які можуть супроводжуватись утворенням побічних фаз (твердої чи газоподібної). Ці фази значно ускладнюють процес розчинення. Для ряду випадків газоподібна фаза значно інтенсифікує процес і може рекомендуватись як засіб збільшення швидкості його протікання. У дисертаційній роботі цьому методу приділено увагу.

Одним з важливих технологічних процесів, що у значній мірі використовуються у промисловості, є екстрагування компонентів з твердих тіл. Присвячені цьому процесу монографії [20, 21, 22] дають теоретичну інтерпретацію явища екстрагування, вивчають структуру інертної твердої фази, їх ізотропність та анізотропність, дифузійне перенесення речовини у порах твердої фази, та деякі методи інтенсифікації даного процесу.

З точки зору сучасної гідродинаміки, єдиного механізму розпаду струменів рідини не існує і в залежності від цілого ряду параметрів, можуть існувати різні механізми розпаду рідинного об'єму на окремі частки. Як приклади у роботах [23,24] представлені варіанти розпаду рідких струменів за рахунок капілярної нестійкості при різних режимах: вимушений капілярний розпад струменя, нестійкість Кельвіна Гельмгольца - нестійкості поверхні рідкого об'єму за рахунок розриву профілю швидкості течії рідини і

навколишнього середовища.

Видно, що характер розпаду рідких струменів і утворення в цих типах нестійкості носить абсолютно різний характер: в першому випадку переважаючим механізмом є вплив капілярних сил, у другому - градієнт швидкості течії рідини струменя. Останній механізм зустрічається при високих швидкостях течії струменів, якщо є розрив швидкості струменя і навколишнього середовища.

Розпад рідких струменів під дією капілярних сил відбувається наступним чином. Стійкість системи залежить від того, зростає або зменшується потенційна енергія системи. Так для циліндричних рідинних мас (струмін) потенційна енергія не є мінімальною, така геометрична конфігурація повинна розпадатися на сферичні об'єми, які мають меншу потенційну енергію, для їх розпаду непотрібно вельми сильного зовнішнього впливу.

Релей [25] пояснив це явище нестійкістю рідкого циліндричного тіла, головним джерелом розвитку якої служать сили поверхневого натягу (потенційна енергія рідинного циліндра і крапель визначається поверхневою енергією (капілярними силами), яка утворюється при наявності межі розділу фаз). Їх дія призводить до прогресивного наростання капілярних хвиль, внаслідок чого відбувається локальне зменшення діаметра струменя щодо свого первісного діаметра, що супроводжується відповідним витісненням рідини і утворенням сусідніх розширень струменя. В результаті формується регулярне чергування стискання і розбухання. Ділянки що зменшують свій діаметр, поступово витягаючи в довжину, розриваються з утворенням крапель.

Існує інша теорія нестійкості струменя. На думку авторів [26], пружні коливання поверхні струменів можуть мати місце, але вони будуть завжди мати затухаючий характер уздовж струменя. Тому розпад струменя може відбутися тільки в місці виникнення такого коливання. Послідовність же чергування звужень і розширень по довжині струменя обумовлюється не пружними коливаннями, а силами Лапласа, що мають постійний напрямок. Рідина з місця звуження може і обов'язково буде перетікати в місця розширення, і цей процес

незворотній, оскільки сили Лапласа діють в цьому ж напрямку. Таким чином, звуження, що почалося в даному перетині, буде тільки звужуватися, а розширення буде тільки розширюватися. Кожне звуження обов'язково викличе поруч з собою утворення розширення видавлюванням туди рідини, а кожне розширення викличе поруч із собою звуження за рахунок симетричного розподілу сил по поверхні кулі. Так утворюється послідовний ланцюг звужень і розширених по довжині струменя.

1.2 Основні способи організації відносного руху двофазних потоків в грануляційних пристроях з використанням зваженого шару

Двофазні потоки (краплі-газ, тверда фаза-рідина, тверда фаза-газ) використовуються у багатьох технологічних процесат хімічної та нафто і газу переробної промисловості. Так метод гранулювання з рідкої фази диспергуванням її на краплини з наступною кристалізацією знайшов застосування під час отримання гранул з висококонцентрованих плавів у високих порожніх ємностях (грануляцій-них вежах) з охолодженням падаючих крапель зустрічним потоком повітря як у вітчизняній практиці (АС-67, АС-72 та ін.), так і у зарубіжних техноло-гіях гранулювання (Norsk Hydro, AN-DE, ICI, Kaltenbach та ін.) [27-29]. Не-зважаючи на велику продуктивність грануляційних установок такого типу, ряд недоліків (навантаження по перерізу вежі розподіляється нерівномірно; необхідність великої кількості повітря для охолодження гранул; проблеми забруднення атмосфери пилом; значні капіталовкладення під час будівницт-ва та експлуатації, моральне застаріння) не дозволяє розглядати цей спосіб в якості перспективного.

Аналіз сучасного ринку виробників гранульованої продукції для пот-реб хімічної, гірничодобувної, фармацевтичної і харчової галузей промис-ловості показав, що серед перелічених методів гранулювання до новітніх (передових) відноситься гранулювання у зваженому шарі [30]. Одержання гранульованого продукту у зваженому шарі використовують відомі вироб-ники добрив і

фармацевтичної продукції - Urea Casale S.A., Kahl Group, Stamicarbon, Toyo Engineering Corporation, Changzhou Xianfeng Drying Equipment Company Ltd, Glatt, Uhde Fertilizer Technology, Rottendorf Pharma, Shanghai Pilotech Instrument Equipment Co., Ltd та ін. [31-38].

Кожна з вказаних на рис. 1.1. класифікаційних ознак чинить різний вплив на якість кінцевої продукції. Окремо слід виділити класифікацію апаратів зваженого шару за місцем введення рідкого матеріалу та, відповідно, способу організації руху відносно зріджуючого агента та розчину (розплаву).

Ця характеристика впливає на такі показники роботи зваженого шару:

- інтенсивність;
- винесення дрібної фракції;
- площа контакту фаз;
- інтенсивність зіткнення та агломерації крапель;
- швидкість формування поверхневого шару гранули (висихання плівки рідини).

Основні переваги використання зваженого шару в технології гранулювання [39, 29,40-43]:

- інтенсивне перемішування твердої фази, що приводить до практично-го вирівнюванню температур і концентрацій в об'ємі зваженого шару;
- високі значення коефіцієнта тепловіддачі від зваженого шару до поверхонь теплообміну (або навпаки);
- можливість використання твердих частинок малих розмірів (твердої фази з розвиненою питомою поверхнею);
- порівняно невеликий гідравлічний опір;
- легкість механізації і автоматизації.

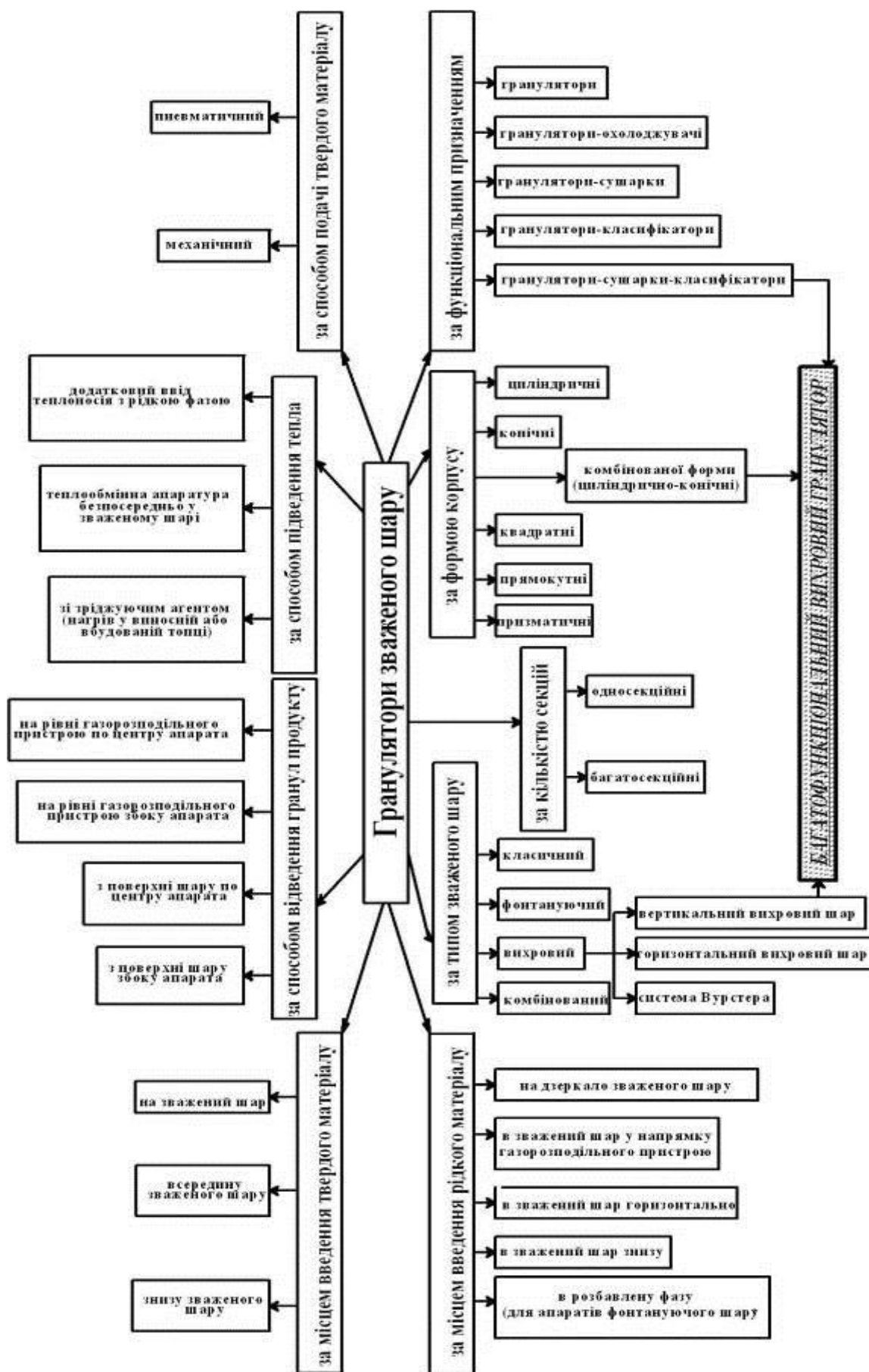


Рисунок 1.1. - Класифікація грануляторів зваженого шару.

Стрімкий розвиток теорії та практики застосування зваженого шару в техніці обумовив створення і впровадження нових конструкцій грануляторів. Аналіз даних патентної документації [44-83] та літературних джерел [84-86] дозволило визначити основні класифікаційні ознаки апаратів, що знайшли застосування у промисловості в останні два десятиріччя. Наведений список джерел, звичайно, не є вичерпним з точки зору охоплення всіх існуючих конструкцій грануляторів зваженого шару, але він є показовим з огляду на найбільш ефективні конструкції грануляторів. Класифікація грануляторів зваженого шару наведена на рис. 1.1. Використання грануляторів зваженого шару є актуальним в умовах виробництва гранульованих продуктів на виробництвах малої чи середньої потужності [87-88]. Наведений список джерел не є вичерпним з точки зору охоплення всіх існуючих конструкцій.

Огляд конструкцій грануляторів зваженого шару дозволив прослідкувати такі тенденції в розвитку світової технології гранулювання:

- заявники нових конструктивних рішень – здебільшого крупні промислові компанії з виробництва мінеральних добрив, які мають авторитет на світовому ринку. Представники наукових установ мають менший доробок в цьому напрямку;

- схожі за сутністю конструктивні рішення інтелектуально захищені всесвітньо відомими промисловими компаніями не лише вітчизняними, а й міжнародними патентами;

- сутність переважної більшості охоронних документів зводиться до конструктивного вдосконалення існуючих грануляторів, а не до нової форми організації руху потоків.

Всі ці тенденції свідчать про зменшення наукової складової у розвитку технології гранулювання у зваженому шарі. Апарати класичного зваженого шару мають відомі методики розрахунку і за рахунок лише конструктивного вдосконалення не з'являється потреби в перегляді таких методик. Нова ж форма організації руху потоків потребує ґрунтовного теоретичного опису; ця проблема є актуальною з огляду на наведену нижче інформацію.

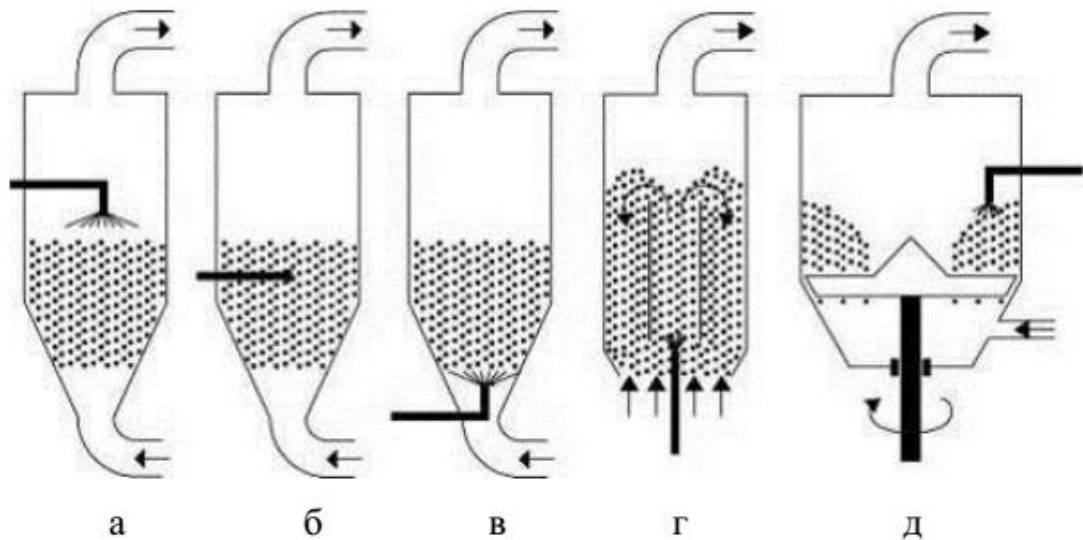


Рисунок 1.2. - Типи організації відносного руху потоків в грануляторах зваженого шару: а – верхня подача рідини (на дзеркало зваженого шару або в шар у напрямі газорозподільного пристрою); б – горизонтальна подача рідини в зважений шар; в – нижня подача рідини (знизу зваженого шару або в шар у напрямі руху зріджуючого агенту); г – зважений шар типу Вурстера (Wurster); д – ротаційний зважений шар з боковою (тангенційною) подачею рідини

Незважаючи на широке застосування апаратів зваженого шару у промисловості та різноманітність конструкцій і методів підвищення ефективності автори [89-92] відмічають наступні їх недоліки: нерівномірність часу перебування в зваженому шарі частинок твердої фази і зріджуючого агента (однаково можливі швидке проскакування частинок і їх перебування в шарі довше за середньостатистичний час); можливість у ряді випадків небажаної зміни властивостей твердих частинок (стирання, розтріскування, злипання та ін.); необхідність установки потужних пиловловлюючих апаратів на виході газів із зваженого шару, особливо при широкому гранулометричному складі твердої фази; ерозія апаратури в зоні псевдозрідженого шару, особливо значна у разі використання частинок з високими абразивними властивостями; обмеженість робочих швидкостей зріджуючого агента межами, відповідними початку зваження твердої фази та її віднесенню з шару; підвищені енерговитрати, пов'язані з нагнітанням зріджуючого агента; необхідність

точного дозування рідкої фази, що значно ускладнює управління високопродуктивним виробництвом; низька стабільність зваженого шару в широкому діапазоні зміни навантажень по рідкій, твердій і газовій фазах.

Аналіз даних [93-95] дозволив виділити основні типи організації відносного руху потоків в грануляторах зваженого шару, які представлені на рис. 1.3. Нижче наведено коротку характеристику вказаних на рис. 1.2. типів з визначенням їх переваг та недоліків.

Взаємодія протилежно спрямованих потоків зріджуючого агента з рідким матеріалом може призвести до зменшення інтенсивності роботи зваженого шару або до значного винесення дрібної фракції з його об'єму. Залежать ці процеси від значення швидкості руху зріджуючого агента та фракційного складу дисперсного матеріалу [9]. Але при оптимальному конструктивному оформленні робочого простору гранулятора такий спосіб організації взаємного руху потоків є вельми ефективним, оскільки відбувається хвилеподібне викривлення поверхні шару. За такої умови відбувається різке збільшення поверхні взаємодії зустрічних потоків, що призводить до інтенсифікації тепломасообмінних процесів. Такий спосіб організації може бути ефективно застосувати для процесів гранулювання розчинів невеликої концентрації [8].

Протитечійний рух потоків газу і рідини з її розпиленням на поверхню зваженого шару (рис. 1.2., а) – найбільш простий метод, але якість гранул нижча, ніж при використанні інших організацій руху потоків. В переважній більшості випадків гранули, одержані за таким способом, є більш рихлими та пористими [94]. Тенденція розвитку техніки гранулювання передбачає перехід до прямоточних схем з подачею рідини знизу та схеми Вурстера [86,95].

У випадку, якщо вологовміст відпрацьованого зріджуючого агента дозволяє одержувати продукт з регламентованими якісними показниками, то найбільш раціональна подача рідини у шар. Зважений одачу рідини безпосередньо у зважений шар доцільно організувати так, щоб її факел був горизонтальним (рис. 1.2., б). При подачі рідини на шар продуктивність

форсунок обмежена площею дзеркала шару, тоді як при горизонтальній подачі в шар поверхня зрошення може бути істотно більшою [96].

Якщо обрати варіант подачі рідини знизу у зважений шар, як зображено на рис. 1.2., в (прямоточна схема взаємного руху потоків), то в такому разі продуктивність пристрою для розпилення буде обмежена висотою шару. При застосуванні грануляторів зваженого шару з прямотечійним рухом потоків виникають труднощі переходу до крупномасштабних установок: при збереженні постійної висоти зваженого шару необхідно встановлювати кілька форсунок (що мають обмежену продуктивність), що ускладнює конструкцію та експлуатацію гранулятора. Недоліком такої організації руху потоків з збільшення кількості зіткнень між частинками ретура і краплями рідини та небажаної агломерації.

Перевагою слід вважати те, що нижнє введення рідини забезпечує мінімальну відстань між пристроєм для розпилення та зваженим шаром; ця особливість перешкоджає завчасному висиханню рідини (до моменту надходження на поверхню ретура). В технології одержання карбаміду знайшли застосування багатосекційні апарати з подачею рідини знизу у зважений шар [28,38].

Різновиди схем, зображених на рис. 1.2., а-в, наведено на рис. 1.3.

Вдосконалення технології гранулювання з використанням прямотечійної схеми взаємодії потоків призвело до виникнення системи Вурстера (рис.1.2., г). Шляхом установки нерухомого циліндру у зважений шар принципово змінюється характер циркуляції частинок, збільшується швидкість зневоднення розчину та, внаслідок цього, знижується ризик агломерації при збереженні високої інтенсивності їх зіткнення [94].

Для процесів наплення рідини на гранули ретура знайшов застосування роторний зважений шар (рис. 1.2., д) [93]. Організація перехресно протитечійного руху потоків за рахунок диску, що обертається, забезпечує більшу сферичність гранул та їх підвищену густину за рахунок ущільнення при окатуванні.

Комбіновані методи організації взаємного руху потоків не знайшли широкого використання в установках великої потужності.

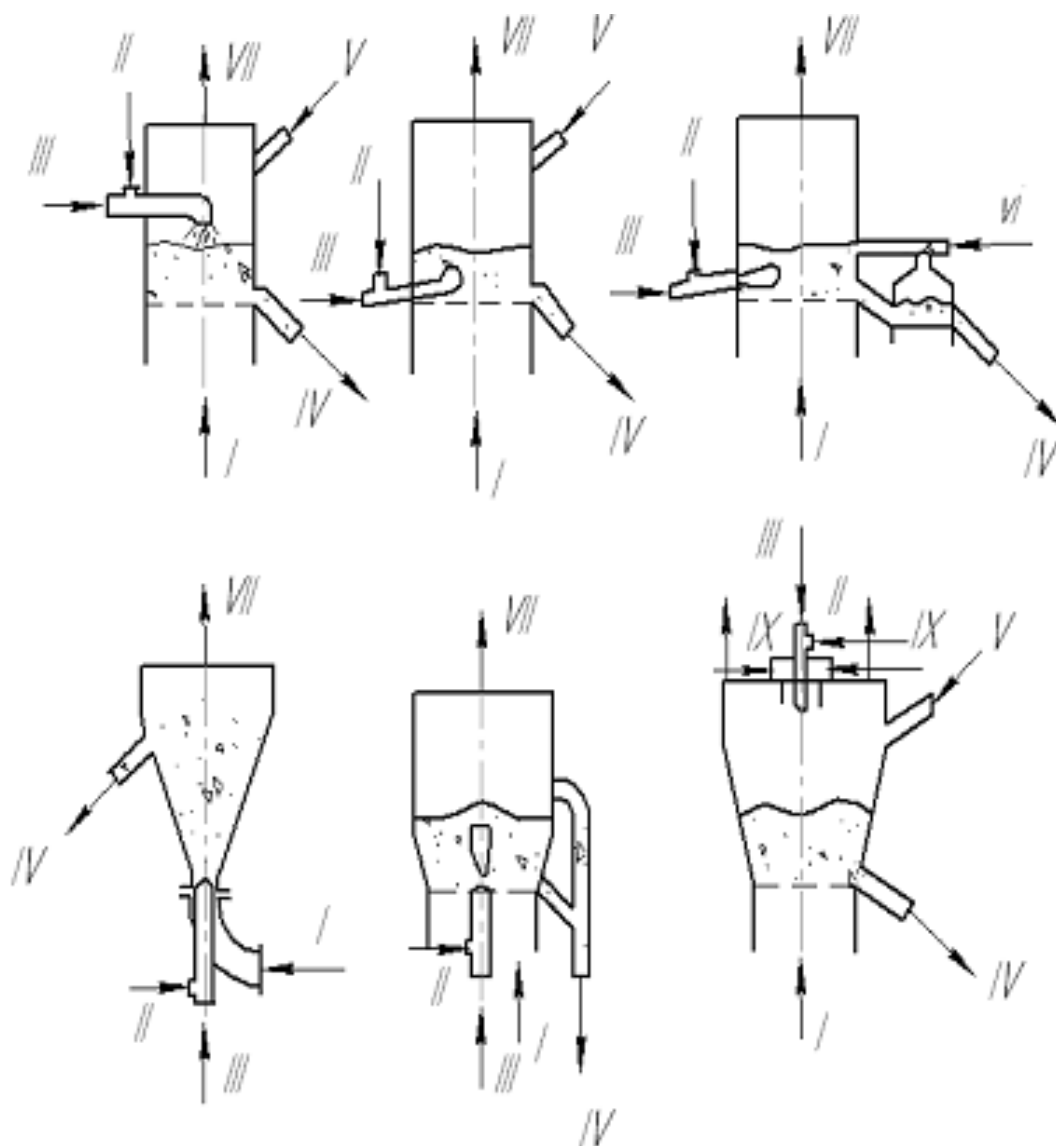


Рисунок 1.3 - Схеми апаратів для грануляції у зваженому шарі [2]: I – зріджуючий агент; II – початкова речовина; III- розпилювальний агент; IV – готовий гранульований продукт; V – ретур; VI – повітря для сепарації дрібних гранул; VII – відпрацьовані гази; VIII – повітря на класифікацію частинок; IX – теплоносій.

Зважаючи на переваги апаратів роторного (обертального) типу перспективним напрямком організації руху взаємодіючих фаз в грануляторах зваженого шару є застосування закрученого газового потоку, який формує направлений спіралеподібний рух крапель (гранул). Така організація

направленого руху газу не потребує використання елементів конструкції грануляторів, які обертаються, що значно спрощує їх будову. До цього часу також недостатньо уваги було приділено організації різних схем взаємного руху потоків у випадку закрутки зріджуючого агента.

1.3 Масообмін у двофазних потоках між твердими тілами та суцільною фазою

Процеси масообміну та розчинення застосовують у багатьох галузях народного господарства. До них у першу чергу належить хімічна промисловість [96], а також харчова [97], фармацевтична [98], гідрометалургійна [99], машинобудівна [100] природоохоронна [101] та інші.

Розчинення в основному протікає на перших стадіях технологічного процесу, наприклад, розчинення природніх калійних руд у виробництві калійних солей [102], фосфатів та апатитів у виробництві фосфорної кислоти [103], переробка бокситів у виробництві алюмінію [104] та інші. Аналогічні процеси відбуваються у інших технологіях, перш за все у харчових та фармацевтичних [105].

З теоретичної точки зору під час розчинення головну роль відіграють два аспекти : рівновага та кінетика [106]. Рівновага представляє концентрації, які можуть бути максимально одержані у рідинній фазі. Перевищення цих концентрацій призводить до кристалізації, тобто дані процеси є оборотними і можна написати

розчинення ↔ кристалізація.

Як і для будь-якого масообмінного процесу, рівновага визначається не рівністю концентрацій, які не є потенціалом, а рівністю хімічних потенціалів [107]

$$\mu_s = \mu_p, \quad (1.1)$$

де μ_s - хімічний потенціал розчинної речовини у твердій фазі;

μ_p - хімічний потенціал даної речовини у рідкій фазі.

Звичайно, що у практиці хімічні потенціали не використовують, а застосовуються концентрації за їх різних розмірностей. Найбільш часто використовують концентрацію у $\text{кг}/\text{м}^3$. Концентрація у стані рівноваги називається концентрацією насичення і її величина залежить від температури. Ця залежність представляється степенною і носить вид

$$C_s = C_{s0} + a_1 t + a_2 t^2 + \dots \quad (1.2)$$

де C_{s0} - концентрація насичення з певного нульового значення температури;

t – температура, $^{\circ}\text{C}$.

a_1, a_2 - коефіцієнти, що притаманні кожній речовині.

Значення C_s визначається експериментально.

Наприклад для KCl значення концентрації насичення має вид [108]

$$C_s = 256,0 + 2,28355t - 4,85t^2 \quad (1.3)$$

Графічне зображення розчинностей солей у залежності від температури подано у [109]. Розчинність багатьох хімічних сполук неорганічної природи встановлене і скористатись даними можна з наведеного довідника.

Сучасні дослідження направлені на встановлення розчинності складних сполук, у тому числі органічного походження. У [110] досліджувалась розчинність натрій гліколята у водних розчинах. Досліджено розчинність інозин-5-монофосфата ді-натрію в індивідуальних та змішаних розчинниках [111]. Визначалась розчинність у воді, метанолі, етанолі, ацетоні та у бінарних сумішах органічних речовин з водою за температур 293,15 К до 313,15 К. Дані щодо розчинності корельовано різними моделями. Розчинність цукрових спиртів у іонних рідинах досліджено у [112]. Розчинність бензойної кислоти та ацетил саліцилової кислоти у різних розчинниках за температур 275,39 -327,91 К наведено у [113]. Результати узагальнені рівнянням Вант-Гоффа. Розчинність адепінової кислоти у органічних розчинниках представлено у [114] і показано,

що розчинність залежить від температури та різних співвідношень розчинників. Максимум розчинності відповідає масовій долі кислоти, що дорівнює 0,4. Експериментальні дані описано рівнянням Апельблата.

У дисертаційній роботі досліджувався процес розчинення кальцій карбонату. Авторами статті [115] досліджено розчинність кальцій карбонату у розчинах амоній хлориду за температур 298,15 -348,15 К. Дається порівняння розчинності у воді (0,1521 ммоль/кг), тоді як у розчині амоній хлориду концентрації 1,59 ммоль/кг вона досягає 10,5899 ммоль/кг. Розчинність підвищується з ростом температури. Розчинність та пересичення розчину кальцій карбонату наведено у [119].

У [116] визначено розчинність солей d – елементів (сульфати міді, кобальту, кадмію) у органічних та водоорганічних розчинниках. Аналізуючи залежність розчинність від діелектричної проникливості, а також радіусів катіонів металів, зроблено висновок про домінуючу роль іон-іонної асоціації над сольватацією. Розчинність та термодинаміка розчинності кумарину у різних розчинниках досліджена з термодинамічної точки зору [117]. Розчинність моно-, тетра-, пентабората натрію у суміші етилен-діамін-вода досліджено з метою визначення їх інгібіторної корозійної дії на метал [118].

З метою одержання високоефективного дефоліанта вивчено розчинності різних компонентів у складній водній системі [120]. Встановлено оптимальні технологічні параметри одержання ефективного рідкого дефоліанта .

Розчинення дікальцій силіцію у розчинах сполук $\text{NaOH} - \text{NaAl}(\text{OH})_4 - \text{Na}_2\text{CO}_3$ за температур 302,2 – 342,2 К проаналізовано у [121].

Розчинність речовин може використовуватись як тест на визначення компонентів, особливо це стосується лікарських препаратів і цій проблемі також присвячуються наукові дослідження [122] .

Процеси розчинення, що є одним із важливих масообмінних процесів, визначаються тими ж закономірностями, а саме законами термодинамічної рівноваги, збереження, перенесення тепла і маси [123]. Закони збереження лежать в основі матеріальних та теплових балансів, згідно з якими

визначаються масові та теплові потоки у даній системі розчинення і у загальному виді представляються балансовим рівнянням [123].

$$\Sigma M_{\Pi} = \Sigma M_{\text{К}} \quad (1.4)$$

де ΣM_{Π} – маса компонентів що поступає на розчинення;

$M_{\text{К}}$ – маса компонентів, що покидає апарат.

Основна увага у дослідженнях розчинення приділяється кінетиці процесу, яка дозволяє встановити швидкість розчинення і, відповідно, час проведення процесу у періодичних процесах та час перебування твердої фази у неперервних. Як правило, кінетичні закономірності встановлюються на прикладі розчинення одинарних частинок [128]. Кінетичне рівняння, що описує процес розчинення, є аналогічним процесу тепловіддачі від твердої поверхні та має вид [123].

$$-\frac{dM}{d\tau} = \beta \cdot F \cdot (C_s - C) \quad (1.5)$$

де M - маса твердої частинки, кг;

F - поверхня твердої частинки, м²;

C_s - концентрація насичення, кг/м³;

C - концентрація речовини у рідині, кг/м³;

τ - час, с;

β - коефіцієнт масовіддачі, м/с.

Кінетику розчинення металів та їх математичний опис наведено у роботах [124, 125].

Згідно рівняння (1.5) у ньому одночасно присутні чотири змінні величини, а саме M , F , C , τ . Проведення процесу з однією частинкою у великому об'ємі рідини за короткий час дозволяє прийняти постійними F та C і визначити зміну маси ΔM за короткий проміжок часу $\Delta \tau$. Коефіцієнт масовіддачі β визначається:

$$\beta = \frac{\Delta M}{F \cdot (C_s - C) \Delta \tau} \quad (1.6)$$

Важливим елементом даного рівняння є концентрації насичення C_s , визначення яких розглянуто вище. Коефіцієнт масовіддачі β є функцією багатьох параметрів, у першу чергу залежить від гідродинамічних умов. Узагальнення значень коефіцієнта масовіддачі найчастіше відбувається згідно із теорією узагальнених перемінних, де фізико-хімічні параметри представляються у виді безрозмірних комплексів – критеріїв подібності [127]. Критеріальні величини визначаються залежно від способу проведення процесу. Найбільш часто критеріальна залежність має вид [128, 129]:

$$Sh = A \cdot Re^m Sc^n, \quad (1.7)$$

де $Sh = \frac{\beta l}{D}$ – число Шервуда;

$Sc = \frac{\nu}{D}$ - число Шмідта;

$Re = \frac{wl}{\nu}$ - число Рейнольдса;

A, m, n - коефіцієнти що визначаються дослідним шляхом;

l - характерний лінійний розмір твердого тіла, м;

w - швидкість руху рідини відносно твердого тіла, м/с;

ν - коефіцієнт кінематичної в'язкості м²/с;

D - коефіцієнт молекулярної дифузії, м²/с.

Якщо тверда фаза знаходиться у зваженому стані, гідродинаміка визначається числом Ar [129]

$$Sh = A \cdot Ar^m \cdot Sc^n.$$

Проведені дослідження останніх років в основному скеровані на визначення можливості інтенсифікації процесів розчинення. Ці методи відповідають певним технологічним процесам. До цих методів відносять переміщування механічними мішалками, дія яких спрямована на зменшення пограничного дифузійного шару, що збільшує коефіцієнт масовіддачі згідно залежності [128]:

$$\beta = \frac{D}{\delta}, \quad (1.8)$$

де D - коефіцієнт молекулярної дифузії розчинного компонента у рідині.

Визначення коефіцієнта масовіддачі під час механічного перемішування визначається критеріальним рівнянням [123]. Ці рівняння наведені у [128]. Наприклад для пропелерної мішалки критеріальне рівняння має вид

$$Sh = 1,22 \cdot 10^{-3} \cdot Re_{\text{ц}} \cdot Sc^{0,5}; \quad (1.9)$$

$Sh = \frac{\beta d}{D}$ – число Шервуда;

$Sc = \frac{\nu}{D}$ - число Шмідта;

$Re_{\text{ц}} = \frac{nd_{\text{м}}^2}{D}$ - відцентровий критерій Рейнольдса;

d - діаметр частинок, м;

$d_{\text{м}}$ - діаметр перемішуючого пристрою, м.

Поведінку систем тверде тіло – рідина за механічного перемішування наведено у [126]. Встановлено, що поведінка систем носить реологічний характер. Виявлено двоякий механізм поведінки твердих фаз за числа обертів $n > 600$ об/хв. Розчинність кварцу контролюється дифузійним (масообмінним) процесом, а гематиту – кінетикою.

Метод прямого обтікання означає рух рідини відносно твердих частинок. Цей метод має місце під час розчинення твердих частинок, що знаходяться у нерухомому шарі, загально відомими є залежності [129]

$$Sh = 0,99 \cdot \sqrt[3]{Re} \sqrt[3]{Sc} \quad Re < 1; \quad (1.10)$$

$$Sh = 0,8 \cdot \sqrt{Re} \sqrt[3]{Sc} \quad 1 < Re < 3 \cdot 10^3. \quad (1.11)$$

У залежностях (1.10) і (1.11) у число Рейнольдса входить швидкість обтікання частинки потоком рідини.

Для процесу розчинення твердих тіл одержано теоретичну залежність для визначення коефіцієнта масовіддачі β [129]

$$\beta = 0,267 (\varepsilon_0 \nu)^{0,25} \cdot Sc^{-0,75}, \quad (1.12)$$

де ε_0 – питома енергія дисипації;

ν – коефіцієнт кінематичної в'язкості;

Sc – число Шмідта.

Використання цієї залежності вимагає створення ізотропних умов під час розчинення, тобто гідродинамічна ситуація повинна бути однаковою біля кожної частинки, що розчиняється. Використання механічного перемішування не завжди відповідає ізотропним умовам. Біля перемішувачого пристрою величина енергії буде значно більшою за величину цієї енергії біля стінок апарата. Інтенсивне перемішування може захоплювати частинки, які обертаються з потоком рідини, що зменшує відносну швидкість руху рідини і твердої фази. Таке явище означає, що вводиться велика енергія, а коефіцієнт масовіддачі має низькі значення.

На поверхні твердого тіла під час розчинення твердих тіл можливе утворення нової твердої фази [130]. Авторами ці утворення називаються кластерами. Їх утворення утруднює доставку реагента до твердої поверхні.

Серед даних методів інтенсифікації слід відмітити відцентровий та інерційний режими, які проте, не знаходять широкого промислового застосування.

Аналіз останніх літературних джерел вказує на використання газової (парової) фази [131, 132]. З метою інтенсифікації розчинення газоподібна фаза, яка вводиться у систему тверда фаза- рідина, виконує двояку дію. Газова фаза заповнюючи певний об'єм середовища, зменшує площу поперечного руху рідини і, тим самим збільшує швидкість обтікання твердого тіла, що впливає згідно (1.21) на число Рейнольдса і це призводить до зростання коефіцієнта масовіддачі β [135].

Ряд робіт присвячено дослідженню розчиненню в умовах вакуумування системи. Досліджено гідродинаміку пароутворення в умовах вакуумування та визначено величину питомої енергії дисипації, через яку визначилась інтенсивність перемішування I [136, 137]

$$I = 3 \cdot 10^{-3} \cdot D^{-1.23} \cdot P_A^{0.34}, \quad (1.13)$$

де D - діаметр апарату ;

P_A - розрідження у системі.

На графічних залежностях показано збільшення коефіцієнта масовіддачі у залежності від енергії дисипації у порівнянні з підведенням енергії від механічних джерел [138, 139]. Розчиненню підлягав ансамбль частинок і представлено графічною залежністю ступінь інтенсифікації у порівнянні з механічним перемішуванням. Дослідження проводились з розчиненням гіпсу, калію хлориду і натрію хлориду [139, 140]. У роботі [141] наведено аналогію процесів розчинення при вакуумуванні та теплообміну при кипінні. Аналогія між процесом кипіння рідини та масообміном в умовах вакуумування системи полягає в однаковій гідродинамічній дії на тверду фазу. В обох випадках парова фаза зароджується, росте до відривного розміру та відривається від твердої поверхні, перемішуючи при цьому рідину. Автори роботи [141] дослідили обидва процеси і представили кореляційну залежність між коефіцієнтами масовіддачі β та тепловіддачі α у вигляді:

$$\beta = \alpha \cdot 10^{-7} (1 - \varphi) \quad (1.14)$$

У залежності (1.14) φ представляє ступінь екранування поверхні твердого тіла паровими бульбашками, що у певній мірі екранує поверхню твердої фази від притоку свіжої рідини.

Дослідженню процесу розчинення твердої фази у стаціонарному шарі дисперсного матеріалу присвячено роботу [142]. Автори наводять залежність для визначення експериментального значення коефіцієнта масовіддачі та подають інтенсифікуючу дію величини розрідження у шарі. Для різних величин розрідження ступінь інтенсифікації досягає більше 3. Автори показують значне зменшення енергетичних затрат під час застосування методу вакуумування у порівнянні до однакових значень коефіцієнта масовіддачі в умовах зростання швидкості руху рідини через зернистий шар.

Інтенсифікуюча дія гідродинамічної кавітації, як методу інтенсифікації масообмінних процесів, у тому числі розчинення твердих тіл, досліджувалась Вітенько Т.М. на прикладах фізичних, хімічних та біологічних процесів. У роботах автора інтенсифікуюча дія пов'язується з утворенням парових та газових бульбашок та їх миттєвому сплескуванню, виникненні радикалів гідроксилу та інших хімічно активних сполук [143]. Дослідження автора дозволили встановити значний вплив кавітації на масообмін в системі тверде тіло-рідина, у першу чергу на розчинення твердих тіл, як дифузійно контрольованих, так і процесів розчинення, що протікають у кінетичній області. Оцінка дифузійно контрольованих процесів розчинення базується на визначенні коефіцієнта масовіддачі β [144, 145, 146]. Основним критерієм, що оцінює дію кавітації, була величина енергії дисипації, оскільки вона є першопричиною виникнення пульсацій рідини, парових бульбашок та інших гідродинамічних параметрів [147]. Експериментально визначене значення коефіцієнта масовіддачі під час розчинення порівнювалось з теоретично визначеним значенням за умови створення під час процесу однакових гідродинамічних умов для усіх частинок (ізотропної турбулентності) [148]. За умови турбулентного режиму спостерігається задовільне співпадіння теорії та експерименту. Коли переходиться межа від турбулентного режиму до кавітаційного, значення коефіцієнта масовіддачі не співпадають, а є вищими за теоретичну залежність. Автор роботи [149] даний ефект пояснює зародженням та ростом парових бульбашок на поверхні твердих частинок і руйнуванні пограничного дифузійного шару. Встановлено що значення коефіцієнта масовіддачі залежить не тільки від енергії дисипації, але і від розмірів частинок. Максимальні значення β під час розчинення натрій хлориду та гіпсу одержано для частинок діаметром 1,5 мм. Розчинення частинок гіпсу показали, що кавітаційна дія може спричиняти подрібнення твердої фази і ця дія залежить від розчинності солей. Так розчинення натрій хлориду не є лімітуючим у подрібненні, але розчинення гіпсу супроводжується подрібненням твердих частинок [150].

У ряді робіт увага приділяється математичному моделюванню процесів розчинення. До них належить монографія Е. Вигдорчика та А. Шейніна [152], у якій розглянуто моделювання неперервних процесів розчинення з застосуванням компютерної техніки, розглянуто різні методи розчинення та екстрагування з твердої фази, а також [151, 153].

Математична модель розчинення калієвої солі карбоксиметилцелюлози на основі досліджень та визначенні кінетичних закономірностей наведена в [154]. Математичне моделювання та оптимізацію розглянуто у роботах [155,156]. Моделювання розчинення фосфатної сировини сірчаною кислотою у виробництві фосфорної кислот наведено у [157], а модель кінетики розчинення, як метод діагностування тонкої кристалічної плівки оксиду заліза проаналізовано у [158]. Модель розчинення мінералів у кислих та лужних розчинах з точки зору концентрації іонів гідрогену та їх переходу у розчин наведено у [159]. Математичне моделювання з метою управління процесом розчинення силвінітових руд з метою одержання калій хлориду розглянуто у [160]. Складено математичну модель усіх стадій виробництва у тому числі стадію розчинення силвінітової руди. Модель розподілу домішок під час розчинення мінеральної сировини в одержанні мінерального добрива подано у [161], та екстракційної фосфорної кислоти що одержується розчиненням фосфатів у [162].

Найбільш широке застосування розчинення знаходить у галургії, а також у хімічній, харчовій, фармацевтичній промисловості. Розчинення калійних солей лежить в основі одержання мінеральних добрив. Природні солі представляють собою суміш різних компонентів, у тому числі у них знаходиться калію хлорид. Під час розчинення відбуваються не лише чисто фізичні процеси, але у рідинній фазі відбуваються фізико-хімічні та хімічні перетворення, у деяких випадках внаслідок перетворень одержується безхлорне калійне добриво [77, 133, 134]. У роботі [133] досліджено метод холодної кристалізації під час розкладу карналіту з метою одержання калій хлориду.

Основна увага під час аналізу процесу розчинення приділяється кінетиці процесу на прикладі розчинення одинарних частинок кулястої форми [136]. Досліджуються різні аспекти розчинення. Встановлюється механізм процесу розчинення: дифузійний, кінетичний, перехідний [135, 136]. Для кінетичного механізму визначено кінетичні коефіцієнти. У більшості випадків механізм процесу розчинення належить до дифузійних, для яких є характерним залежність коефіцієнта масовіддачі від інтенсивності перемішування. Пневматичне перемішування та визначення коефіцієнта масовіддачі розглянуто у [137]. Розчинення в інших системах досліджено у [138]. Нестаціонарні аспекти під час розчинення одинарних частинок та їх вплив на визначення коефіцієнта масовіддачі подано у [136].

Основна увага під час дослідження розчинення одинарних частинок приділяється визначенню коефіцієнта масовіддачі експериментально та представлення дослідних даних теоретично методом узагальнених перемінних. У роботі [161] дослідні дані щодо коефіцієнта масовіддачі порівняно з теоретичним коефіцієнтом, визначеним на основі теорії ізотропної турбулентності, та показано можливість застосування даного методу для визначення коефіцієнта масовіддачі.

Розчинення твердих речовин методом фільтрування через шар зернистого матеріалу реалізується у природному середовищі під час атмосферних опадів у виді дощу та танення снігового покриву. Вода з розчиненими у ній солями збирається у підземних сховищах і використовується для потреб водопостачання населення [128].

Наведені у літературі математичні моделі розчинення стосуються стаціонарних або квазістаціонарних процесів у шарі зернистого матеріалу. У дійсності початкова стадія розчинення завжди є нестаціонарною і характер зміни розмірів частинок по висоті не відповідає стаціонарному процесу розчинення.

Розчинення належить до одного з найбільш розповсюджених масообмінних процесів. Найбільш широке застосування розчинення знаходить

у галургії [128], а також у хімічній, харчовій, фармацевтичній промисловості. Основна увага під час аналізу процесу розчинення приділяється кінетиці процесу на прикладі розчинення одинарних частинок кулястої форми [162]. Аналіз розчинення у шарі зернистого матеріалу розглядається як стаціонарний процес, при якому тверда фаза поступає на розчинення та, переміщуючись по довжині апарату, зменшується у розмірах до повного розчинення. Цей процес аналітично розглянуто у [162]. Разом з цим відмічається нестаціонарність даного процесу [163]. У [164, 165] розглядається складний нестаціонарний процес розчинення, що супроводжується одночасною кристалізацією, тобто процесом, що є оберненим до розчинення.

Дослідженню нестаціонарної стадії розчинення шару зернистого матеріалу, яка завжди має місце на початковій стадії розчинення, не приділялось належної уваги, хоч у інших масообмінних процесах з шаром зернистого матеріалу (адсорбція, екстрагування з твердої фази, сушіння у фільтраційному шарі) це явище досліджується з належною увагою [166, 167].

1.4. Методи створення направленою вихрового руху газового потоку

Обертовий (закручений) рух потокам у вихрових апаратах надається за допомогою направляючих елементів, які можуть мати різне конструктивне виконання [168]. Завихрювачі, які застосовуються в сучасних тепломасообмінних апаратах, дозволяють надати газовому потоку колову складову швидкості, а також формувати часткову закрутку.

Закрутка газового потоку може бути здійснена за рахунок наступних конструктивних рішень [169]:

- вплив на газовий потік в місці входу газового потоку в апарат (лопатеві завихрювачі, одночасне застосування декількох завихрювачів, тангенційний вхід газового потоку через один або декілька патрубків);

- вплив на газовий потік по довжині його робочого простору апарату (стрічкові та шнекові завихрювачі, тангенційне введення газового потоку в декількох місцях по висоті апарату);

Одночасна закрутка газодисперсного потоку може проводитись за рахунок обертових механічних пристроїв, наприклад, представленою раніше схемою Вурстера, хонейкомба або вертушки з лопатями.

Нижче наведено основні конструкції нерухомих направляючих елементів (газорозподільних пристроїв).

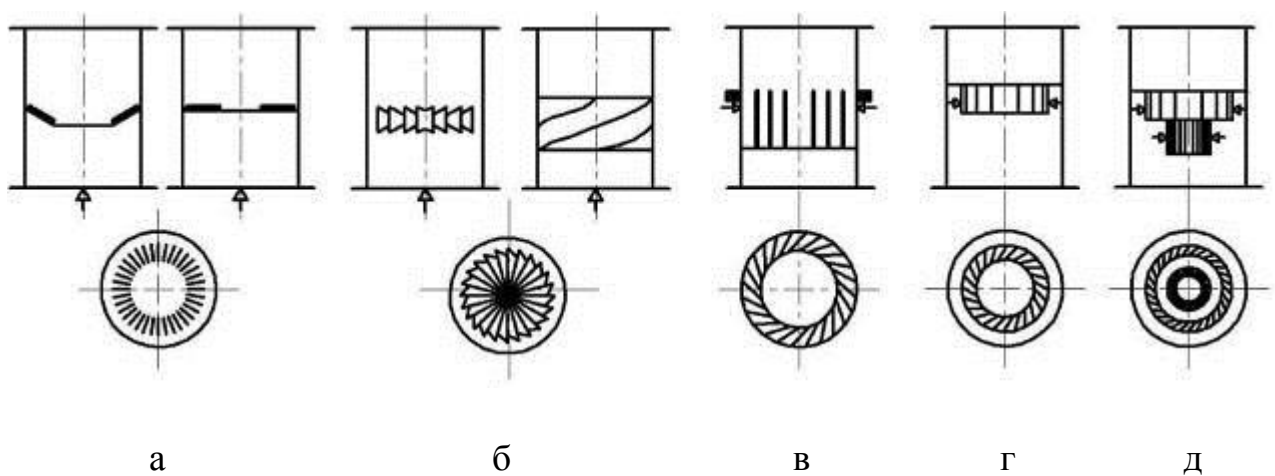


Рисунок 1.4. - Направляючі елементи з різними типами завихрювачів: а – лопатеві; б – стрічкові; в, г – вістові багато лопатеві; д – тангенційні [170]

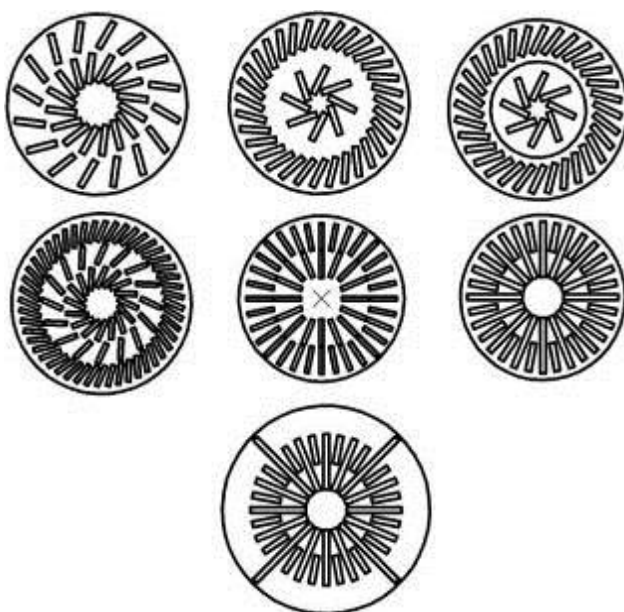


Рисунок 1.5. - Лопатевий направляючий елемент [171]

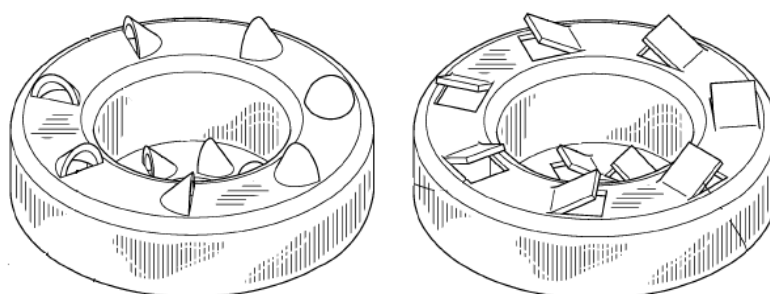


Рисунок 1.6. - Багаторядний направляючий елемент з лопатями різної конфігурації [172]

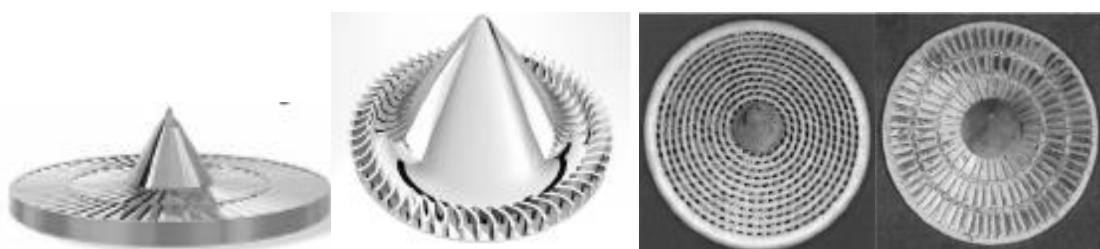


Рисунок 1.7 - Направляючий елемент з центральним конусом та прорізами в полотні [173,174]

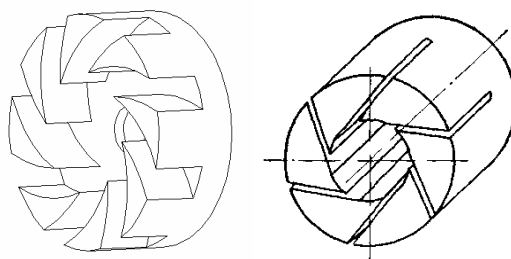


Рисунок 1.8. - Направляючий елемент з прорізами різної форми [175]



Рисунок 1.9. - Направляючий елемент з тангенційною закруткою газового потоку [176]

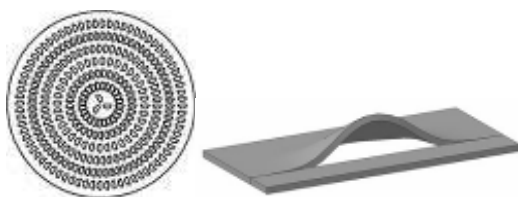


Рисунок - 1.10. Направляючий елемент з просічками [177]

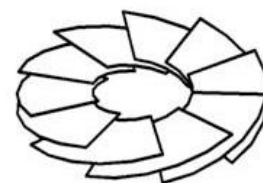


Рисунок 1.11. - Збірний направляючий елемент з листового матеріалу

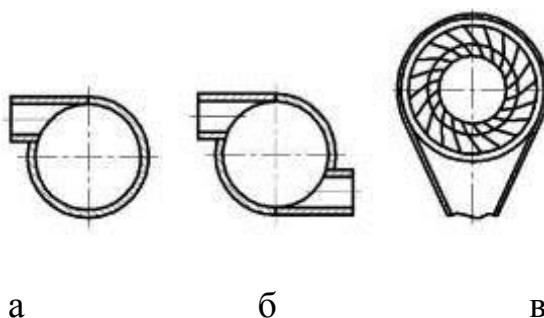


Рисунок 1.12. - Тангенційне підведення газового потоку в апарат: а – крізь один отвір; б – крізь два отвори; в – за допомогою направляючого апарату.

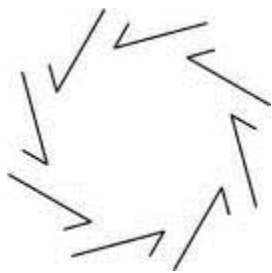


Рисунок 1.13. - Багатопатрубкове тангенційне введення газового потоку [178]

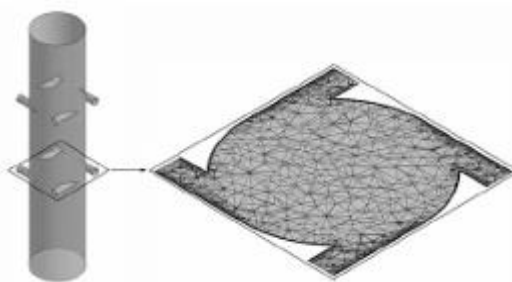


Рисунок 1.14. - Багатопатрубкове тангенційне введення газового потоку на різних висотних відмітках

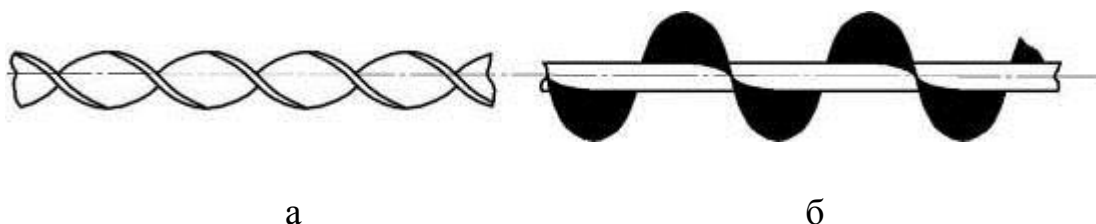


Рисунок 1.15. - Гвинтові вставки [168]: а – шнек; б – закручена стрічка



Рисунок 1.16. - Багатоциклонний спосіб закрутки потоку [179]

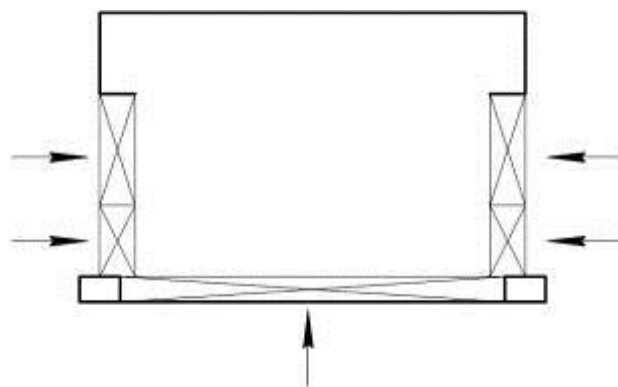


Рисунок 1.17. - Закрутка потоку у взаємоперпендикулярних площинах [180]

Дослідниками накопичено великий експериментальний матеріал по теплообміну в трубах з різними типами вставних інтенсифікаторів, що охоплює широкий діапазон зміни навантажень і фізичних властивостей середовищ [181], гідродинаміці вихрових потоків в каналах зі шнековими завихрювачами і у вигляді скручених стрічок, які повністю перекривають переріз каналів [182].

Дані з тепломасообміну в двофазних закручених потоках стосовно до процесів гранулювання практично відсутні.

Також представляє інтерес дослідження гідродинаміки зваженого шару при комбінації вісьового та колового руху.

1.5. Класифікація двофазних (аеродисперсних) систем, методи їх розділення та обладнання

Підприємства хімічної, нафтогазопереробної чи будь-якої іншої галузі промисловості є виробництвами зі складними технологічними процесами та технологічними комплексами, в яких можуть використовуватися термічні, механічні або хімічні процеси, що супроводжуються утворенням чи виділенням газових потоків, які містять в собі частинки рідкої або твердої фази [183]. Такі потоки або направляються в навколишнє середовище, або, далі по технологічному процесу, в трубопроводі для транспортування чи інше обладнання. Тому однією з актуальних проблем, що стоять перед промисловістю, є вдосконалення та оптимізація технологій і техніки очистки таких забруднених газових потоків.

Промисловий газ, в якому досить довгий час в звишеному стані знаходяться частинки твердої фази або рідини, називається *аеродисперсною системою*, в якій частинки твердої фази або рідини являються дисперсною фазою, а газ – суцільною.

Всі аеродисперсні системи прийнято поділяти на [183, 184]: пилі, дими та тумани, які при цьому можуть бути природними або штучними. На (рис. 1.18) наведена класифікація аеродисперсних систем за різними параметрами.

В даній роботі розглядається процес розділення (сепарації) аеродисперсних систем з рідкою дисперсною фазою, тобто газорідинні суміші.

По способу утворення аеродисперсні системи з рідкою дисперсною фазою (газорідинні суміші) діляться на конденсаційні та дисперсійні [184]. Конденсаційні аеродисперсні системи утворюються при об'ємній конденсації

пересиченого пару, або при хімічній взаємодії речовин в газовій фазі. Дисперсійні системи утворюються при диспергуванні (подрібненні, розпиленні) рідини.



Рисунок 1.18 – Класифікація аеродисперсних систем

Як уже зазначалося в газорідинних сумішах дисперсна фаза складається з рідких частинок, які можуть мати в своєму складі розчинені речовини або мати вигляд суспензій. Аеродисперсні системи з рідкою дисперсною фазою можуть мати різну ступінь дисперсності, а також бути більш чи менш полідисперсними.

Крім способу утворення різниця між конденсаційною та дисперсійною аеродисперсною системою полягає в тому, що дисперсійні системи мають більші розміри частинок та характеризуються більшою полідисперсністю. Конденсаційні системи мають частинки менші за розмірами та є більш монодисперсними.

В газорідинних сумішах частинки рідини мають кулеподібну форму. При зіткненнях одна з одною під дією різних причин рідкі частинки можуть зливатися і утворювати нові частинки також кулеподібної форми.

Однією з основних характеристик, що визначає вибір типу обладнання для очистки газових потоків є розмір частинок дисперсної фази. Крупні частинки досить легко відділити від суцільної газової фази і для цього може бути використаний апарат найпростішого типу. Але якщо частинки дрібні, то це може вимагати використання або складних апаратів, або й кількох таких, установлених послідовно. Також від діаметру частинок аеродисперсної системи залежать такі характеристики як: коефіцієнт дифузії, величина поверхні частинок, ширина лінії рентгенівського спектру і т.д. Але сучасні методи аналізу дисперсного складу газорідних сумішей не дозволяють визначити масу або число частинок одного розміру. В результаті таких аналізів зазвичай визначають виходи фракцій, які виражають в долях або процентах від загальної маси або загальної кількості частинок. Крім цього визначають ще сумарні виходи [185, 186].

Коли газорідна суміш рухається трубопроводами чи технологічними лініями, то на дисперсні частинки діють різні сили. Рух частинок може бути прямолінійним, при цьому частка може прискорюватись або уповільнюватись, чи криволінійним, тобто під дією сил, що можуть змінити початковий напрям руху частинки.

При криволінійному русі аеродисперсної системи на частинки починає діяти сила інерції, яка збільшує швидкість руху дисперсної фази. При цьому частинки переміщуються від осі руху, а різка зміна напрямку руху, перед якимось предметом або в криволінійному каналі, може призвести до зіткнення частинок з таким предметом чи стінкою каналу. Отже, це ті основні механізми, які використовуються при проектуванні газоочисного сепараційного обладнання.

При русі тіла в рідині або газі воно завжди відчуває опір з боку середовища, тобто прискорюється під дією його руху. При чому сили опору залежать як від властивостей середовища (густини, в'язкості), так і швидкості тіла. [187-189].

В залежності від того, які сили діють на аеродисперсний потік при його розділенні, можна досить раціонально класифікувати сепараційне обладнання, врахувати його позитивні і негативні сторони, що дозволить проектувати високоефективне газосепараційне обладнання.

По виду основної масової сили, що діє на дисперсні частинки при розділенні, газосепаратори можна поділити на гравітаційні, інерційні та фільтруючі [190, 191]. Для більш наглядного представлення класифікації сепараційного обладнання, зведемо все до схематичного виду, що представлений на рис. 1.19, а також в додатку Е представлено розширену класифікацію.

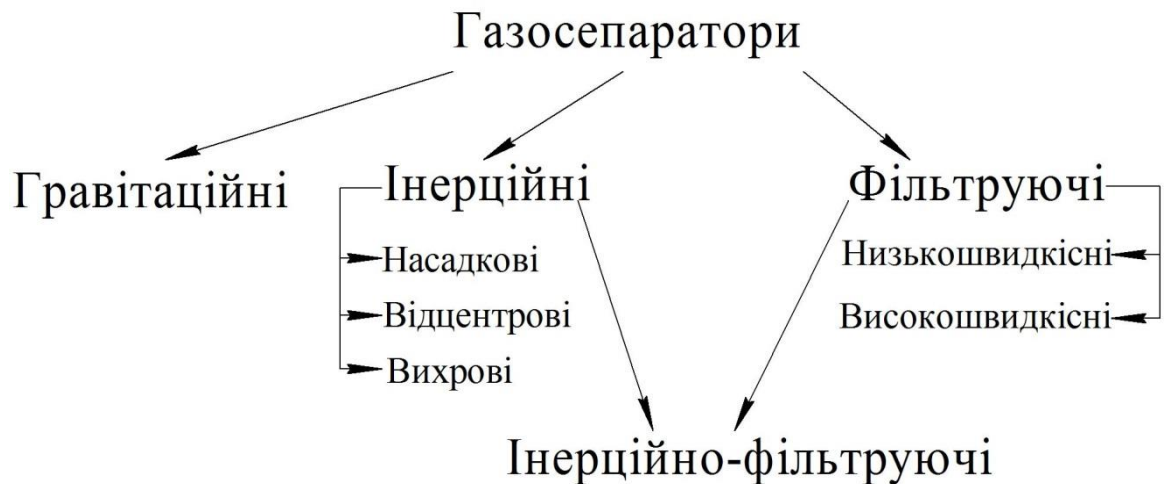


Рисунок 1.19 – Класифікація газосепараційного обладнання.

Гравітаційні й інерційні способи очищення газу основані на осадженні вологи під дією сили тяжіння (гравітації), інерційної або відцентрової сили. Відділення газу від крапель рідини шляхом фільтрації базується на проходженні газу через пористі або волокнисті перегородки (фільтри).

Як видно зі схеми, окремим видом обладнання представляється інерційно-фільтруюче, в якому обидва зазначені механізми розділення газодисперсних систем протікають одночасно, доповнюючи та вирішуючи недоліки один одного.

1.6. Огляд літературних джерел щодо масообміну у багатофазних системах та сумісному тепломасообміну

Сумісний масообмін у трифазних системах передбачає обмін у трифазному середовищі газ – рідина – тверде тіло масообмін між двома фазами з тим, щоб продукт їхньої взаємодії реагував з третім компонентом. Досліджуваний у роботі процес у трифазній системі передбачає абсорбцію газу рідиною, утворення рідкого реагенту та його взаємодію з твердою речовиною.

Процес абсорбції становить окремий розділ дифузійних процесів і його закономірності висвітлено у [192-196]. Досліджуваний процес у трифазній системі пов'язаний з абсорбцією сірки діоксиду, що належить до кислих газів. Абсорбція цієї сполуки можлива водою з умовою збільшення концентрації та наближення до рівноважного стану, або хемосорбцією з використанням поглиначів, що мають лужний характер.

Абсорбція сірки діоксиду проводилась за допомогою водного розчину бікарбонату амонію як абсорбенту в абсорбційній колоні, у якій газ у виді бульбашок проходив через шар рідини [197]. Досліджено кінетичні закономірності процесу, який належить до хемосорбційних. Математичне моделювання сорбційного процесу розглянуто у [198]. Проблема очищення сірководеньвмісних газів розглянуто у роботі [199]. Поглинання сірководню проводилось розчиненням різних цинковмісних субстанцій, що знаходились у розчині, та взаємодіяли з сірководнем викидних газів виробництва хімічного волокна.

Хемосорбцію діоксиду сірки розчином лугу досліджено у [200]. У роботі встановлено, що кінетичне рівняння, яке описує даний процес, відповідає кінетичному рівнянню першого порядку. Враховуючи, що кінетичне рівняння першого порядку є аналогічне основному рівнянню масовіддачі, авторами здійснено перевірку цього рівняння з метою встановлення кінетики даного процесу. Існує ряд методів встановлення механізму хімічної взаємодії. Одним із методів є застосування перемішування. Якщо кінетика не залежить від зміни

числа обертів перемішувального пристрою, то процес лежить у кінетичній області, якщо перемішування впливає на кінетичний коефіцієнт, процес належить дифузійній області. Проведеними авторами роботи [201] встановлено, що перемішування впливає на перебіг швидкості хемосорбції і коефіцієнт масовіддачі залежить від числа обертів перемішувального пристрою. Це означає, що реакція відбувається швидко, а процес лімітується підводом реагентів до зони реакції. Авторами досліджувалась взаємодія абсорбованого водою сульфідного ангідриду з вапняковою суспензією і встановлено, що після поглинання діоксиду сірки водою утворюється кислота, яка дифузійно взаємодіє з твердим карбонатом кальцію [202]. Відмічені публікації в основному розглядають окремо стадії цього процесу. Спонтанні пересичення кальцій карбонату, який є твердим сорбентом очищення, розглянуто у [203].

Кожна взаємодія супроводжується певним тепловим ефектом. У багатьох випадках дифузійно контрольованих процесів цей тепловий ефект є дуже низький і його не враховують у під час розгляду процесів взаємодії. У той же час існують хімічні взаємодії, що протікають у дифузійній області, які супроводжуються значними тепловими ефектами, які необхідно враховувати під час їх аналізу. Найбільші теплові ефекти спостерігаються під час взаємодії металів з кислотами. Прикладом може служити взаємодія магнію з кислотами, а також взаємодія інших металів з кислотами [204-206]. Досліджується швидкість розчинення та визначаються кінетичні коефіцієнти. Автори дослідження [205] вивчали розчинення магнію у водних розчинах його солей, а саме у магній сульфаті та магній хлораті. Встановлено, що швидкості розчинення магнію у цих розчинах є неоднаковими. Визначена експериментально константа швидкості розчинення у солянокислому розчині є на два порядки вищою за константу швидкості розчинення у сульфатному розчині. Автори роботи констатують, що механізм розчинення є кінетичний, у той же час багато дослідників підтверджують дифузійний характер розчинення. Досліджувався вплив рН на розчинність магнію у буферних розчинах під час анодної

поляризації [206]. Встановлено залежність поляризаційного струму від показника рН. Аналогічне розчинення магнію проводилось в іонній рідині. Наявність води у органічній рідині сприяла анодному розчиненню магнію і його вихід міг досягати 100% [207]. Досліджено процес розчинення вісмуту у соляній кислоті за дії поляризаційного струму [208]. Процес супроводжується виділенням водню. Дослідженням розчинення сплаву миллерита у нітратній кислоті, металевих плавів у кислотах, рутенієвих концентратів присвячено роботи [209-213]. Поле температур теплоносія у часі визначено у [214]. Представлено результати дослідження поля температур теплоносія під час зміни його колової швидкості. Ці дослідження проведено з метою вивчення впливу термодинамічних показників роботи гранулятора та якості пористого поверхневого шару гранул аміачної селітри. Дослідження температурних полів дозволило запропонувати створення гранул з особливими властивостями, а саме створити гранули з поверхневою пористою структурою [215].

1.7 Гідродинаміка та механізми сепарації газорідинних сумішей

1.7.1 Фізичні умови утворення та механізми формування високодисперсної рідини у потоці газу

Для дослідження основних механізмів утворення газоконденсатних систем та механізмів їх сепарації необхідно мати уявлення про розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних частинок та середній розмір краплин, а також об'ємний вміст рідкої фази [216]. Вказані параметри газорідинної суміші неможливо точно визначити, але представляється можливим провести їх якісну оцінку, якщо розглянути утворення краплин рідини за рахунок різних механізмів формування.

Краплі в потоці газу можуть формуватися за відсутності конденсації або в процесі конденсації [217-220].

Утворення краплинної рідини при відсутності конденсації.

При відсутності конденсації основними механізмами формування крапель в турбулентному потоці газу є процеси коагуляції і подрібнення крапель. Обидва ці процеси протікають одночасно. В результаті встановлюється розподіл крапель за розмірами, який в припущенні про однорідність і ізотропність турбулентного потоку має вигляд логарифмічно нормального розподілу[216]:

$$n(R) = \frac{n_* \cdot R_1}{\sigma \cdot R} \exp \left[-\frac{\ln^2(R/R_1)}{2 \cdot \sigma^2} \right], \quad (1.15)$$

де
$$n_* = \frac{3 \cdot W \exp(-2,5 \cdot \sigma^2)}{4 \cdot \pi \cdot \sqrt{2} \cdot \pi \cdot R_{cp}^4};$$

$$R_1 = R_{cp} \exp(-0,5 \cdot \sigma^2);$$

W - об'ємна концентрація рідкої фази;

σ^2 - дисперсія розподілу;

R_{cp} - середній радіус крапель.

Для визначення середнього радіусу необхідно розглянути процеси коагуляції і подрібнення крапель. Краплі в турбулентному потоці газу подрібнюються, якщо їх радіус перевершує деякий критичний радіус. Краплі радіусу менше критичного можуть тільки коагулювати. В дійсності між краплями, які можуть коагулювати і подрібнюватися, немає такої чіткої межі, оскільки ці процеси носять випадковий характер [219-221].

Подрібнення крапель в турбулентному потоці газу, що транспортується або проходить через сепараційні пристрої, відбувається за рахунок інерційного ефекту, обумовленого значною різницею густин рідини і газу, а також за рахунок різниці пульсаційних швидкостей, тобто швидкостей турбулентних пульсацій, що обтікають краплю, в протилежних кінцях краплі.

Деформацію і подрібнення краплі викликають дрібномасштабні пульсації λ , оскільки крупномасштабні пульсації порівняно мало змінюються на відстанях порядку діаметра краплі. Пульсаційна швидкість u_λ таких пульсацій

залежить від того, більше або менше λ внутрішнього масштабу турбулентності λ_0 [222, 223]:

$$\lambda_0 = \frac{d}{Re^{3/4}}, \quad (1.16)$$

де d — діаметр труби;

Re — число Рейнольдса потоку в трубі;

$$Re = \frac{\rho_G \cdot U \cdot d}{\mu_G}, \quad (1.17)$$

де U — середня швидкість потоку;

μ_G — динамічна в'язкість газу.

Крапля не подрібнюється до тих пір, поки динамічний напір врівноважується силою поверхневого натягу. Тому умовою рівноваги краплі є рівність зазначених величин [220]:

$$0,5 \cdot \rho_L^{2/3} \cdot \varepsilon_0^{2/3} \cdot R^{2/3} = \frac{2\sigma}{R}. \quad (1.18)$$

Формула (1.18) дозволяє знайти критичний радіус краплі, тобто радіус, при перевищенні якого крапля з великою ймовірністю подрібнюється. Виражаючи ε_0 через параметри потоку:

$$\varepsilon_0 = \frac{V_G^3}{\lambda_0^4}, \quad (1.19)$$

і отримаємо вираз для критичного радіуса краплі:

$$R_{\text{кр}} \propto \left(\frac{\Sigma}{k_f \cdot \rho_G} \right)^{3/5} \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{2/5} \cdot \frac{d^{2/5}}{U^{6/5}}. \quad (1.20)$$

Введемо безрозмірний параметр, званий числом Вебера:

$$We = \frac{H}{\sigma} = \frac{\rho_G \cdot U^2 \cdot d}{\sigma}, \quad (1.22)$$

де H - динамічний напір;

σ - сила поверхневого натягу.

Тоді формулу (1.16) можна представити у вигляді:

$$\frac{R_{\text{кр}}}{d} = k_f^{-3/5} \cdot We^{-3/5} \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{2/5}. \quad (1.23)$$

Формула (1.23) дійсна для крапель, зважених в однорідному і ізотропному турбулентному потоці [221].

Під час протікання процесів сепарації газоконденсатних систем також має місце явище інтенсивної коагуляції крапель з газорідного потоку [221].

Існують два основні механізми коагуляції крапель в турбулентному потоці газу: інерційний механізм і механізм турбулентної дифузії [219-221]. В основі інерційного механізму лежить припущення про те, що турбулентні пульсації не повністю захоплюють краплю. В результаті відносні швидкості, придбані краплями за рахунок турбулентних пульсацій, залежать від маси крапель. Різниця пульсаційних швидкостей крапель різного радіусу зумовлює їх зближення і збільшує вірогідність зіткнення. В основі механізму турбулентної дифузії лежить припущення про повне захоплення крапель турбулентними пульсаціями того масштабу, який відіграє основну роль у механізмі зближення крапель. Оскільки краплі хаотично рухаються під дією турбулентних пульсацій, їх рух схожий з явищем дифузії і може бути охарактеризоване турбулентним коефіцієнтом дифузії.

Інерційний механізм коагуляції. Розглянемо краплю радіусом R_2 . Число зустрічей цієї краплі з краплями радіусом R_1 в одиницю часу за рахунок інерційного механізму в турбулентному потоці [219]:

$$\beta_{12} = \pi \cdot (R_1 + R_2)^2 \cdot (R_1^2 - R_2^2) \cdot \frac{\rho_L \cdot \varepsilon_0^{3/4}}{\rho_G \cdot \nu_G^{5/4}} \cdot n_1, \quad (1.24)$$

де ε_0 - питома енергія дисипації, $\varepsilon_0 = \frac{U^3}{d}$;

ν - коефіцієнт кінематичної в'язкості;

n_1 - число крапель радіусом R_1 в одиниці об'єму.

Рівняння балансу числа крапель n :

$$\frac{dn}{dt} = -\frac{1}{2} \cdot \pi \cdot R_{cp}^4 \cdot \frac{\rho_L \cdot U^{9/4}}{\rho_G \cdot \nu_G^{5/4} \cdot d^{3/4}} \cdot n^2 \quad (1.25)$$

У правій частині формули (1.20) стоїть коефіцієнт $1/2$, оскільки при підрахунку числа зіткнень взаємодія однакових крапель враховується двічі.

Об'ємний вміст крапель:

$$W = \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot R_{cp}^3 \cdot n. \quad (1.26)$$

Тоді формула (1.25) буде мати вигляд:

$$\frac{d}{dt} \left(\frac{R_{cp}}{R_{cp}^0} \right) = \frac{W}{8} \cdot \left(\frac{R_{cp}}{R_{cp}^0} \right)^2 \cdot R_{cp}^0 \cdot \frac{\rho_L \cdot U^{9/4}}{\rho_G \cdot \nu_G^{5/4} \cdot d^{3/4}}, \quad (1.27)$$

де R_{cp}^0 - початковий радіус крапель.

Механізм турбулентної дифузії. З'ясуємо, які пульсації можуть змусити зблизитися краплі радіусами R_1 і R_2 . Розглянемо два граничних випадки $R_2 \ll R_1$ і $R_2 \sim R_1$ без урахування опору навколишнього середовища. У першому

випадку зблизитися краплі змусять пульсації масштабу $\lambda \sim r - R_1$, а в другому - $\lambda \sim r$, де r - відстань між центрами розглянутих крапель. Використовуючи ці граничні співвідношення, а також умову симетрії $\lambda(r, R_1, R_2) = \lambda(r, R_2, R_1)$, отримуємо наступну оцінку для масштабу пульсацій, які можуть зблизити краплі довільного радіуса [219]:

$$\lambda \approx r - R_1 - R_2 + \frac{R_1 \cdot R_2 \cdot (R_1 + R_2)}{R_1^2 + R_2^2 - R_1 \cdot R_2}, \quad (1.28)$$

Коефіцієнт турбулентної дифузії без урахування обмеженості руху крапель:

$$D_{to} = \frac{\mu_G}{\rho_G} \cdot \lambda_o^2. \quad (1.29)$$

Частота зіткнень крапель радіусом R_2 с краплею радіусом R_1 дорівнює дифузійному потоку J_t , обумовленому з рішення стаціонарного рівняння дифузії, яке в сферично симетричному випадку має вигляд:

$$\frac{1}{r^2} \cdot \frac{d}{dr} \cdot \left(r^2 \cdot D_t \cdot \frac{dn_2}{dr} \right) = 0. \quad (1.30)$$

Вираз для потоку:

$$J_t = 4 \cdot \pi \cdot \left(r^2 \cdot D_t \cdot \frac{dn_2}{dr} \right)_{r=R_1+R_2} = 4 \cdot \pi \cdot \left(\int_{R_1+R_2}^{\infty} \frac{dr}{r^2 \cdot D_t(r)} \right). \quad (1.31)$$

Для крапель однакового розміру ($R_1 = R_2$):

$$J_t = 96 \cdot \pi \cdot n_{20} \cdot R_2^3 \left(\frac{U^3}{v_G \cdot d} \right)^{1/2}. \quad (1.32)$$

Утворення краплинної рідини в процесі конденсації.

При наявності перед сепаратором пристроїв, що змінюють температуру і тиск газу (пристрої попередньої конденсації), в потоці можливе зародження (нуклеація) дрібних крапель. Такими пристроями є дросель, теплообмінник і турбодетандер [56, 61]. В основі механізму утворення рідкої фази (туману) за дроселем, поміщеним у вхідний шланг перед сепаратором, лежить процес адіабатичного розширення газової суміші, при якому одночасно збільшується об'єм суміші, знижуються тиск пари і температура, оскільки робота розширення відбувається за рахунок внутрішньої енергії газу.

Під ступенем пересичення s розуміють відношення тиску пари в газі p_v до тиску насиченої пари $p_{v\infty}$ над плоскою поверхнею тієї ж рідини:

$$s = \frac{p_v}{p_{v\infty}}, \quad p_{v\infty} = e^{C - \frac{E}{T}}, \quad (1.33)$$

де T - абсолютна температура;

C – постійна.

Над опуклою поверхнею, яку мають краплі, тиск насиченої пари вище, ніж над плоскою, за рахунок капілярного тиску і збільшується зі зменшенням радіуса краплі. Тому необхідною умовою конденсації пари в об'ємі газу є наявність пересичення пари, що дозволяє компенсувати підвищений тиск.

Конденсація пари починається лише при певному пересиченні, званому критичним:

$$s_{кр} = \exp \left[1,74 \cdot 10^7 \cdot \frac{M_L}{\rho_L} \cdot \left(\frac{\sum}{T} \right)^{3/2} \right], \quad (1.34)$$

де ρ_L - густина рідини;

M_L - молекулярна маса пара, що конденсується.

Швидкість процесу конденсації на поверхні краплі визначається дифузією пари до поверхні, тому при великій швидкості зміни пересичення ds/dt (наприклад, в процесах, що викликають швидке збільшення пересичення пари і пов'язаних з невеликою об'ємною концентрацією крапель) швидкість дифузії може виявитися недостатньою для вирівнювання тиску пари під усьому обсязі. При цьому тиск пари біля поверхні крапель може значно відрізнятись від тиску пари в товщі суміші. У підсумку виникає велике пересичення, що приводить до інтенсивного зародкоутворення на початковій стадії процесу.

Проаналізувавши основні механізми утворення газоконденсатних систем, а також механізми їх сепарації можна зробити висновок, що для підвищення ефективності сепарації необхідним є використання пристроїв попередньої конденсації. При проходженні газорідинних сумішей через ці пристрої порушується фазова рівновага, що встановилася в трубопроводі. В результаті цього відбуваються процеси нуклеації крапель, а також можливе протікання процесів масообміну – конденсації та випаровування. Порушення термодинамічної рівноваги фаз викликане зміною тиску p та температури t . Головний інтерес викликають такі значення цих параметрів при яких відбувається укрупнення крапель рідини, оскільки це полегшує їх відділення від газу в сепараторі.

1.7.2 Фазова рівновага газорідинної системи.

При моделюванні процесів переробки газорідинних сумішей важливою є задача опису та визначення умов фазової рівноваги газодисперсних систем.

Індивідуальні компоненти, що входять до складу газорідинних сумішей мають відмінні критичні параметри (зокрема, критичні значення температури і тиску), тому при зміні термодинамічних характеристик системи (а особливо при підвищенні тиску і зниженні температури), окремі компоненти можуть конденсуватися.

При зниженні температури системи знижується пружність насичених парів компонентів, при цьому система стає нерівноважною і частина компонентів переходить в рідку фазу у вигляді дрібнодисперсних крапель. Тобто в газорідній суміші відбувається процес парціальної конденсації.

Для того щоб відбулася конденсація одного з компонентів газорідної суміші його парціальний тиск повинен відповідати пружності пари при даній температурі. При цьому сконденсовані краплі будуть знаходитися в рівновазі з газовою сумішшю.

Розподіл компонентів між фазами в умовах рівноваги найбільш часто виражається через константи фазової рівноваги:

$$K = \frac{y_i}{x_i}. \quad (1.35)$$

Константи фазової рівноваги залежать від термодинамічних параметрів системи, а також від складу фаз.

Так як сума частинок компонентів в газовій і рідкій фазах повинна дорівнювати одиниці, то з урахуванням рівняння (1.30) можна записати [224,225]:

$$\sum_{i=1}^n y_i = 1 = \sum_{i=1}^n \frac{1}{V_i} \cdot \frac{K_i \cdot z_i}{K_i + L_i/V_i}, \quad (1.36)$$

$$\sum_{i=1}^n x_i = 1 = \sum_{i=1}^n \frac{1}{V_i} \cdot \frac{z_i}{K_i + L_i/V_i}. \quad (1.37)$$

Основною умовою фазової рівноваги будь-якої системи є рівність температур, тисків і хімічних потенціалів кожного її компонента. При цьому рушійною силою процесу масопередачі в газорідній системі є різниця хімічних потенціалів одного і того ж компонента в різних фазах, аналогічно як різниця температур – в процесах теплопередачі. Рівновага між фазами системи

настає, коли при незмінних температурах та тисках різниця термічних потенціалів прямує до нуля. Для зручності використання та практичних розрахунків вводиться функція – летучість (f), що є еквівалентною хімічному потенціалу, тобто, для реальних сумішей, зміна хімічних потенціалів пропорційна зміні летучостей. Отже, можна сказати, що рівність летучостей одного і того ж компонента в різних фазах також є ознакою рівноваги системи [226,227].

Летучість чистого компонента в реальній суміші визначається рівняння [228]:

$$R T \ln f_i = R T \ln P_i + \int_0^P (\bar{G}_i - G_{ид}) dP . \quad (1.38)$$

Для розрахунків реальних систем та визначення їх констант рівноваги використовується поняття коефіцієнту летучості, він зв'язує летучість та властивості системи, які необхідно визначити.

Коефіцієнти летучості газової та рідкої фаз:

$$\varphi^G = \frac{f_i^G}{P \cdot y_i} , \quad (1.39)$$

$$\varphi^L = \frac{f_i^L}{P \cdot x_i} . \quad (1.40)$$

З рівнянь (1.34) та (1.35) отримуємо рівняння рівноваги газорідкої системи:

$$\varphi^G \cdot y_i = \varphi^L \cdot x_i . \quad (1.41)$$

Таким чином, константу фазової рівноваги можна визначити і через коефіцієнти летучості:

$$K_i = \frac{\varphi^L}{\varphi^G} \quad (1.42)$$

Для визначення коефіцієнтів летучості використовується рівняння:

$$RT \ln \varphi_i = \int_V \left[\left(\frac{\partial P}{\partial n_i} \right)_{T,V,n_j} - \frac{RT}{P} \right] dV - RT \ln z, \quad (1.43)$$

де n_i – кількість молей i -го компонента в суміші;

z – коефіцієнт стисненості суміші.

Для того, щоб визначити коефіцієнти летучості по рівнянню (1.41) використовуються рівняння стану системи. Ці рівняння зв'язують між собою температуру, тиск, об'єм та склад газорідної суміші.

Термодинамічні властивості нафтових та природних газів, а також їх компонентів, значно відрізняються від властивостей ідеальних газів. Це стає особливо помітним при низьких температурах та високих тисках. Тому для визначення та опису властивостей вуглеводневих систем розроблений ряд рівнянь стану. Найбільше розповсюдження для природних газів отримали рівняння Бенедикта – Вебба - Рубина та Редлиха – Квонга, а також їх модифікації [228].

Одним з найбільш точних рівнянь для розрахунку термодинамічних параметрів вуглеводневих газів є рівняння Редлиха – Квонга:

$$P = \frac{RT}{(v-b)} - \frac{a}{\sqrt{T}} \cdot \frac{1}{v(v-b)}, \quad (1.44)$$

де a та b – константи рівняння;

v - мольний об'єм.

Також при ручних розрахунках констант фазової рівноваги з досить високою точністю застосовуються графічні методи. Найбільш простий і точний з них метод NGPA [228-230].

За цим методом константи фазової рівноваги вуглеводнів визначають за серією графіків залежно від температури, тиску системи і тиску збіжності. На цих графіках по осі абсцис відкладені величини тиску системи, по осі ординат - константи фазової рівноваги того чи іншого компонента системи. В цих координатах побудовано ізотерми, які сходяться в одній точці при $K = 1$ і тиску, що дорівнює тиску збіжності системи. Для різних сумішей, що мають однакові тиску збіжності, константи рівноваги ідентичних компонентів мають однакові значення при однакових температурах і тисках. Тому тиск збіжності використовують як параметр, що враховує вплив складу суміші на величину константи фазової рівноваги.

Використовуючи отримані константи фазової рівноваги, розраховується склад рівноважної рідкої фази по рівнянню:

$$\sum_i x_{i\text{рав}} = \sum_i \frac{c_i}{1 + e(K_i - 1)} = 1, \quad (1.45)$$

де e - мольна частка відгону.

Тиск збіжності визначають методом Хэддена [228]. За цим методом рідку багатокомпонентну фазу умовно подають у вигляді бінарної системи, що складається з легкого компонента і гіпотетичного важкого компонента, яка характеризується середньомасовою критичною температурою і середньомасовим критичним тиском всіх компонентів суміші, крім легкого. Тиск збіжності визначають як критичний тиск даної псевдобінарної системи при температурі системи по критичній кривій даної псевдобінарної системи. Якщо температура системи нижче критичної температури легкого компонента, то за тиск збіжності приймають критичний тиск легкого компонента.

Для псевдоважкого компонента розраховується середньомасову критичну температуру і середньомасовий критичний тиск:

$$T_{\text{ср.мас}} = \frac{\sum_{i=2}^N x'_i M_i T_{\text{кр}i}}{\sum_{i=2}^N x'_i M_i}, \quad (1.46)$$

$$P_{\text{ср.мас}} = \frac{\sum_{i=2}^N x'_i M_i P_{\text{кр}i}}{\sum_{i=2}^N x'_i M_i}. \quad (1.47)$$

За отриманими даними за графіком визначається тиск збіжності, значення якого порівнюється з заданим. Вони повинні збігатися з точністю 8-12%.

1.7.3 Гідродинаміка руху газодисперсних потоків сепараційними каналами.

Теоретичні і практичні проблеми механіки суцільних середовищ та сепарації дисперсних систем розглядали в своїх фундаментальних роботах велика кількість вчених [231-85]. Незважаючи на велику кількість робіт з гідродинаміки турбулентних газодисперсних потоків, точне рішення таких задач практично нездійсненне. Це пояснюється тим, що у загальному випадку досліджувані процеси описуються системою диференціальних рівнянь Нав'є-Стокса у відповідності до законів збереження маси (рівняння нерозривності) та енергії (рівняння руху суцільного середовища), яка додатково може бути доповнена рівнянням, що виражає закон збереження імпульсу (збереження кількості руху).

Система рівнянь Нав'є-Стокса в загальному випадку має вигляд:

$$\begin{cases} -\frac{\partial p_x}{\partial x} + \mu \left(\frac{\partial^2 V_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 V_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 V_x}{\partial z^2} \right) = \rho \left(\frac{\partial V_x}{\partial \tau} + V_x \frac{\partial V_x}{\partial x} + V_y \frac{\partial V_x}{\partial y} + V_z \frac{\partial V_x}{\partial z} \right) \\ \frac{\partial p_y}{\partial y} + \mu \left(\frac{\partial^2 V_y}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 V_y}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 V_y}{\partial z^2} \right) = \rho \left(\frac{\partial V_y}{\partial \tau} + V_x \frac{\partial V_y}{\partial x} + V_y \frac{\partial V_y}{\partial y} + V_z \frac{\partial V_y}{\partial z} \right) \\ -\rho g - \frac{\partial p_z}{\partial z} + \mu \left(\frac{\partial^2 V_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 V_z}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 V_z}{\partial z^2} \right) = \rho \left(\frac{\partial V_z}{\partial \tau} + V_x \frac{\partial V_z}{\partial x} + V_y \frac{\partial V_z}{\partial y} + V_z \frac{\partial V_z}{\partial z} \right) \end{cases} \quad (1.48)$$

де p – тиск у розглянутій точці потоку, Па;

μ – коефіцієнт динамічної вязкості потоку, кг/(м·с).

Найчастіше цю систему доповнюють рівнянням нерозривності:

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \frac{\partial (\rho_x V_x)}{\partial x} + \frac{\partial (\rho_y V_y)}{\partial y} + \frac{\partial (\rho_z V_z)}{\partial z} = 0, \quad (1.49)$$

де τ – тривалість, с:

x, y, z – осі координат.

Розв'язання вказаної системи диференціальних рівнянь в часткових похідних представляє одну з найважливіших задач гідродинаміки, в якій полягає суть однієї з шести не вирішених проблем тисячоліття («Millennium Prize Problems»).

Усі перелічені вище математичні формулювання є системою нелінійних диференціальних рівнянь другого порядку. Тому підтвержені аналітичні рішення рівнянь знайдені лише в деяких окремих випадках для ламінарної течії з простою геометрією каналів. У інших випадках для розв'язання рівнянь Нав'є-Стокса в рамках механіки суцільних середовищ, що описують рух рідини (газу), використовуються різні чисельні методи.

Для оцінки ефективності сепарації необхідно мати уявлення про розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних частинок газодисперсної суміші та середній розмір краплин, а також об'ємний (ваговий) вміст рідкої фази на вході та виході сепарації сепараційних пристроїв. Вказані параметри

газодисперсних сумішей можливо визначити після розв'язання відповідних основних рівнянь математичної моделі (рівняння нерозривності, рівняння збереження імпульсу, рівняння збереження енергії, рівняння стану).

На вході в сепараційні елементи встановлюється деякий рівноважний розподіл крапель за розмірами $n(R)$, що має вигляд логарифмічно нормального розподілу (рис.1.20) [247].

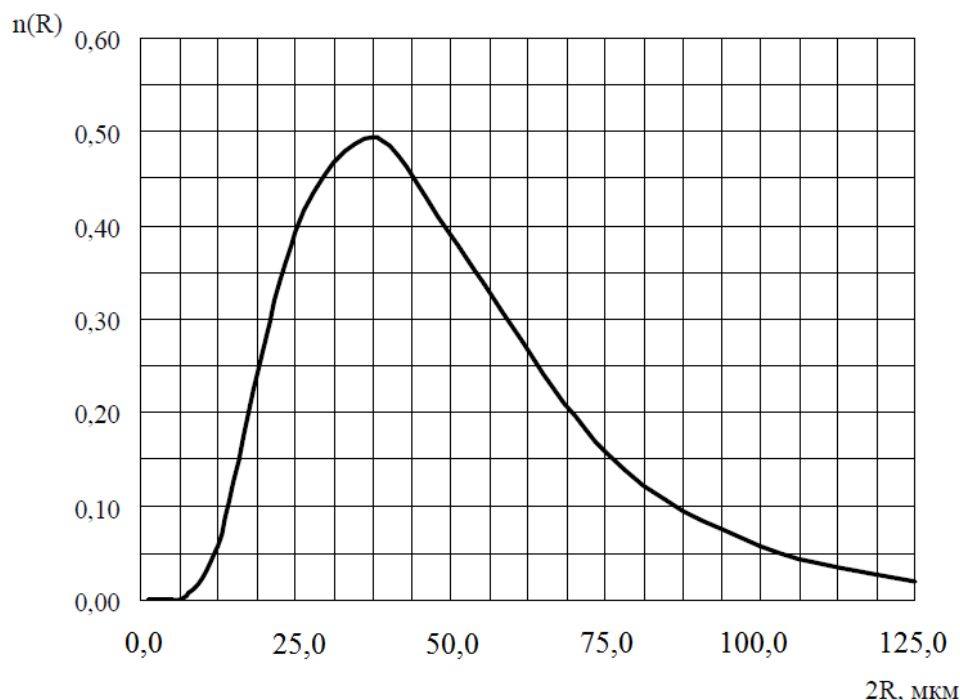


Рисунок 1.20 – Функція щільності розподілу крапель рідини в потоці газу на вході в сепараційні елементи.

В роботах [248] була прийнята спроба вирішення представлених рівнянь для окремого випадку та отримані такі рішення для складових швидкості газу:

$$v_r(r; \varphi) = \frac{r^2 C_1 \sin(2\varphi) + r^2 C_2 \cos(2\varphi) + C_3}{r}, \quad (1.50)$$

$$v_\varphi(r; \varphi) = \frac{1}{r} \left(-r^2 C_2 \sin(2\varphi) + r^2 C_1 \cos(2\varphi) + \left(r^4 C_1^2 \cos^2(2\varphi) + r^4 C_1^2 \sin^2(2\varphi) + r^4 C_2^2 - C_3^2 \right)^{1/2} \right). \quad (1.51)$$

Аналізуючи отримані рішення та результати можна прийти до висновку, що їх застосовність є дуже обмежена, так як було прийнята досить велика кількість спрощень та припущень. Тобто використовуючи ці рівняння, з допустимою для інженерних розрахунків точністю, можна розрахувати швидкості газового потоку тільки для представленої в роботі геометрії та розмірів сепараційного каналу.

При описі руху крапель в газовому потоці має місце значна відмінність між густинами суцільної і дисперсної фази. Тому масові сили значно викривляють траєкторії руху крапель. На краплі, що рухаються в потоці газу діють такі сили: масові, сили інерції, сили тертя. Також значний вплив має форма та розмір крапель, що враховується коефіцієнтом лобового спротиву.

В роботах [249, 250] представлено систему диференціальних рівнянь, що описують гідродинаміку руху краплі рідини в газовому потоці, та дозволяють знайти швидкість крапель:

$$\begin{cases} \frac{dw_r}{dt} = \frac{w_\varphi^2}{r} + \psi \frac{\pi \mu_r d_k}{8m} (v_r - w_r); \\ \frac{dw_\varphi}{dt} = -\frac{w_r w_\varphi}{r} + \psi \frac{\pi \mu_r d_k}{8m} (v_\varphi - w_\varphi). \end{cases} \quad (1.52)$$

Проводилися спроби аналітичного вирішення даної системи, але в представлених роботах вони не увінчалися успіхом.

При русі газорідинної суміші трубопроводами чи сепараційними каналами мають місце процеси конденсації крапель в потоці газу та плівкової конденсації рідини на стінках каналів. Тобто при моделюванні процесів інерційно-фільтруючої сепарації доцільним є розгляд гідродинаміки потоків зі супутнім теплообміном. Як показано в п. 1.7.1 конденсація крапель в потоці газу можлива за умови досягнення критичного значення пересичення газу.

Для того щоб отримати вираз для пересичення у випадку інерційно-фільтруючої сепарації конденсацією, можна скористатися звичайними формулами для тепло- та масопередачі [251]:

$$dG_n = \beta_p \cdot F \cdot (p - p_2) \cdot d\tau, \quad (1.53)$$

$$dQ = \alpha \cdot F \cdot (T - T_2) \cdot d\tau, \quad (1.54)$$

де G_n – кількість речовини, що передається;

β_p – коефіцієнт масовіддачі;

F – поверхня конденсації;

p – тиск пари в газовій суміші;

p_2 – тиск пари біля поверхні конденсації;

τ – час;

Q – кількість тепла, що передається;

α – коефіцієнт тепловіддачі;

T – температура газової суміші;

T_2 – температура поверхні конденсації.

Процес плівкової конденсації рідини на стінках каналу є процесом конвективного теплообміну. Для повного опису конвективного переносу тепла необхідно приєднати до рівнянь Нав'є-Стокса і нерозривності потоку та алгебраїчних рівнянь, що описують залежність фізичних властивостей потоку від температури - рівняння Фур'є-Кірхгофа [251, 253-255].

Диференціальне рівняння конвективного переносу тепла - рівняння Фур'є-Кірхгофа має вигляд:

$$\frac{\partial T}{\partial \tau} + v_x \frac{\partial T}{\partial x} + v_y \frac{\partial T}{\partial y} + v_z \frac{\partial T}{\partial z} = a \cdot \left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right). \quad (1.55)$$

Аналітичні рішення рівняння (1.50) розроблені для ламінарних потоків рідини в каналах різної форми. Для турбулентних потоків отримати аналітичні рішення значно важче у зв'язку з незавершеністю теорії турбулентності [256-258].

1.8 Аналіз руху газу з домішками пилу

Природний газ являє собою суміш газів, що утворилася у земних надрах при анаеробному розкладанні органічних речовин. Природний газ в умовах залягання знаходиться у газоподібному стані – у вигляді окремих скупчень (газові поклади), або у вигляді газової шапки нафтогазових родовищ, або в розчиненому стані у нафті або воді. За стандартних умов природний газ знаходиться тільки у газоподібному стані.

У хімічній і газопереробній галузях природний газ та суміші на його основі піддаються обробці. Переміщення газових потоків здійснюється компресорними машинами. Гази, що транспортуються по технологічних і магістральних трубопроводах, часто містять різні тверді домішки у вигляді частинок піску, пилу, зварного шламу, корозійної окалини. На пневмотранспортних установках газові рециркуляційні потоки, що подаються на всмоктувальну лінію газоперекачувальних агрегатів, містять дрібну фракцію матеріалів.

Тверді частинки, потрапляючи з газовим потоком в поршневі компресори, сприяють підвищеному зношуванню поршневих кілець, клапанів і циліндрів, а при потраплянні до відцентрових нагнітачів – зношуванню робочих коліс та внутрішніх стінок корпусу. Це викликає зниження експлуатаційних показників газоперекачувальних компресорних станцій і агрегатів, а саме – зменшує надійність і економічність їх роботи.

На головних спорудах магістральних газопроводів і технологічних пневмотранспортних установках застосовуються апарати для очищення природного газу від механічних домішок: масляні і сухі пиловловлювачі,

фільтри, скрубери, адсорбер, сепаратори різної конструкції. При цьому важливим питанням є стійке транспортування твердих частинок домішок газовим потоком по трубопроводах з метою запобігання їх відкладання на стінках горизонтальних ділянок трубопроводу і випадання їх з потоку на вертикальних ділянках.

1.8.1 Основні властивості і умови залягання природного газу

Усі гази земної кори можна розділити на декілька груп [259]:

– біохімічного походження, тобто утворені в результаті хімічного перетворення відмерлих рослинних і тваринних організмів. Біохімічні гази являють собою суміш вуглеводнів. Поклади цих газів великі і вони є найбільш цінними для промисловості;

– літохімічні гази, що виділяються за умов високих температур і тиску при розкладанні гірських порід, вулканічні гази;

– гази радіоактивного розпаду – утворюються при довільному розпаді радіоактивних речовин;

– гази повітряного походження, що утворюються з атмосферного повітря, проникають всередину земної кори в розчиненому стані з дощовою або талою водою.

Склад природного газу різних родовищ не є однаковим. Основною складовою частиною природного газу є метан (80–98 %) і його гомологи: етан, пропан, бутан, невелика кількість домішок сірководню, азоту, вуглекислого газу, інертних газів і водяної пари [260].

Природний газ безбарвний, майже вдвічі легший за повітря, погано розчинний у воді, без запаху. При згорянні природного газу виділяється багато теплоти (при спалюванні 1 м^3 газу виділяється 54400 кДж теплоти), тому він застосовується як енергетично ефективне і дешеве паливо для теплових електростанцій, котелень, житлових приміщень, автомобілів тощо. Важливою особливістю газоподібного палива, у порівнянні з рідким, є менше забруднення

продуктами горіння навколишнього середовища. Тому природний газ – один із кращих видів палива для промислових і побутових потреб.

До природного газу відносять також супутні нафтові гази. Супутні нафтові гази, що розчинені в нафті і містяться над нею, виділяються при її видобутку. Супутній нафтовий газ відрізняється від природного за складом: у ньому міститься менше метану (30–40%), але більше його гомологів: етану, пропану, бутану, пентану (60–70% за об'ємом), та інші гази. Тому хімічною переробкою цих газів можна добути більше речовин, ніж з природного газу [260].

Раніше супутній газ не знаходив застосування і при видобутку нафти його спалювали факельним способом. Тепер його вловлюють і використовують як паливо і цінну хімічну сировину. При переробці попутного нафтового газу спочатку відокремлюють важколетучі вуглеводні – пентан, гексан та ін. Вони разом утворюють так званий газовий бензин, який використовується в якості добавки до звичайних бензинів для кращого їх займання під час запуску двигуна. Потім відокремлюється пропан-бутанова суміш, якою заповнюють балони під тиском. Зріджений газ використовується як газоподібне паливо. «Сухий газ», що залишається після відділення газового бензину і пропан-бутанової суміші, складається в основному з метану і використовується як паливо.

Для хімічної переробки попутного газу відокремлюють індивідуальні вуглеводні: етан, пропан, бутан тощо. Оскільки насичені вуглеводні відносно хімічно інертні і мало придатні для хімічного синтезу, їх перетворюють за допомогою реакцій дегідрування в активні – ненасичені вуглеводні, із яких потім синтезують каучуки і пластмаси. Крім того, окисленням вуглеводнів добувають органічні кислоти, спирти та інші продукти [261, 262].

Видобуток природного газу здійснюється через свердловини. Під шаром газонепроникних порід газ знаходиться в газоносних пластах, що представляють собою шари пористих порід (пісковики, пористі вапняки). Зі свердловини газ надходить до сепараторів, де відбувається первинна очистка газу від механічних домішок. Потім газ осушується, очищується від

сірководню, діоксиду вуглецю, одорірується (газу надається специфічний запах за допомогою етил меркаптану – C_2H_5SH) і ще раз очищується від механічних домішок. Потім, якщо газ має достатній тиск, він подається у магістральні газопроводи, виконані з труб діаметром до 1420 мм. Для підтримки тиску газу в газопроводі через кожні 150 км будуються проміжні компресорні станції [263].

Природний газ, який отримується з промислів, містить сторонні домішки: тверді частинки (пісок і окалину), конденсат важких вуглеводнів, водяні пари і часто сірководень і вуглекислий газ. Присутність твердих частинок у газі призводить до швидкого зношування деталей компресорів і не тільки. Тверді частинки засмічують і псують арматуру газопроводу і контрольно-вимірювальні прилади; накопичуючись на окремих ділянках газопроводу, вони звужують його поперечний переріз.

Рідкі частки, осідаючи в знижених ділянках трубопроводу, також викликають зменшення площі його поперечного перерізу. Вони, крім того, надають кородуючу дію на трубопровід, арматуру і прилади.

Сірководень – дуже шкідлива домішка. У кількостях, більших за 0,01 мг на 1 л повітря робочої зони, він отруйний. При промисловому використанні газу сірководень, що міститься в ньому, негативно позначається на якості кінцевої продукції. У присутності вологи сірководень викликає сильну корозію металів [264].

На даний час основним видом транспортування природного газу є трубопровідний. Газ під надлишковим тиском рухається по трубах діаметром. По мірі просування газу по трубопроводу він втрачає енергію, долаючи сили тертя як між газом і стінкою труби, так і між шарами газу. Тому через певні проміжки необхідно споруджувати компресорні станції (КС), на яких відбувається дотискання природного газу до потрібних атмосфер. Спорудження і обслуговування трубопроводу досить дороге, але тим не менш – це найбільш дешевий спосіб транспортування газу [263].

Наявність механічних домішок і їх вплив на пропускну здатність магістральних газопроводів – одна з головних проблем, що виникають при

транспортуванні газів. Хоча очищення газу від пилу і крапельної рідини – в основному проблема його переробки, а не транспортування, все ж вона заслуговує обговорення.

Тверді домішки у складі природного газу роздроблені і знаходяться у вигляді пилу або диму. Розміри частинок пилу – сотні мікрометрів, а розміри частинок диму зазвичай менші 1 мкм, але в окремих випадках досягають 2–3 мкм. Частинки пилу відрізняються від частинок диму не тільки розміром, але і хімічним складом.

1.8.2 Методи очищення газів від домішок

У промисловості застосовують механічний, електричний і фізико-хімічний способи очищення природних газів. Механічне і електричне очищення використовують для уловлювання з газів твердих і рідких домішок, а газоподібні домішки уловлюють фізико-хімічними способами [265–268].

Методи фізико-хімічної очистки застосовують для видалення газоподібних домішок. До таких методів належать промивання газів розчинниками (абсорбція); промивання газів розчинами реагентів, що зв'язують домішки хімічно (хімічна абсорбція); поглинання домішок твердими активними речовинами (адсорбція); фізичне розділення (наприклад, конденсація компонентів); каталітичне перетворення домішок в нешкідливі з'єднання.

Абсорбція газоподібних домішок розчинниками відбувається шляхом промивання газів у апаратах типу скруббер або у барботерах. В останніх газ проходить крізь рідкий розчинник, який вибірково розчиняє лише певні газоподібні домішки. Так відбувається, наприклад, уловлювання водою аміаку з коксового газу, уловлювання різними маслами ароматичних вуглеводнів з коксового газу, витяг двоокису вуглецю з різних газів і т. д.

Адсорбція газоподібних домішок проводиться за допомогою різних пористих активних речовин: активованого вугілля, силікагелю, бокситів тощо.

Шкідливі домішки адсорбуються на поверхні поглинача, а після його насичення продуваються гарячим повітрям, газом або перегрітою парою.

Механічну очистку газів здійснюють осадженням частинок домішок під дією сили тяжіння або відцентрової сили, фільтрацією крізь волокнисті і пористі матеріали, промиванням газу водою або іншою рідиною. Найбільш простим, але малоефективним є спосіб осадження великої кількості пилу під дією сили тяжіння в пилових камерах. Інерційний спосіб осадження частинок пилу (або крапель рідини) заснований на зміні напрямку руху газу зі зваженими в ньому частинками, тому що щільність частинок у кілька тисяч разів більша за щільність газу. Інерційними уловлювачами пилу служать пилові мішки, жалюзійні решітки, зигзагоподібні відділювачі і т. п. У деяких апаратах використовується і сила удару часток. Усіма такими апаратами користуються для уловлювання порівняно великих за розміром часток; високого ступеня очищення газів ці методи не дають.

Для очищення газів широко застосовують циклони, у яких відділення від газу твердих і рідких частинок відбувається під дією відцентрової сили (при обертанні газового потоку). Оскільки відцентрова сила у багато разів переважає силу тяжіння, у циклонах осідає і порівняно дрібний пил, з розміром часток приблизно 10–20 мкм.

Тканинні і паперові фільтри, а також фільтри у вигляді шару коксового дріб'язку, гравію або будь-яких пористих матеріалів (наприклад, пористої кераміки) застосовують для очищення газів за допомогою фільтрації. Найбільш поширеними газоочисниками такого типу є тканинні мішечні, або рукавні, фільтри. Залежно від характеру пилу і складу газу мішки виготовляють із вовняної, бавовняно-паперовій або спеціальної (наприклад, скляної) тканини. Газ проходить крізь тканину, а частки пилу затримуються в мішках (рукавах). Рукавні фільтри служать головним чином для уловлювання вельми тонкого пилу.

Очищення газів від пилу промиванням водою застосовується у апаратах різного типу. Найбільш широкого поширення набули скрубери, мокрі циклони,

швидкісні і пінні пиловловлювачі. У швидкісних (турбулентних) пиловловлювачах вода, що вводиться в потік запиленого газу, який рухається з високою швидкістю, дробиться на дрібні краплі. Високий ступінь турбулізації газового потоку при такій швидкості сприяє злиттю часток пилу з краплями води. Утворені великі краплі води разом з частками пилу потім легко відділяються в найпростіших вловлювачах (наприклад, у мокрих циклонах).

Мокрі циклони широко застосовуються для уловлювання дуже дрібного пилу і можуть забезпечити високу ступінь очищення газів. У пінних пиловловлювачах запилений газ у вигляді дрібних бульбашок проходить через шар рідини з певною швидкістю, внаслідок чого утворюється піна з високорозвиненою поверхнею контакту між рідиною і газом. У пінному шарі відбувається змочування і уловлювання часток пилу. Завдяки високому ступеню уловлювання пилу з розмірами часток більше 2–3 мкм і малому гідравлічному опору (близько 80–100 мм вод. ст.) пінні пиловловлювачі отримали велике поширення.

2. ФІЗИЧНА МОДЕЛЬ ТА МЕТОДИКА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ ПРОЦЕСІВ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧОЇ СЕПАРАЦІЇ ГАЗОРІДИННИХ СУМІШЕЙ

2.1 Фізична модель руху газокраплинного потоку секціями інерційно-фільтруючого сепаратора

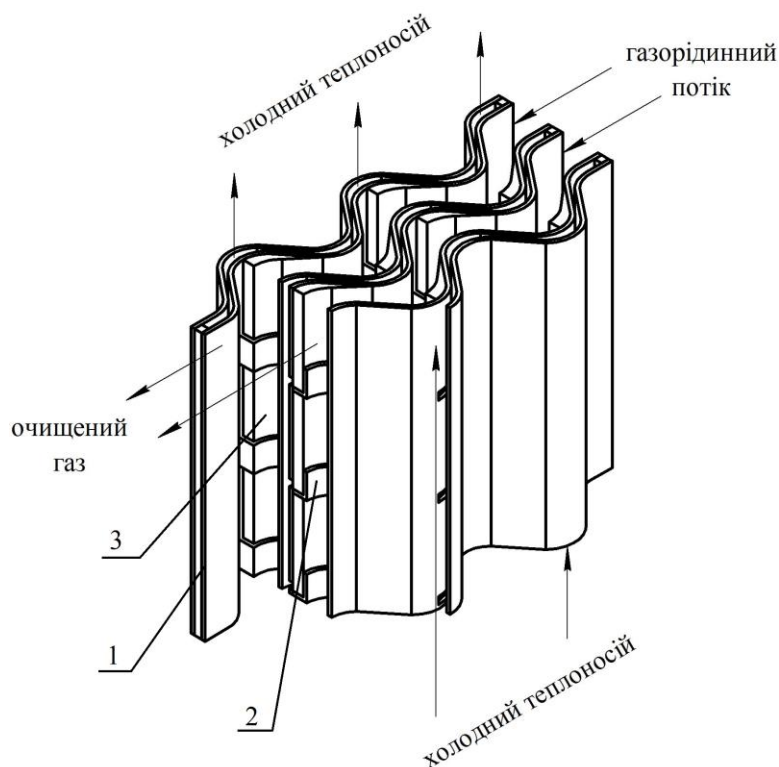
2.1.1 Рух газорідного потоку та вловленої плівки рідини в інерційно-фільтруючих сепараторах.

Для опису та моделювання процесів інерційно-фільтруючої сепарації газорідних сумішей перш за все необхідною є розробка фізичної моделі руху газокраплинного потоку секціями інерційно-фільтруючого сепаратора та опис процесів, що виникають при цьому.

Інерційно-фільтруюча секція являє собою пакет подвійних жалюзійних пластин 1, зовнішніми поверхнями яких утворені криволінійні сепараційні канали 2, а внутрішніми – криволінійні дренажні канали 3 для збору та відводу вловленої рідини та (або) для подачі холодного теплоносія. Жалюзійні пластини при цьому мають синусоїдальну форму.

У впадинах сепараційних каналів (рис.2.1) встановлено фільтруючі елементи 4 з волокнистого матеріалу. Фільтруючі елементи мають трапецеїдальну форму, за рахунок чого збільшується площа контакту набігаючого газового потоку з торцевою поверхнею фільтруючого елемента. Також фільтруючі елементи поділені на секції по висоті сепараційних каналів. Кожна ділянка, при цьому, встановлена в спеціальні жолоби 5 для збору та відводу вловленої рідини. Висота ділянок фільтруючих елементів визначається ступенем заповнення їх рідиною.

Газорідинний потік з високодисперсною краплинною рідиною подається до криволінійних сепараційних каналів, де протікає з високою швидкістю (до 10м/с). При цьому на потік діють такі сили: сила тяжіння, сила лобового спротиву, сили тертя (міжфазного та поверхневого), перепад тисків, а також інерційні сили, що виникають при зміні напрямку руху потоку. Через значну різницю мас дисперсної та суцільної фази, діючі інерційні сили викривляють траєкторії руху краплин рідини і направляють їх до фільтруючих елементів. У шарі фільтруючих елементів, за рахунок інерційного зіткнення та вторинних процесів осадження і капілярних явищ, відбувається захоплення та наступне гравітаційне осадження частинок дисперсної фази. По мірі насичення шару волокнистого матеріалу, вловлена рідина збирається в жолобах та відводиться до дренажних каналів через отвори в гофрованих пластинах.



1 – подвійні гофровані пластини, 2 – жолоби для сепарованої рідини,
3 – фільтруючі елементи.

Рисунок 2.1 – Схема інерційно-фільтруючої секції та руху потоків в ній

Одночасно з газовим потоком у криволінійні дренажні канали може подаватися холодний теплоносій, що призводить до конденсації пароподібної вологи, а також коагуляції дрібних крапель в газорідному потоці, що надходить до сепараційних каналів.

Рух газового потоку з високодисперсною краплинною рідиною секціями інерційно-фільтруючого сепаратора розділимо на декілька стадій:

- рух газокраплинного потоку криволінійними інерційними сепараційними каналами;
- конденсація пароподібної вологи з газового потоку;
- проникнення газокраплинного потоку у фільтруючі елементи;
- коалесценція вловлених частинок на волокнах у шарі фільтру, утворення та відведення плівки вловленої рідини до дренажних каналів.

Криволінійний сепараційний канал можна умовно поділити на прямолінійні та криволінійні ділянки. Місця переходу криволінійної ділянки до

прямолинійної є конфузорними ділянками, а в області криволінійних ділянок з фільтруючими елементами, встановленими на внутрішніх поверхнях гофрованих пластин, – дифузорні ділянки (рис.2.2).

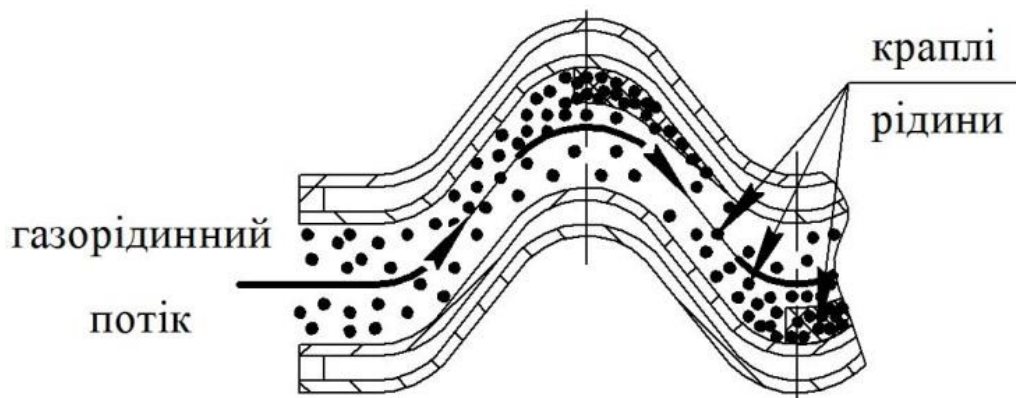


Рисунок 2.2 – Схема руху газорідного потоку криволінійними каналами

При русі газорідного потоку конфузornoю ділянкою локальні швидкості газу та дисперсних частинок поступово збільшуються, що призводить, разом з тим, і до збільшення аеродинамічних та інерційних сил, що діють в потоці.

Далі газодисперсний потік потрапляє в дифузорну ділянку сепараційного каналу, де відбувається зниження швидкості газу та зменшення значень сил, що заволікають дисперсні частинки за газовим потоком. Це призводить до того, що частинки, завдяки своїй інертності, рухаються до шару фільтра.

Але краплі рідини осаджуються з газодисперсного потоку не тільки у шарі фільтру, а й по всій поверхні стінок криволінійного каналу, утворюючи плівку рідини. При цьому, під дією сил міжфазного тертя газового потоку по поверхні плівки відбувається заволікання рідини і вона стікає по поверхні каналу не вертикально вниз, а під деяким кутом β . А стікаюча плівка рідини, в свою чергу, впливає на газовий потік таким чином, що він рухається під деяким кутом α до осі X. Схема руху потоків та кути α і β приведені в п. 3.1 на рис.3.1.

Як відомо, існує декілька режимів руху

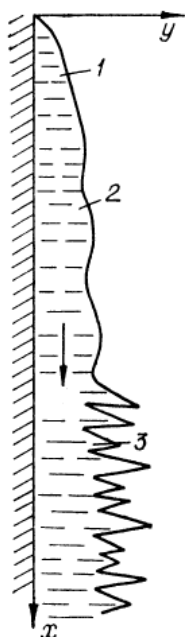


Рисунок 2.3 – Режими руху плівки рідини по вертикальній стінці.

плівки рідини по плоскій поверхні (рис.2.3):

1. ламінарний рух рідини без хвилеутворення ($Re_{пл.} = 4-25$);
2. ламінарний рух рідини з хвилеутворенням ($Re_{пл.} = 25-2000$);
3. турбулентний рух ($Re_{пл.} \geq 2000$).

При утворенні хвиль на поверхні плівки в заглибленнях між ними швидкість деяких шарів стає від'ємною. Це дозволяє зробити висновок про наявність в цих місцях вихорів, які повторюються по довжині поверхні і забезпечують перемішування потоку.

Якщо на стікаючій плівці будуть утворюватися хвилі, а також швидкість руху газорідного потоку перевищить критичне значення, це приведе до підвищення інтенсивності зриву крапель рідини з верхніх точок хвиль, тобто вторинного бризковинесення. При цьому максимальна інтенсивність бризковинесення спостерігається на прямолінійних ділянках криволінійного каналу, а також на виході з них.

Як говорилося вище, в дренажні канали подвійних жалюзійних пластин, для інтенсифікації процесу сепарації за рахунок плівкової конденсації краплинної вологи, може подаватися холодний теплоносій. При цьому, на поверхнях стінок каналу утворюється плівка конденсату, схема процесу наведена на рис. 2.4.

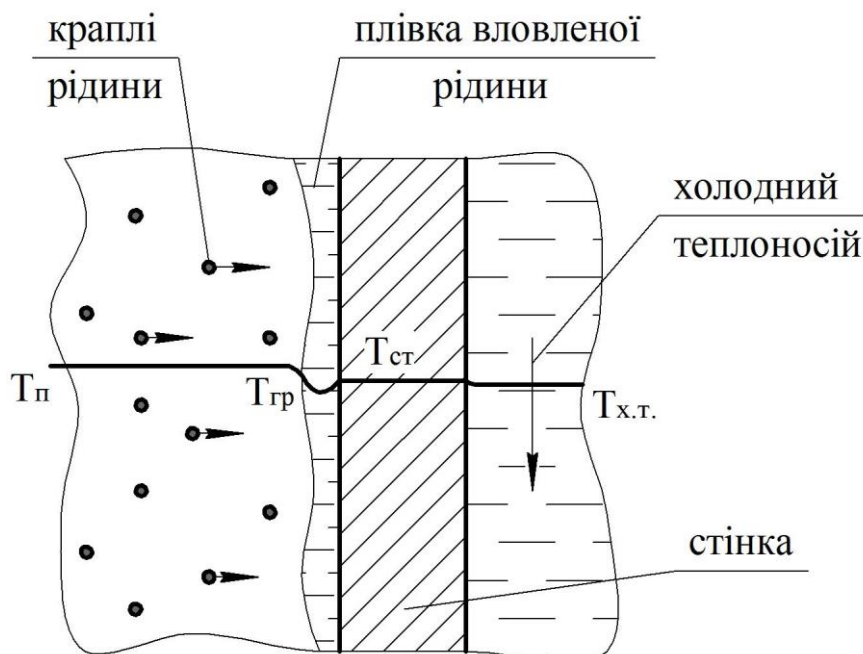


Рисунок 2.4 – Схема утворення плівки конденсату на поверхні охолодженої стінки.

2.1.2 Проникнення газокраплинного потоку у фільтруючі секції

Як вже говорилося, під час огинання газовим потоком криволінійних ділянок сепараційного каналу, дисперсні частинки під дією інерційних сил відхиляються від ліній току газу та направляються до шару волокнистого матеріалу фільтруючої секції.

Процес проникнення газорідинного потоку у фільтруючі секції ґрунтується на таких явищах: ефект зачеплення – при цьому дисперсні частинки уловлюються порами, які мають менші розміри, ніж розміри частинок; інерційне зіткнення – траєкторія руху краплин, маса яких більша за масу суцільної фази, змінюється при зміні напрямку руху потоку; броунівський рух – зміна напрямку руху дисперсних частинок при їх зіткненнях з молекулами газу; гравітаційні сили та електростатичні сили – дисперсні частинки і матеріал фільтру можуть бути електрично заряджені або нейтральні.

Інерційне осадження частинок, являється, перш за все, наслідком сил інерції, що примушують частинку рухатися поперек скривлених ліній току газу.

В результаті цього частинка зіштовхується з перешкодою, що викликала скривлення потоку, та в більшості випадків прилипає до неї. Але крім сил інерції важливу роль відіграють й інші фактори.

У випадку коли розмір частинки значний, перевагу має ефект зачеплення, при якому зіштовхування частинки з перешкодою залежить від її геометричних розмірів та зовсім не є необхідним, щоб траєкторія руху центра частинки перетинала поверхню перешкоди. Тобто відстань від частинки до поверхні фільтруючого елемента повинна бути рівна радіусу краплі, або менша за нього.

Для дуже крупних частинок помітну роль відіграє осадження. Масивні частинки внаслідок інерції не можуть огинати перешкоду разом з газовим потоком. Зійшовши з лінії струму, частинки можуть зіткнутися з перешкодою або зачепити його. При фільтрації за рахунок інерційного захоплення осідають частинки розміром більше 1 мкм. Броунівська дифузія стає важливою для дуже дрібних частинок при малих числах Рейнольдса, коли інерція відіграє другорядну роль. Частинки розміром менше 0,1 мкм можуть наблизитися до перешкоди, здійснюючи хаотичні переміщення (дифундуючи) під впливом броунівського руху молекул. Частка дифузійного осадження в уловлювання більш великих частинок незначна.

Коефіцієнт захвату може бути визначений як відношення числа частинок, що зтикаються з перешкодою, до числа частинок, що зіштовхнулися з перешкодою, якщо лінія току є незмінною. При цьому приймається, що при зіткненні всі частинки прилипають до перешкоди.

Коефіцієнт захвату дисперсних частинок може бути виражений як функція декількох безрозмірних параметрів:

$$E = f\left(K, Re, \frac{d_m}{L}\right), \quad (2.1)$$

де K – інерційний параметр

$$K = \frac{2}{9} \frac{\rho}{\mu} d_m \frac{v}{L}, \quad (2.2)$$

d_m – розмір частинки;

L – характерний розмір перешкоди.

Висока швидкість газового потоку сприяє великій ефективності захвату, так як при цьому збільшується як інерційний параметр, так і число Рейнольдса. Збільшення розмірів перешкоди сприяє збільшенню числа Рейнольдса, але призводить до зменшення інерційного параметру та d_m/L , а отже зменшується ефективність захвату в цілому.

2.2 Опис експериментальної установки та задачі експериментальних досліджень процесів інерційно-фільтруючої сепарації.

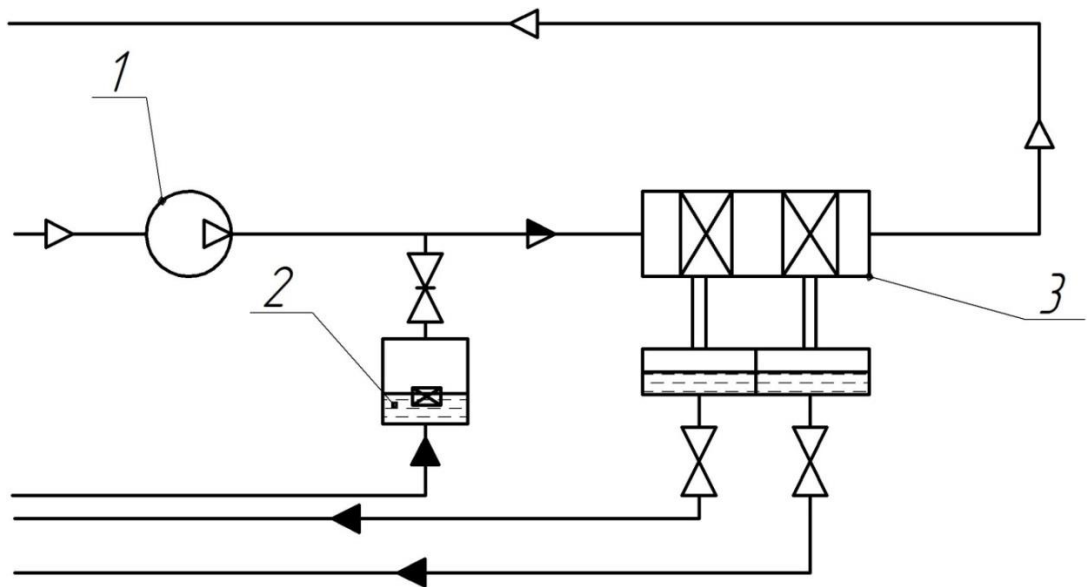
Для проведення експериментальних досліджень гідрогазодинаміки руху газової суміші з вмістом крапельної рідини, визначення опору та ефективності сепарації запропонованої конструкції блочного сепаратора розроблено експериментальну установку, схема якої представлена на рис. 2.5.

Обладнання, матеріали та прилади:

обладнання - експериментальний стенд для дослідження гідродинаміки і ефективності сепарації, модель блочного сепаратора, газодувка для подачі повітря, парогенератор;

матеріали - вода, повітря;

прилади - витратна ємність, секундомір, манометри для вимірювання перепаду тисків, датчик масової витрати повітря, мірні ємності для рідини.



1 – газодувка, 2 – парогенератор, 3 – модель блочного сепаратора

Рисунок 2.5 - Схема експериментальної установки для дослідження гідродинаміки і ефективності сепарації

Опис принципу роботи експериментальної установки:

Газовий потік під дією тиску, створюваного газодувкою 1 потрапляє в блок змішування, в якому з'єднується з дисперсною вологою, що подається парогенератором 2. Далі газорідинний потік потрапляє до блочного сепаратора 3 з двома ступенями сепарації: вхідний пристрій та інерційно-фільтруючий елементом, де відбувається уловлювання дисперсних частинок. Вловлена рідина відводиться з сепаратора у вигляді плівки і по дренажних каналах потрапляє в приймальний бак блочного сепаратора. Вловлена волога відводиться з установки за допомогою насоса 4, а очищений газ потрапляє в атмосферу.

3D-модель та фото експериментального стенду наведено на **рис. 2.6 та 2.7.**

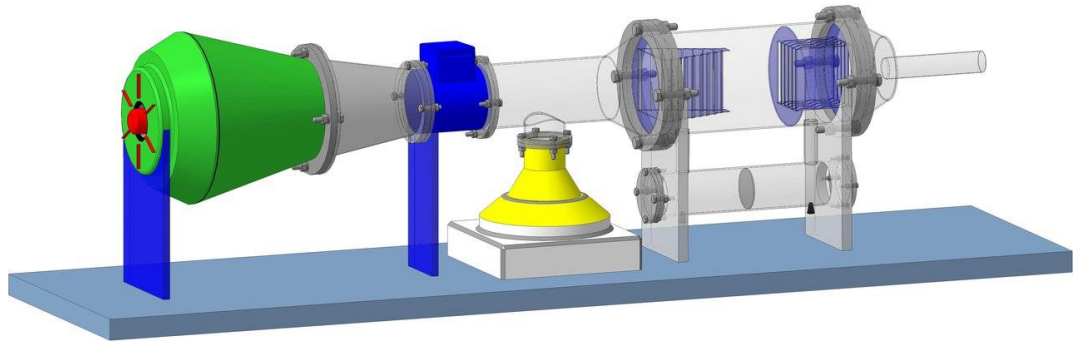


Рисунок 2.6 – 3D-модель дослідно-демонстраційного експериментального стану

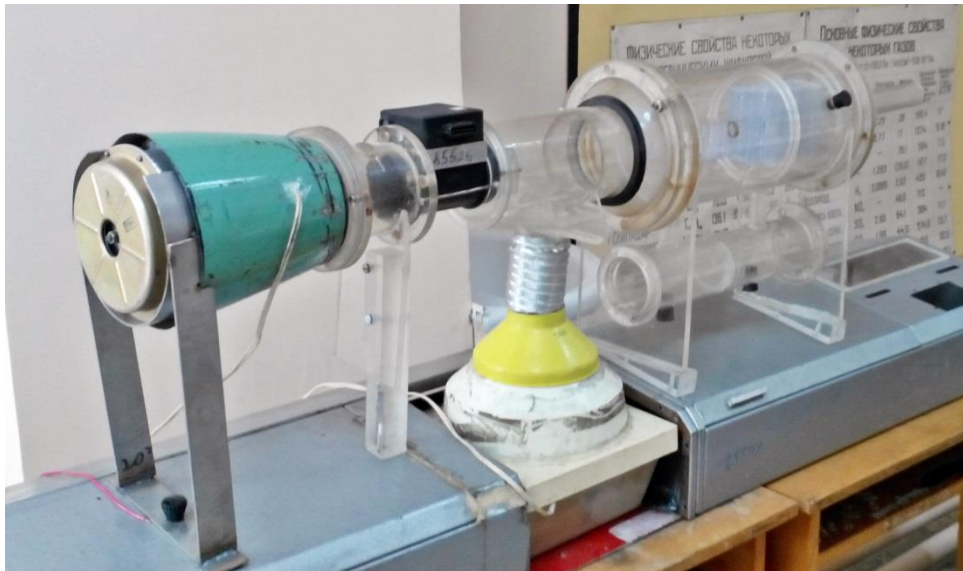


Рисунок 2.7 – Фото дослідно-демонстраційного експериментального стану

Експериментальна модель досліджуваного сепаратора представлена на **рис. 2.8 і 2.9** та має такі основні характеристики:

Тип сепаратора	блочний
Висота H , мм	1120
Діаметр корпусу верхнього D та нижнього d блоків, мм	145 та 60
Розміри вхідного пристрою:	
- довжина, мм	110
- вхідний перетин, $a \times b$, мм x мм	45x85

- кількість лопатевих відводів, шт 14

Розміри інерційно-фільтруючого елемента:

- вхідний перетин, $a \times b$, мм x мм 90x75
- Кількість сепараційних каналів, шт 4
- Ширина сепараційних каналів t , мм 12
- Радіус гофр, мм 10
- Товщина стінки жалюзей, мм 4

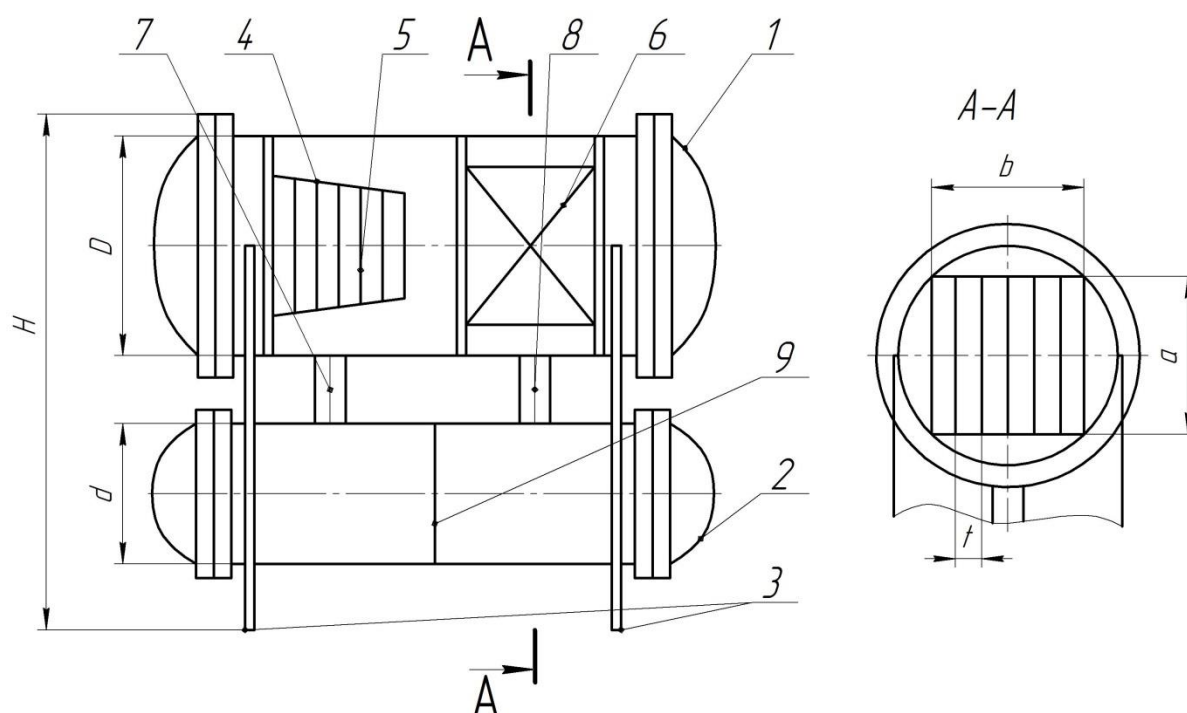


Рисунок 2.8 – Схема моделі блочного газосепаратора та основні геометричні розміри

Представлена модель блочного газосепаратора (рис. 2.8, 2.9) складається з двох блоків: верхній - сепаратор 1 та нижній - збірник вловленої рідини 2. Блоки поєднані між собою трубами, через які зливається відсепарована рідина з сепаратора у збірник та встановлений на дві горизонтальні опори 3. Збірник вловленої рідини поділений на дві частини плоскою перегородкою 9 для забезпечення визначення кількості вловленої рідини на кожному ступені сепарації. Корпуси верхнього та нижнього блоків експериментального

сепаратора виконані прозорими (органічне скло), що дозволяє проводити візуальні спостереження та дослідження процесу сепарації газорідинної суміші, структури вловленої плівки рідини та процесів взаємодії потоків, що відбуваються у сепараційних вузлах сепаратора.

Модель блочного сепаратора працює наступним чином. Газорідинна суміш через вхідний патрубок надходить до вхідного пристрою (вузол попередньої сепарації) 4, де під впливом сил інерції з газорідинного потоку відокремлюються найбільш важкі та великі краплі рідини, а також можливі рідинні пробки. При цьому, потік розбивається на плоскі струмені пакетом гофрованих пластин 5 лопатевих відводів. При їх проходженні, під дією інерційних сил, траєкторія руху крапель рідини, що рухаються зі значною швидкістю, відхиляється від викривленої лінії току газового потоку і краплі рідини направляються в западини пластин, де формують плівку рідини та стікають вниз під дією сили тяжіння. Вловлена рідина плівкою через штуцер 7 відводяться в нижній блок газосепаратора 2.

Після цього газовий потік відводиться до секції тонкої очистки - блок вертикальних криволінійних жалюзійних пластин 6, при проходженні якої здійснюється остаточне очищення газу від бризок рідини. При проходженні криволінійних каналів, також під дією інерційних сил, траєкторія руху краплин рідини, відхиляється від скривленої лінії струму газового потоку, що обгинає криволінійні поверхні стінок каналів, і краплі осаджуються на стінках каналів та в їх западинах, утворюючи плівку рідини.

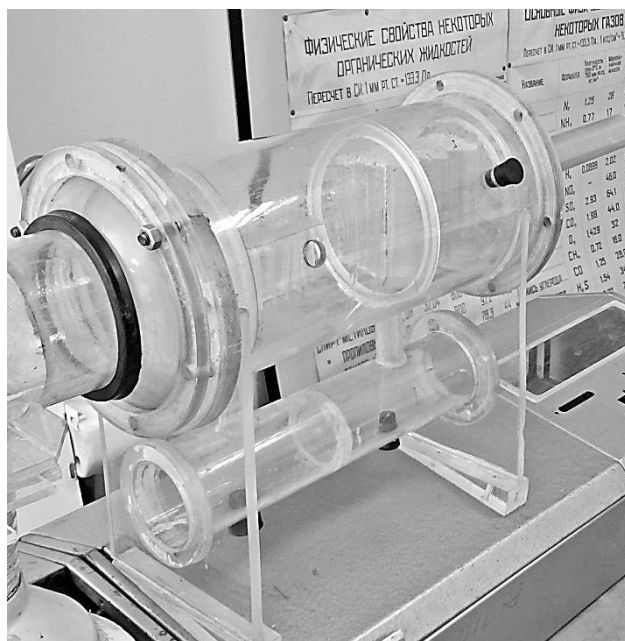
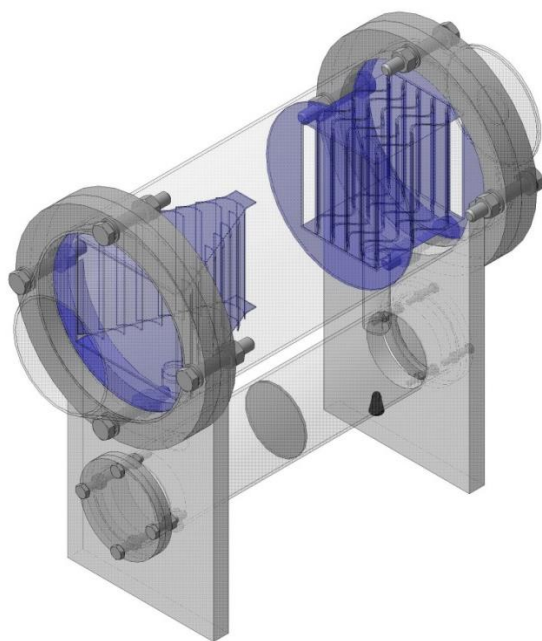


Рисунок 2.9 – 3D-модель та фото моделі блочного сепаратора.

Очищений газовий потік відводиться з сепаратора через вихідний штуцер, а рідина відводиться через штуцер 8 до нижнього корпусу газосепаратора 2, з якого потім виводиться через штуцери у дренажну систему.

Для дослідження процесів сепарації було виготовлено два сепараційних блоки – вузол попередньої сепарації та жалюзійний блок. Матеріалом для виготовлення обрано пластик, який дозволяє формувати складні, за конфігурацією, поверхні. Також, для формування гофрованих пластин, було розроблено та виготовлено дерев'яну матрицю (рис.2.10).

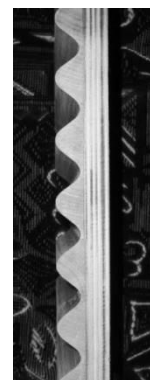
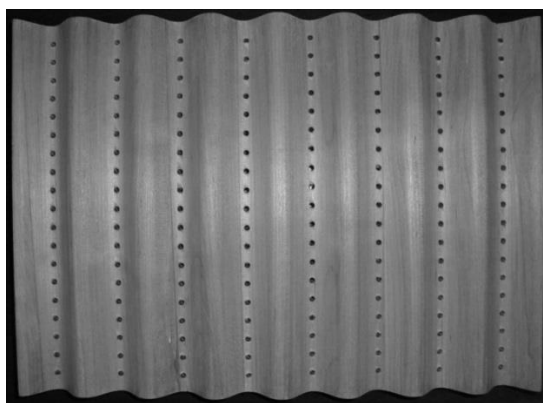
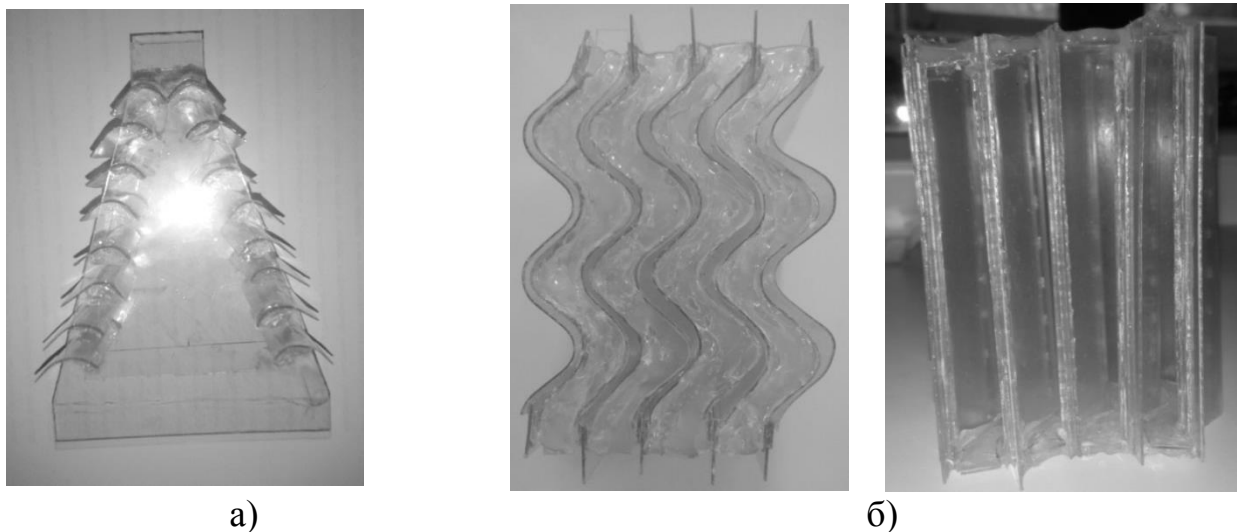


Рисунок 2.10 – Матриця для формування гофрованих пластин

На рис. 2.11 наведені фото розроблених сепараційних вузлів.



а) вхідний пристрій, б) жалюзійний блок

Рисунок 2.11 – Фото розроблених сепараційних вузлів

Задача експериментального дослідження модельного зразка газосепаратора з інерційно-фільтруючою секцією полягає у аналізі впливу конструкційних особливостей секційних сепараторів на гідродинаміку та ефективність процесу сепарації газорідних сумішей, а також вивчення структури вловленої плівки рідини та її взаємодії з газовим потоком.

Для досягнення поставленої мети досліджень слід послідовно розв'язати наступні задачі:

- дослідження гідродинаміки сепараційних пристроїв верхнього блоку газосепаратора за ступенями сепарації;
- визначення гідравлічного опору сепараційних вузлів газосепаратора;
- визначення ефективності сепараційних вузлів за ступенями сепарації та сумарної ефективності сепарації газосепаратора
- дослідження структури вловленої плівки рідини та її взаємодії з газовим потоком.

2.3 Методика проведення експериментальних досліджень.

2.3.1 Методика дослідження гідродинаміки та ефективності роботи інерційно-фільтруючих сепараторів

Дослідження гідродинаміки і ефективності процесу сепарації проведено на моделі блочного газосепаратора (рис. 2.7) у схемі експериментального стенду (рис.2.6). В основу фізичного моделювання покладено методи теорії подібності. У досліджах на моделі змінено (порівняно з промисловими умовами) масштаб установки. Геометрична подібність дотримується рівністю констант і інваріант подібності. Також передбачається, що обов'язково дотримується схожість руху відповідних частинок і їх траєкторій в промислових умовах і в моделі.

Порядок проведення експериментального досліджу:

1. Вмикається газодувка 1, при цьому газовий потік проходить через ДМРВ, за допомогою якого фіксується і регулюється необхідна витрата повітря;
2. Вмикається парогенератор 2, за допомогою якого отримується дисперсна волога. Витрата води регулюється засувкою. Далі потік дисперсної вологи змішується з потоком повітря.
3. Газорідинний потік потрапляє до блочного сепаратора 3, де відбувається уловлювання дисперсних частинок.
4. Заміри даних починати робити при виході установки на стаціонарний режим роботи по закінченню п'яти хвилин від початку вмикання установки.
5. Провести заміри: статичний і повний тиск; перепад тисків на досліджуваних елементах; об'єм рідини, уловленої сепараційними вузлами газосепаратора.
6. При цьому східчасто змінювали витрати повітря та води, що дозволило провести 2 серій експериментів (по 5 замірів в кожній) при різних співвідношеннях витрат потоків, для визначення гідравлічного опору сепаратора та його внутрішніх блоків; 3 серії експериментальних досліджень

(по 5 замірів в кожній), для визначення ефективності роботи внутрішніх пристроїв сепаратора; а також, 3 серії експериментів (по 5 замірів в кожній), для визначення необхідної кількості гофр жалюзійних пластин інерційно-фільтруючого блоку.

Регулювання витрати повітря здійснюється лабораторним електротрансформатором, що під'єднаний до електроприводу газодувки 1.

Регулювання витрати рідини здійснюється за допомогою засувки, яка змінює прохідний переріз трубопроводу подачі рідини і встановлена в схемі експериментальної установки на трубопроводі після парогенератора.

Замір витрата повітря, що надходить до стенду сепаратора проводиться датчиком масової витрати повітря (ДМРВ) BOSCH HLM2-4.7 0280212014 (діапазон вимірюваної витрати повітря 0-500 кг/годину, принцип роботи датчика побудований на принципі терморезистивного анемометра). Для вимірювання та контролю рівня рідини в баку парогенератора та в збірнику вловленої рідини використовуються трубки з нанесеною шкалою, що під'єднані до них та працюють за принципом сполучених посудин.

Для вимірювання газодинамічного опору газового потоку, повного і статичного тиску на вході і виході з сепараційних вузлів передбачені спеціальні вузли із спарених трубок повного і статичного тиску, встановлених до осі газопроводів (трубки Піто - Прандтля), які приєднані імпульсними трубками до мікроманометра з нахиленою трубкою. В якості рідини в останніх використаний етиловий спирт (C_2H_5OH). Похибка вимірювань повного і статичного тиску на вході і виході з сепараційних пристроїв повинна становити не більше ± 1 мм спиртового стовпчика.

Для вимірювання гідравлічного опору сепараційних вузлів та моделі сепаратора в цілому, стенд обладнано U-подібними диференційними манометрами.

Динамічний тиск (швидкісний напір) визначається залежністю:

$$p_{\text{дин}} = p - p_{\text{ст}}, \quad (2.1)$$

де p - повний тиск, Па;

$p_{ст}$ - статичний тиск, Па.

Швидкість руху повітря по трубопроводу:

$$w = \sqrt{\frac{2 \cdot (p - p_{ст})}{\rho_r}}, \quad (2.2)$$

де ρ_r - щільність повітря ($\rho_r = 1,29 \text{ кг/м}^3$ при $T = 293 \text{ К}$ і $p = 101,3 \cdot 10^3 \text{ Па}$), кг/м^3 .

Витрата повітря на експериментальній установці:

$$Q = w \cdot S, \quad (2.3)$$

де w - середня швидкість руху повітря, розрахована для перетину трубопроводу, м / с;

S - площа поперечного перерізу трубопроводу в точці вимірювання, м^2 .

Вміст рідини в газі регулюється збільшенням або зменшенням подачі води при постійній подачі повітря.

Ефективність уловлювання крапельної рідини в сепараційних вузлах газосепаратора визначається виміром її обсягу в збірнику рідини. Після закриття вентилів і за умови відключеної газодувки проводиться вимірювання кількості води, що подається в систему і у збірнику. Кількість уловленої рідини визначається кількістю води, що надійшла до прийомного баку.

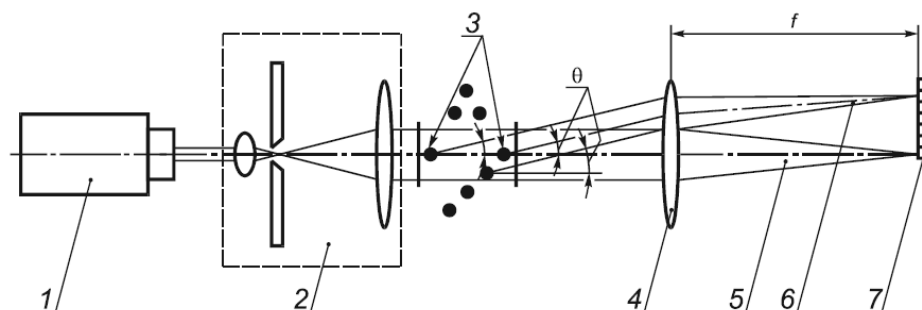
Визначення необхідної кількості гофр жалюзійних пластин інерційно-фільтруючого блоку проводилася шляхом заміру вловленої кількості рідини на кожній гофрі. При цьому рідина збиралася в піддоні, встановленому під криволінійними каналами. Форма піддону повторює форму каналів, а після кожної гофри встановлена сегментна перегородка, яка дозволяє визначати кількість рідини, що уловлюється кожною гофрою.

2.3.2 Методика визначення числа напівхвиль криволінійних каналів інерційно-фільтруючих газосепараторів.

Однією з найважливіших геометричних характеристик інерційно-фільтруючих газосепараторів є необхідне число напівхвиль на гофрованих жалюзійних пластинах для забезпечення заданої ефективності роботи сепараційного пристрою.

В рамках виконуваного міжкафедрального / міжфакультетського проекту, для перевірки та підтвердження математичних розрахунків експериментально, було впроваджено сучасний спосіб виміру дисперсного складу газорідної суміші. Метод вимірювань базується на вимірюванні інтенсивності кутового розсіювання плоскої монохроматичної електромагнітної хвилі на частках аерозолію [109].

Типова схема реалізації даного методу вимірювань представлена на [рис. 2.13](#).



1 – джерело електромагнітного випромінювання (лазер), 2 – блок формування променя, 3 – частинки аерозолію, 4 – лінза, 5 – нерозсіяне випромінювання, 6 – розсіяне випромінювання, 7 – фотоаналізатор
 θ – кут розсіювання, f – фокусна відстань лінзи

Рисунок 2.13 – Схема реалізації вимірювання дисперсного складу газорідної суміші.

Лазер 1 випромінює електромагнітну хвилю, яка, пройшовши блок формування променя 2, потрапляє в зону, де знаходяться частинки газорідної суміші 3, дисперсний склад якої необхідно визначити. При цьому промінь лазера переломлюється і розсіюється. На основі індикатриси розсіювання, яку фіксує фотоаналізатор 7, вирішується зворотна задача розсіювання для моделей частинок сферичної форми та знаходиться середній розмір частинок аерозолу та розрахункова концентрація.

3. МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧОЇ СЕПАРАЦІЇ

3.1 Математичне моделювання гідродинаміки руху газової суміші криволінійними каналами.

Рух в'язкого газового потоку в криволінійному каналі інерційно-фільтруючого сепаратора описуються системою рівнянь Нав'є–Стокса в циліндричній системі координат. Для того щоб замкнути дану систему рівнянь, її треба доповнити рівнянням нерозривності потоку.

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial V_r}{\partial r} + \frac{1}{r} \frac{\partial V_\varphi}{\partial \varphi} + \frac{V_r}{r} = 0 \\ V_r \frac{\partial V_r}{\partial r} + \frac{V_\varphi}{r} \frac{\partial V_r}{\partial \varphi} - \frac{V_\varphi^2}{r} = \varepsilon \left(\frac{\partial^2 V_r}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial V_r}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 V_r}{\partial \varphi^2} - \frac{V_r}{r^2} - \frac{2}{r^2} \frac{\partial V_\varphi}{\partial \varphi} \right) \\ V_r \frac{\partial V_\varphi}{\partial r} + \frac{V_\varphi}{r} \frac{\partial V_\varphi}{\partial \varphi} - \frac{V_\varphi V_r}{r} = -\frac{1}{\rho r} \frac{dp}{d\varphi} + \varepsilon \left(\frac{\partial^2 V_\varphi}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial V_\varphi}{\partial r} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 V_\varphi}{\partial \varphi^2} - \frac{V_\varphi}{r^2} + \frac{2}{r^2} \frac{\partial V_\varphi}{\partial \varphi} \right) \end{array} \right. \quad (3.1)$$

При аналітичному рішенні даної системи рівнянь для руху газу по синусоїдальним криволінійними каналами виникають труднощі, тому в якості

розглянутої геометрії каналу інерційно-фільтруючого сепаратора приймається криволінійний канал, який складається з напівцілець. Геометрія такого каналу зображена на рис 3.1.

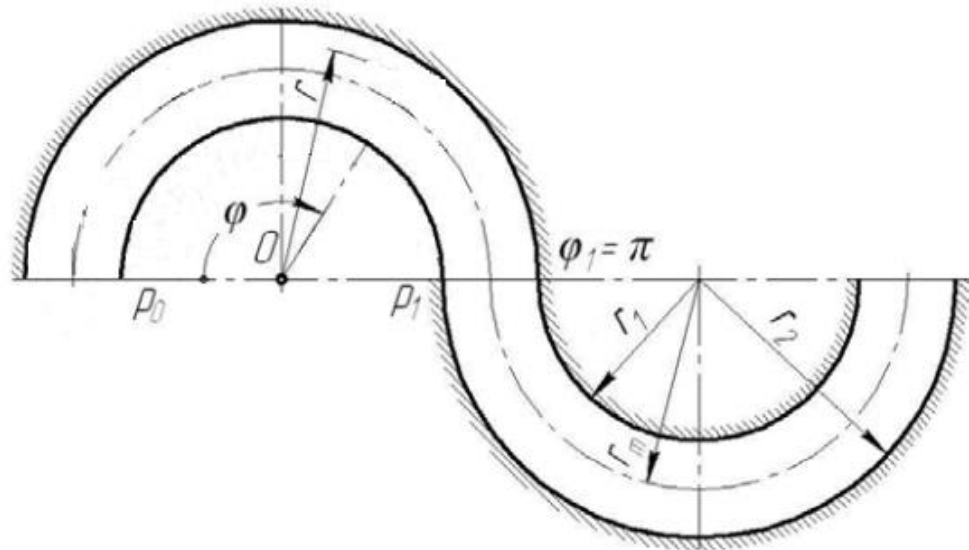


Рисунок 3.1 – Геометрія каналу з напівкілець

Всі наступні математичні вирази, а також система нелінійних диференціальних рівнянь 2-го порядку мають аналітичний розв'язок лише в дуже рідкісних випадках простої геометрії каналів. Тому було прийнято ряд таких спрощень і припущень: розглядається площина потоку вздовж криволінійного каналу, тобто рівняння Нав'є-Стокса складаються для двомірного простору в полярній системі координат. Очікується, що перепад і зміна швидкостей і тисків по висоті каналу є незначними в порівнянні з аналогічними параметрами по довжині каналу. Різниця тисків по ширині каналу невелика за невеликої ширини каналу. Значна зміна різниці тисків проходить уздовж каналу, при цьому криволінійний в'язкий потік супроводжується процесом перетворення механічної енергії з потенційної в кінетичну і навпаки. А також, товщина фільтруючого елемента не значна, в порівнянні з шириною каналу, тому в місці встановлення його не враховується стиснення потоку.

Отже, система рівнянь вирішується відносно радіальної швидкості V_r :

$$V_r = \sum_{i=2}^{\infty} \alpha_i(\varphi) (r - r_1)^i (r - r_2)^i. \quad (3.2)$$

При цьому умови $V_r|_{r=r_1} = 0$ та $V_r|_{r=r_2} = 0$ виконуються.

Підстановка отриманого V_r в рівняння нерозривності потоку та наступне інтегрування дає:

$$V_\varphi = \beta(r) \cdot q + \sum A_i(\varphi) f_i(r) \cdot \psi_i(r), \quad (3.3)$$

де $A_i = \int \alpha_i d\varphi$ - функція, яка буде додатково визначена.

При цьому позначено як:

$$\psi_i(r) = 1 + \frac{2r_1}{(r - r_1)(r - r_2)} \left(r - \frac{r_1 + r_2}{2} \right), \quad (3.4)$$

$$f_i(r) = (r - r_1)^i (r - r_2)^i. \quad (3.5)$$

Функція розподілу окружної швидкості:

$$\beta(r) = - \frac{6(r - r_1)(r - r_2)}{(r_2 - r_1)^3} \text{ або } \int_{r_1}^{r_2} \beta dr = 1. \quad (3.6)$$

Тому вираз для приведеної витрати газу має вигляд:

$$\int_{r_1}^{r_2} V_\varphi dr = q. \quad (3.7)$$

З чого слідує, що $q = \text{const}$.

При цьому умови $v_\varphi|_{r=r_1} = 0$ та $v_\varphi|_{r=r_2} = 0$ також виконуються.

Отже, рішення системи рівнянь Нав'є-Стокса для V_r та V_φ приймають вигляд:

$$\begin{cases} V_\varphi = \beta q + \sum A_i \cdot f_i \cdot \psi_i \\ V_r = \sum A_i' \cdot f_i \end{cases} \quad (3.8)$$

Далі для знаходження невідомих функцій A_i та A_i' осереднюється по радіусу, а також множиться на r рівняння Нав'є-Стокса.

Після проведення цих операцій, скорочень та спрощень I-го рівняння Нав'є-Стокса з системи (3.1), отримуємо:

$$q \sum \xi_{1i} A_i'' - \chi_i q^2 + 2q \sum \xi_{2i} A_i = \frac{\mu}{\rho} \sum \gamma_{1i} (A_i''' - 3A_i'). \quad (3.9)$$

При проведенні спрощень було позначено $\xi_{1i} = \int \beta f_i dr$, $\xi_{2i} = \int \beta f_i \psi_i dr$,
 $\chi_i = \int \beta^2 dr$, $\gamma_{1i} = \int \frac{f_i}{2} dr$.

Аналізуючи отримане рівняння можна помітити, що для $i \geq 4$ всі коефіцієнти дорівнюють 0, деякі з коефіцієнтів дорівнюють 0 вже при $i \geq 3$, причому ненульові коефіцієнти при $i = 3$ на декілька порядків менші, ніж для $i = 2$.

Тому для $i = 2$ маємо:

$$A''' - \frac{\rho q \xi_1}{\mu \gamma_1} A'' - 3A' + \frac{2\rho q \xi_2}{\mu \gamma_1} A = -\frac{\chi_1 \rho q^2}{\mu \gamma_1}. \quad (3.10)$$

Аналогічно для II рівняння Нав'є-Стокса з системи (3.1), отримуємо:

$$\frac{dp}{d\varphi} = -\frac{\rho q}{\delta} \sum \xi_{1i} A' - \frac{\mu(\chi_2 + \chi_3)}{\delta} + \frac{\mu}{\delta} \left[\sum (\gamma_{2i} - \gamma_{1i}) A_i + 3 \sum \gamma_{1i} A_i'' \right] \quad (3.11)$$

При проведенні спрощень було позначено $\chi_1 = \int r \beta'' dr$, $\chi_3 = \int \frac{\beta}{r} dr$,

$$\delta = \int_{r_1}^{r_2} dr = r_2 - r_1 - \text{радіальний зазор.}$$

Після аналізу отриманого рівняння видно, що його останній доданок прямує до 0. Отже для $i = 2$ маємо:

$$\frac{dp}{d\varphi} = -\frac{\rho q \xi_1 A'}{\delta} - \frac{\mu(\chi_2 + \chi_3) q}{\delta}. \quad (3.12)$$

Інтегруємо рівняння (3.12) в межах від $\varphi = 0^\circ$ до $\varphi = \pi$ і отримуємо рівняння для перепаду тисків по довжині каналу:

$$p(\varphi) = p_0 - \frac{\rho q}{\delta} \left(\xi_1 \frac{d}{d\varphi} A(\varphi) + \varepsilon(\kappa_2 + \kappa_3) \right) - \varepsilon \left((\gamma_2 - \gamma_1) A(\varphi) + 3\gamma_1 \frac{d^2}{d\varphi^2} A(\varphi) \right) \quad (3.13)$$

$$\Delta p(\varphi) = \frac{\lambda_1 \xi_1 \sigma \rho q}{\delta k^2 \theta} \text{sh}(\lambda_1 \varphi). \quad (3.14)$$

Де при проведенні спрощень було позначено $k = \sqrt{\frac{2\xi_2}{\xi_1}}$, $\sigma = \frac{\kappa_1 q^2}{\varepsilon \gamma_1}$.

За допомогою чисельних рішень отриманих рівнянь, базуючись на вихідних даних з експериментальної установки, було отримано графік зміни тиску вздовж гофри (рис. 3.2)

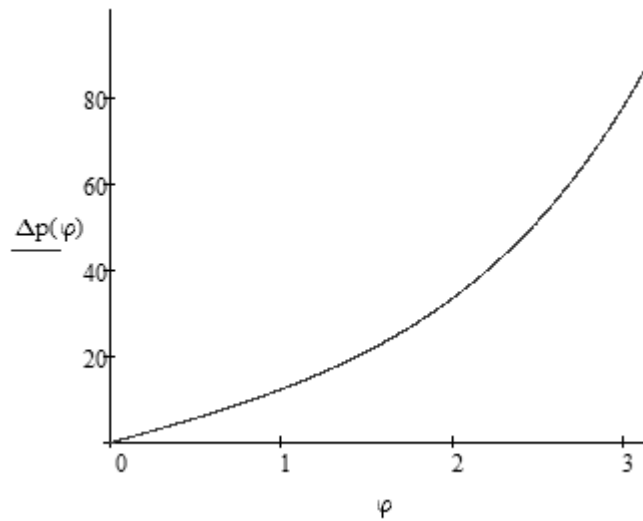


Рисунок 3.2 – Графік зміни тиску вздовж гофри.

Тобто, отримані рішення дають можливість спрогнозувати перепад тисків після кожної гофри.

Далі, з отриманого рівняння (3.12), з врахуванням аналізу розмірностей, маємо:

$$q = g \sqrt[3]{\Delta p}, \quad (3.15)$$

де g – коефіцієнт провідності.

$$g = \frac{1}{\sqrt[3]{b}} = \sqrt[3]{\frac{3 \nu \gamma_1 \delta}{\chi_1 \rho \xi_1 \varphi_1}}. \quad (3.16)$$

Для вирішення рівняння (3.10) вводимо такі умови:

$$V_r \Big|_{\varphi=0} = 0 \Rightarrow A'(0) = 0;$$

$$\frac{\partial V_r}{\partial \varphi} \Big|_{\varphi=0} = 0 \Rightarrow A''(0) = 0;$$

$$V_\varphi \Big|_{\varphi=0} = \beta q \Rightarrow A(0) = 0.$$

Отже, рішення **рівняння (3.10)** має вигляд:

$$A = C_1 e^{\lambda_1 \varphi} + C_2 e^{\lambda_2 \varphi} + C_3 e^{\lambda_3 \varphi} . \quad (3.17)$$

При чисельному розв'язанні отриманого рівняння виявлено, що коефіцієнт C_3 значно ($\sim 10^4$ разів) перевищує коефіцієнти C_1 та C_2 . Отже, було прийнято рішення прийняти $C_3 = 0$. При цьому приймаємо $C_1 = C_2 = \frac{\sigma}{k^2 \theta}$

Отже, маємо:

$$A(\varphi) = C(\operatorname{ch}(\lambda_1 \varphi) - 1) . \quad (3.18)$$

Функція $A(\varphi)$ визначається з точністю до множника C , який залежить від профілю швидкості на вході та по довжині каналу (інтенсивності зворотних потоків), і потребує уточнення експериментальним шляхом.

При цьому вирази для складових швидкості газового потоку можна представити у вигляді:

$$V_r = A(\varphi) \cdot f_2(r) , \quad (3.19)$$

$$V_\varphi = \beta(r) \cdot q - A(\varphi) \cdot f_2(r) \cdot \psi_2(r) . \quad (3.20)$$

За допомогою чисельних рішень отриманих рівнянь, базуючись на вихідних даних з експериментальної установки, було отримано розподіл радіальної та тангенціальної швидкостей газового потоку по ширині каналу (рис. 3.3)

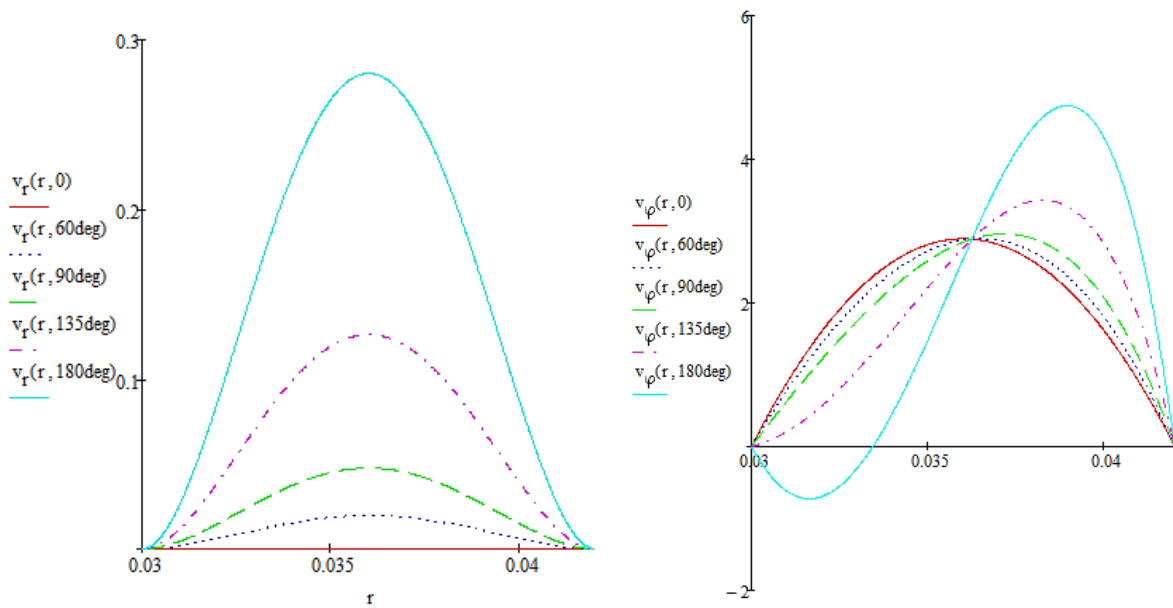


Рисунок 3.3 - Розподіл радіальної та кутової швидкостей газового потоку по ширині каналу в різних перетинах.

3.2 Математичне моделювання гідродинаміки руху крапель рідини в газовому потоці.

При математичному моделюванні гідродинаміки руху крапель рідини в газовому потоці були використані ті ж спрощення та припущення, що і для моделювання руху газового потоку, а також прийнято, що газорідинна суміш є монодисперсною, краплі мають кулясту форму та їх густина є постійною. Задачу вирішуємо як стаціонарну.

Вихідною системою рівнянь, що описують рух крапель в газовому потоці є система наведена в п.3.1, і якщо з неї виключити складові по часу, то отримуємо:

$$\begin{cases} \frac{W_\phi^2}{r} + \alpha (V_r - W_r) = 0 \\ -\frac{W_r W_\phi}{r} + \alpha (V_\phi - W_\phi) = 0 \end{cases}, \quad (3.21)$$

де позначили $\alpha = \psi \frac{\pi \mu_r d_k}{8m}$.

З другого рівняння отриманої системи тангенціальна складова швидкості крапель:

$$W_\varphi = \frac{\alpha V_\varphi}{\alpha + \frac{W_r}{r}}, \quad (3.22)$$

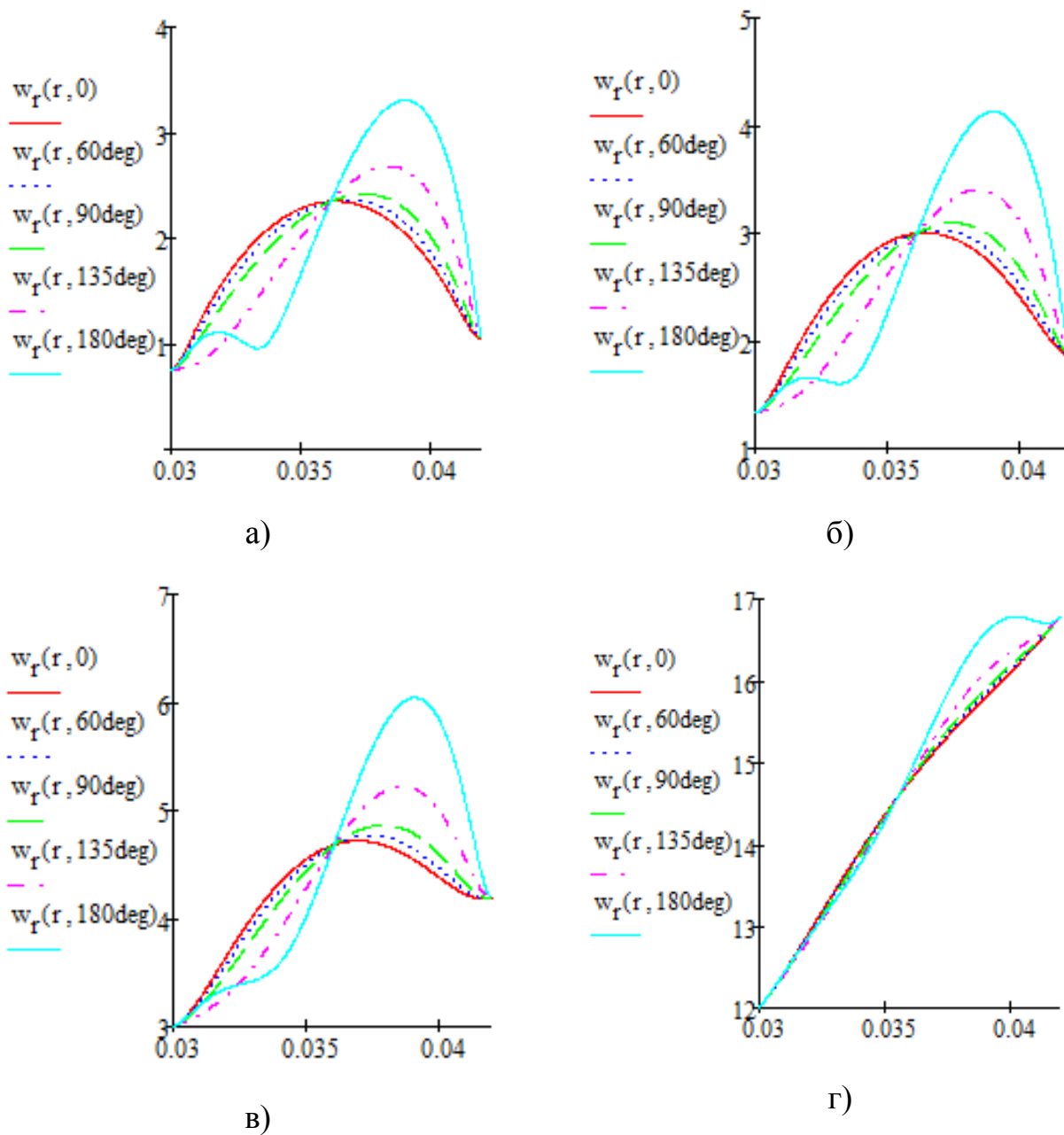
і отриманий вираз підставляється в перше рівняння системи (3.21):

$$\frac{(\alpha V_\varphi)^2}{\left(\alpha + \frac{W_r}{r}\right)^2} + \alpha (V_r - W_r) = 0. \quad (3.23)$$

При розв'язанні даного рівняння отримано два комплексно-сполучених (уявних) рішень і одне дійсне, яке має вигляд:

$$W_r^3 + (2\alpha r - V_r) \cdot W_r^2 + \alpha r (\alpha r - 2V_r) \cdot W_r - \alpha r (V_\varphi^2 + \alpha r V_r) = 0. \quad (3.24)$$

За допомогою чисельних рішень отриманих рівнянь, базуючись на вихідних даних з експериментальної установки, було отримано розподіл радіальної та тангенціальної швидкостей газового потоку по ширині каналу (рис. 3.4 та 3.5)



а) 100мкм, б) 75мкм, в) 50мкм, г) 25мкм

Рисунок 3.4 - Розподіл радіальної швидкості крапель рідини по ширині каналу в різних перетинах при діаметрах крапель

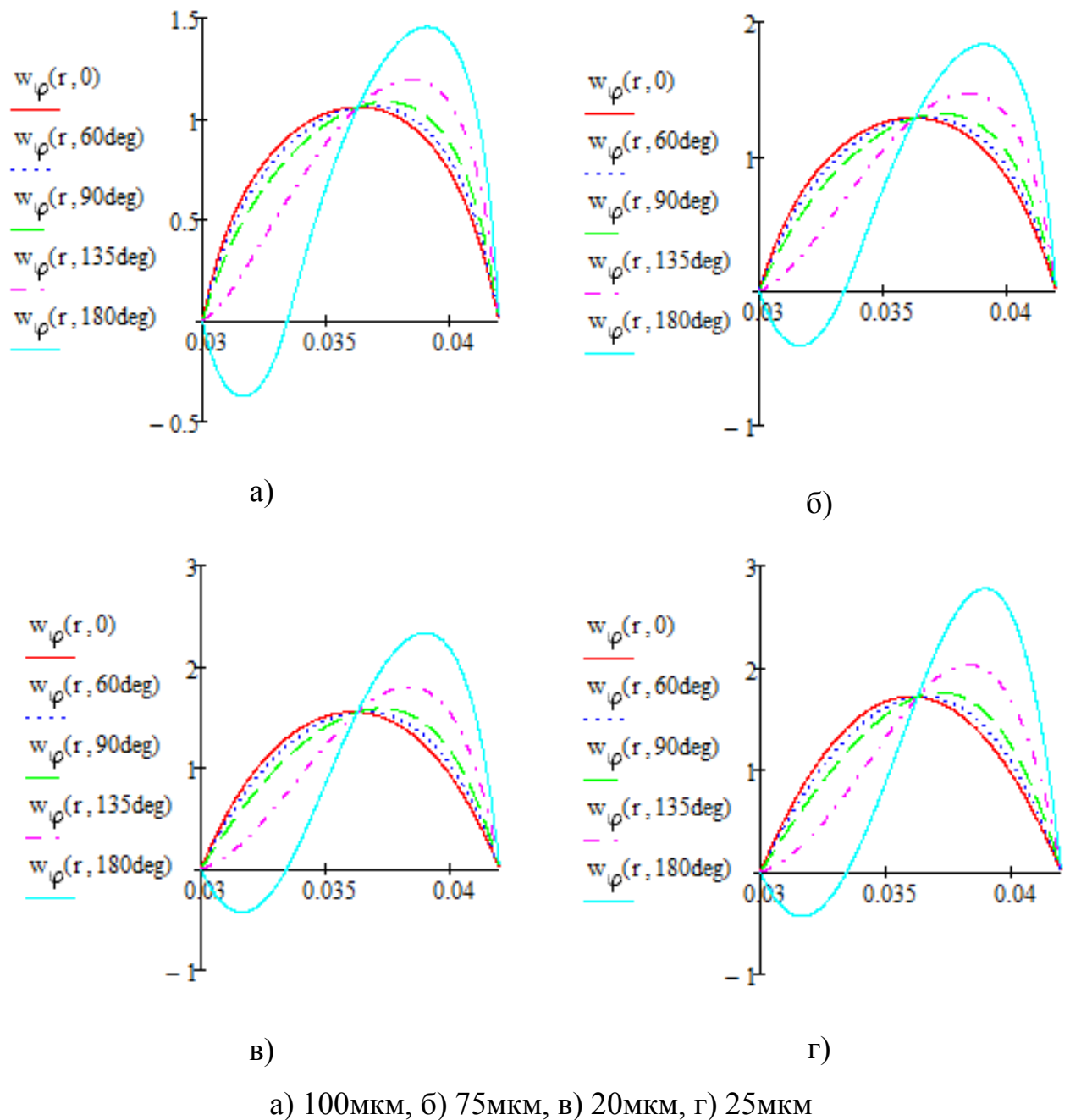


Рисунок 3.5 - Розподіл тангенціальної швидкості крапель рідини по ширині каналу в різних перетинах при діаметрах крапель

На рис. 3.4 та 3.5 видно, що біля зовнішньої стінки криволінійного каналу відбувається зміна напрямку руху газового потоку та крапель рідини, тобто в місцях западин гофр жалюзійних пластин має місце утворення вихорів. Це ж підтверджується комп'ютерними моделюваннями та експериментальними дослідженнями. Порівняння отриманих результатів наведено в п.5.1.

Також даний факт ще раз підтверджує доцільність встановлення фільтруючих елементів в западинах пластин. При чому розмір та геометрія даних елементів визначається розподілом крапель рідини по зовнішній стінці каналу, а також характером руху та взаємодії сформованої плівки рідини, що утворюється в процесі сепарації, з газовим потоком.

3.3 Визначення розподілу вловлених крапель рідини та ефективності сепарації

В загальному вигляді вирази для складових швидкості руху газу мають вид:

$$V_r = \frac{dr}{dt}, \quad (3.25)$$

$$V_\varphi = r \frac{d\varphi}{dt}. \quad (3.26)$$

Для знаходження траєкторії руху газового потоку ($r(\varphi)$) розділимо дані вирази один на одного:

$$\frac{dr}{d\varphi} = \frac{V_r \cdot r}{V_\varphi}. \quad (3.27)$$

Далі, для вирішення отриманого виразу, запишемо ряд Тейлора для $r(\varphi)$:

$$r(\varphi) \approx r(\varphi_0) + \left(\frac{dr}{d\varphi} \right)_0 \cdot \Delta\varphi + \frac{1}{2} \left(\frac{d^2r}{d\varphi^2} \right)_0 \cdot \Delta\varphi^2, \quad (3.28)$$

де $\Delta\varphi$ – кутовий крок.

Рівняння (3.28) вирішується чисельно для таких значень:

$N = 1000$ – кількість кутових ділянок;

$P = 100$ – кількість розрахункових точок на кожній ділянці.

Розрахунок вівся для області значень від r_1 до r_2 та для однієї гофри, тобто $\varphi = 0 \dots \pi$.

Для побудови ліній току газового потоку був заданий та вирішений цикл:

$$R = \begin{cases} \text{for } i \in 0 \dots N \\ \quad \text{for } j \in 0 \dots P \\ \quad \left| \begin{array}{l} R_{i,j} \leftarrow r_2 \text{ if } R_{i,j} > r_2 \\ R_{i,j} \leftarrow r_1 \text{ if } R_{i,j} < r_1 \end{array} \right. , \\ R \end{cases} \quad (3.29)$$

де $i = 0 \dots N$;

$j = 0 \dots P$.

Розрахункові лінії току газового потоку криволінійним каналом представлені на **рис. 3.6**.

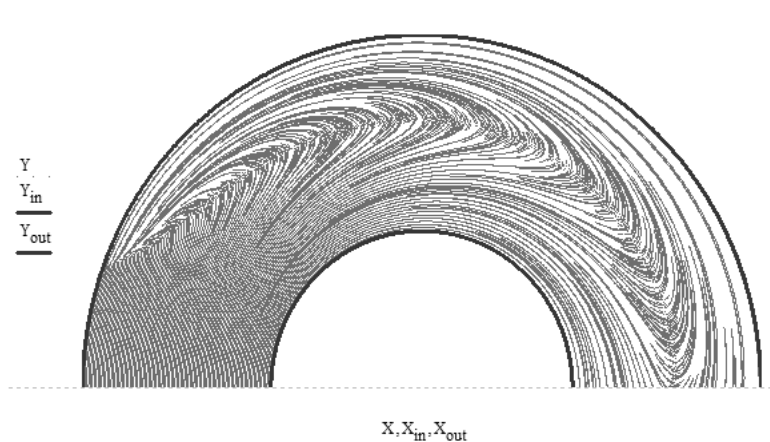


Рисунок 3.6 – Розрахункові лінії току газового потоку криволінійним каналом

Для визначення ефективності уловлення крапель рідини виходимо з припущення, що кожна точка, яка досягла зовнішньої стінки каналу (r_2) є вловленою. Тобто вирішуємо задачу, яку можна представити у вигляді циклу:

$$Col_{st} = \begin{cases} Col_{st} \leftarrow 0 \\ \text{for } j \in 0 \dots P \\ Col_{st} \leftarrow Col_{st} + 1 \text{ if } Col_j > 0 \\ Col_{st} \end{cases} \quad (3.30)$$

де Col_{st} – кількість розрахункових точок, які досягли зовнішньої стінки каналу.

В результаті вирішення даного циклу, отримуємо такий розподіл вловлених точок по зовнішній стінці гофри (рис.3.7):

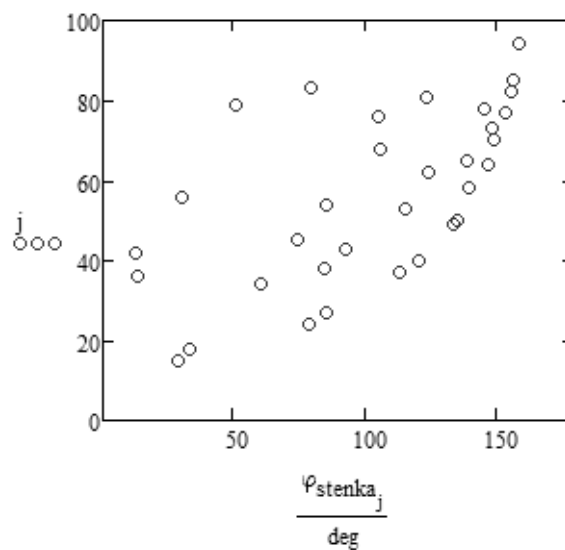


Рисунок 3.7 - Розподіл вловлених точок по зовнішній стінці гофри

При цьому ефективність сепарації на першій гофрі каналу становить:

$$\frac{Col_{st}}{P} \cdot 100 = 33\% \quad (3.31)$$

Тобто можна помітити, що краплі рідини уловлюються по всій довжині гофри, але найбільша їх концентрація все ж є в місці западини каналу. Для визначення необхідного місця розташування фільтруючого елементу та його геометричних розмірів, вирішуємо статистичну задачу, яку можна представити у вигляді циклу:

$$d = \begin{array}{l} \text{for } t \in 0 \dots \frac{180}{\Delta\varphi} - 1 \\ \quad d_t \leftarrow 0 \\ \quad \text{for } j \in 0 \dots P \\ \quad \quad d_t \leftarrow d_t + 1 \text{ if } \Delta\varphi \cdot t < \frac{\varphi_{st_j}}{\text{deg}} \leq \Delta\varphi (t + 1) \end{array}, \quad (3.32)$$

де d – кількість вловлених точок на кроці t ;

t – крок розрахунку;

$\Delta\varphi = 30^\circ$ – кутовий крок розрахунку.

В підсумку отримуємо розподіл вловлених частинок на кожній ділянці гофри (рис.3.8):

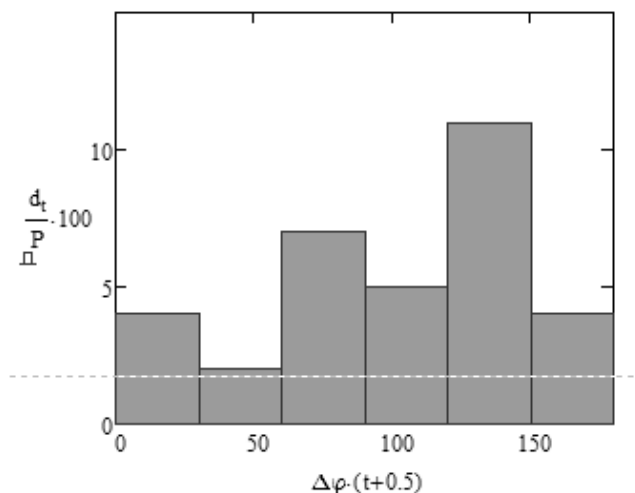


Рисунок 3.8 - Розподіл вловлених частинок на кожній ділянці гофри

Тобто, можна зробити висновок, що найбільша кількість частинок рідини уловлюється на ділянці від 80^0 до 150^0 (для першої гофри).

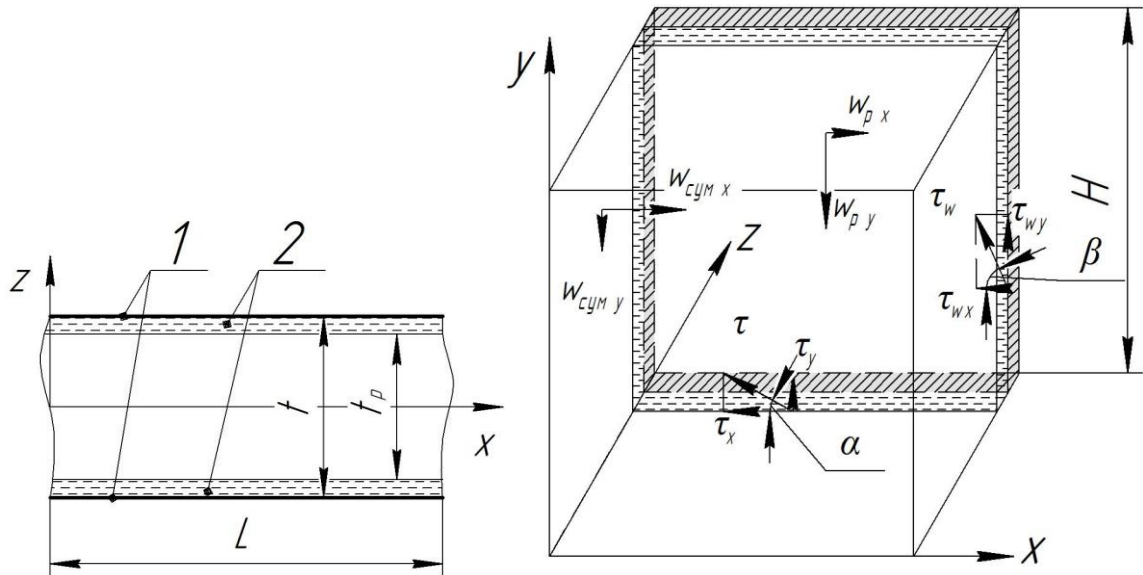
Отже, для криволінійного каналу, що складається з напівкільцевих гофр, для мінімізації зриву вловленої плівки рідини, доцільним є використання фільтруючого елемента, який необхідно встановити в місцях западин гофр, тобто на ділянках максимального скупчення уловлених краплин.

Для знаходження розподілів складових швидкостей газового та рідинного потоків, траєкторій руху та ефективностей уловлення крапель рідини на кожній наступній гофрі, необхідно вирішувати ітераційну задачу, використовуючи представлені рівняння.

3.4 Математичне моделювання взаємодії вловленої плівки рідини та газорідинного потоку

Як зазначалося вище (п. 3.3), краплі рідини уловлюються по всій довжині криволінійного каналу, але найбільша ймовірність зриву крапель рідини з поверхні стікаючої плівки є на вихідних прямолінійних ділянках гофр (рис.3.9).

При цьому газорідинна суміш на цій ділянці має дві складові швидкості тангенціальну $w_{\text{сум } x}$ та аксіальну $w_{\text{сум } y}$. Утворена плівка рідини, що тече по стінках каналу, під дією сил тяжіння та міжфазного тертя з газовим потоком, отримує осьову w_{py} та тангенціальну w_{px} швидкості.



1 – стінки каналу, 2 – плівка рідини

Рисунок 3.9 – Схема взаємодії газорідинного потоку і плівки рідини, та основні розміри

Для побудови математичної моделі взаємодії вловленої плівки рідини та газорідинного потоку приймаються такі спрощення та припущення:

- процес ізотермічний;
- рух плівки рідини стаціонарний;
- плівка рідини утворюється на обох стінках каналу та постійна за товщиною;
- при визначенні швидкості плівки розглядаємо середній перетин ділянки;
- на прямолінійних ділянках каналу з газорідинного потоку в плівку переходять краплі найменшого розміру;
- $\tau = \text{const}$, $\tau_w = \text{const}$, $\alpha = \text{const}$ та $\beta = \text{const}$.

Із визначення концентрації знаходиться її величина для рідини:

$$1 - \varphi = \frac{L \cdot (t - t_p)}{L \cdot t}, \quad (3.33)$$

звідки маємо

$$t_p = t \cdot \varphi, \quad (3.34)$$

де φ – концентрація суцільної фази;

L – довжина прямолінійної ділянки, м;

t – ширина каналу, м;

t_p – відстань від плівки до плівки на різних стінках каналу, м.

Витрати газорідинної суміші в каналі і рідини в плівці пов'язані співвідношенням:

$$G = L \cdot t \cdot w_{\text{сум}} \cdot \rho_{\text{сум}} + L \cdot (t - t_p) \cdot w_p \cdot \rho_p, \quad (3.35)$$

де $\rho_{\text{сум}} = \rho_g \varphi + \rho_{\text{кр}} (1 - \varphi)$ – густина газорідинної суміші, кг/м³

ρ_p – густина рідини в плівці, кг/м³;

$\rho_{\text{кр}}$ – густина крапель рідини, кг/м³.

Рух суміші має турбулентний характер. Тоді в якості вирішення зовнішньої задачі використовується закон Блазіуса для міжфазного тертя. Рухлива межа потоку врахується, використовуючи вираз сили тертя через відносну швидкість на міжфазній поверхні [269, 270].

$$\tau = \frac{0,3164}{\sqrt[4]{Re}} \frac{\rho_{\text{сум}} w_{\text{сум}}^2}{8}, \quad (3.36)$$

де $Re = w_{\text{сум}} d_{\text{екв}}^r \rho_{\text{сум}} / \mu_g$ – число Рейнольдса;

$$d_{\text{екв}}^r = \frac{4S_r}{\Pi_r} = \frac{2H(t - t_p)}{H + t_p} - \text{гідрравлічний діаметр, м.}$$

3.4.1 Визначення швидкості руху плівки рідини

Для ламінарного потоку рідини сила тяжіння значно перевершує тертя на міжфазній поверхні, тому отримаємо наближений вираз $\frac{dP_{\text{сум}}}{dy} = \frac{dP_p}{dy} = \rho_{\text{сум}} g \cdot i$, тоді математичне формулювання задачі для стікаючої плівки у декартовій системі координат запишеться у вигляді:

$$\begin{cases} \mu_p \frac{d^2 w_p}{dz^2} = g(\rho_{\text{сум}} - \rho_p) = -g\varphi(\rho_p - \rho_r); \\ \tau \Big|_{z=\frac{t_p}{2}} = \mu_p \left(\frac{dw_p}{dz} \right) \Big|_{z=\frac{t_p}{2}}; \\ w_p \Big|_{z=\frac{t}{2}} = 0. \end{cases} \quad (3.37)$$

де граничні умови визначають тертя на поверхні плівки, отримане з рішення зовнішньої задачі, і умову прилипання рідини на стінці каналу.

Рішення крайової задачі (3.37) дає швидкість рідини в плівці:

$$w_p(z) = \frac{\tau}{\mu_p} \left(z - \frac{t}{2} \right) - \frac{g\varphi(\rho_p - \rho_r)}{2\mu_p} \left(z - \frac{t}{2} \right) \left(z - t_p + \frac{t}{2} \right), \quad (3.38)$$

тоді швидкість рідини на поверхні плівки запишеться у вигляді

$$w_{p1} = \frac{\tau}{\mu_p} \left(\frac{t_p}{2} - \frac{t}{2} \right) - \frac{g\varphi(\rho_p - \rho_r)}{2\mu_p} \left(\frac{t_p \cdot t}{2} - \frac{t_p^2}{4} - \frac{t^2}{4} \right). \quad (3.39)$$

Середня швидкість рідини визначається виразом:

$$w_p^{cep} = \frac{2}{t - t_p} \int_{t_p/2}^{t/2} w_p dz. \quad (3.40)$$

Тобто, отримуємо:

$$w_p^{cep} = \frac{\tau}{4\mu_p} (t - t_p) + \frac{g\varphi(\rho_p - \rho_r)}{12\mu_p} (t - t_p)^2. \quad (3.41)$$

Тертя на стінці каналу знаходиться відповідно до закону Ньютона:

$$\tau_w = \mu_p \frac{dw_p(z)}{dz}, \quad (3.42)$$

$$\tau_w = \tau - \frac{1}{2} g \cdot \varphi \cdot (\rho_p - \rho_r) \cdot (t - t_p). \quad (3.43)$$

Визначення числа Re для плівки рідини.

Критерій Рейнольдса визначається за формулою:

$$Re_p = \frac{w_p^{cep} d_{екв}^p}{H \cdot \nu_p}, \quad (3.44)$$

де $d_{екв}^p = \frac{4S_p}{\Pi_p}$ - гідравлічний діаметр стікаючої плівки рідини, м;

ν_p - кінематичний коефіцієнт в'язкості рідини, м²/с.

Гідравлічний діаметр стікаючої плівки рідини:

$$d_{\text{екв}}^p = \frac{4H(t - t_p)}{4H + 2(t - t_p)} = \frac{t - t_p}{1 + \frac{t - t_p}{2H}} \approx t - t_p. \quad (3.45)$$

Отже,

$$\text{Re}_p = \frac{w_p^{\text{cep}}(t - t_p)}{H \cdot v_p}, \quad (3.46)$$

або маємо:

$$\text{Re}_p = \frac{\tau}{4\mu_p \cdot v_p \cdot H} (t - t_p)^2 + \frac{g\varphi(\rho_p - \rho_r)}{12\mu_p \cdot v_p \cdot H} (t - t_p)^3. \quad (3.47)$$

3.4.2 Визначення кутів руху газорідинного потоку і плівки вловленої рідини

Розглянемо сили, що діють на газовий потік та складемо балансові рівняння по осям.

Вісь X. В напрямку осі на газовий потік діє перепад тисків, в протилежному напрямі – тангенціальна складова поверхневої сили тертя. Отже, балансове рівняння має вигляд:

$$dP_{\text{сум}} \cdot dy \cdot t_p = 2 \cdot \tau_x \cdot dy \cdot dx, \quad (3.48)$$

$$dP_{\text{сум}} \cdot dy \cdot t_p = 2 \cdot \tau \cdot \cos \alpha \cdot dy \cdot dx, \quad (3.49)$$

$$\frac{dP_{\text{сум}}}{dx} = \frac{2 \cdot \tau \cdot \cos \alpha}{t_p}, \quad (3.50)$$

або

$$\frac{P''_{\text{сум}} - P'_{\text{сум}}}{L} = \frac{2 \cdot \tau \cdot \cos \alpha}{t_p}, \quad (3.51)$$

де $P'_{\text{сум}}, P''_{\text{сум}}$ - тиск на вході та на виході з прямолінійної ділянки каналу, МПа;

L та H – довжина та висота прямолінійної ділянки каналу, м.

Вісь Y . В напрямку осі на газорідинну суміш діє аксіальна складова поверхневої сили тертя, в протилежному напрямі – сила тяжіння. Отже, балансове рівняння має вигляд:

$$2 \cdot \tau_y \cdot dy \cdot dx = g \cdot \rho_{\text{сум}} \cdot dy \cdot t_p \cdot dx, \quad (3.52)$$

$$2 \cdot \tau \cdot \sin \alpha \cdot dy \cdot dx = g \cdot \rho_{\text{сум}} \cdot dy \cdot t_p \cdot dx, \quad (3.53)$$

Звідки

$$2 \cdot \tau \cdot \sin \alpha = g \cdot \rho_{\text{сум}} \cdot t_p, \quad (3.54)$$

де g – прискорення вільно падіння, м/с².

Розглянемо сили, що діють на плівку рідини та складемо балансові рівняння по осям.

Вісь X . В напрямку осі на плівку діє перепад тисків, в протилежному напрямі – тангенціальні складові поверхневих сил тертя на між фазній поверхні та на стінці каналу. Отже, балансове рівняння має вигляд:

$$dP_p \cdot dy \cdot (t - t_p) = 2 \cdot \tau_x \cdot dy \cdot dx + 2 \cdot \tau_{wx} \cdot dy \cdot dx, \quad (3.55)$$

$$dP_p \cdot dy \cdot (t - t_p) = 2 \cdot \tau \cdot \cos \alpha \cdot dy \cdot dx + 2 \cdot \tau_w \cdot \cos \beta \cdot dy \cdot dx, \quad (3.56)$$

$$\frac{dP_p}{dx} = \frac{2\tau \cos \alpha}{t - t_p} + \frac{2\tau_w \cos \beta}{t - t_p}, \quad (3.57)$$

або

$$\frac{P_p'' - P_p'}{L} = \frac{2\tau \cos \alpha}{t - t_p} + \frac{2\tau_w \cos \beta}{t - t_p}, \quad (3.58)$$

де P_p', P_p'' - тиск на вході та на виході з прямолінійної ділянки каналу, МПа;

Вісь У. В напрямку осі на плівку діють осьові складові поверхневих сил тертя на між фазній поверхні та на стінці каналу, в протилежному напрямі – сила тяжіння. Отже, балансове рівняння має вигляд:

$$2 \cdot \tau_y \cdot dy \cdot dx + 2 \cdot \tau_{wy} \cdot dy \cdot dx = g \cdot \rho_p \cdot dy \cdot dx \cdot (t - t_p), \quad (3.59)$$

$$2 \cdot \tau \cdot \sin \alpha \cdot dy \cdot dx + 2 \cdot \tau_w \cdot \sin \beta \cdot dy \cdot dx = g \cdot \rho_p \cdot dy \cdot dx \cdot (t - t_p), \quad (3.60)$$

Звідки

$$2\tau \cdot \sin \alpha = g \cdot \rho_p \cdot (t - t_p) - 2\tau_w \cdot \sin \beta. \quad (3.61)$$

Оскільки система знаходиться в рівновазі, праві частини балансових рівнянь по кожній з осей прирівнюються. Тоді, після деяких перетворень балансових рівнянь для сил, що діють на об'єм газорідинної суміші та плівки, отримуються наступні вирази:

По осі Х:

$$\frac{2\tau \cos \alpha}{t_p} - \frac{2\tau \cos \alpha}{t - t_p} = \frac{2\tau_w \cos \beta}{t - t_p}, \quad (3.62)$$

$$\cos \alpha = \frac{2 \cdot \tau_w \cdot \cos \beta}{(t - t_p) \left[\frac{2\tau}{t_p} - \frac{2\tau}{t - t_p} \right]}. \quad (3.63)$$

По осі Y:

$$\sin \beta = \frac{2g \cdot \rho_p \cdot \left(\frac{t}{2} - \frac{t_p}{2} \right) - \rho_{\text{сум}} \cdot g \cdot t_p}{2(-\tau_w)}. \quad (3.64)$$

3.4.3 Умова застосовності теорії та аналіз моделі

При протіканні процесу інерційно-фільтруючої сепарації витрата рідини в півці не може бути від'ємною, тобто критична межа процесу $Q_p = 0$.

Знайдемо витрату рідини:

$$Q_p = w_p^{\text{cep}} \cdot S_p = \frac{\tau H}{4\mu_p} (t - t_p)^2 + \frac{g\varphi(\rho_p - \rho_r)H}{12\mu_p} (t - t_p)^3. \quad (3.65)$$

Враховуючи критичну умову можна записати:

$$\frac{\tau H}{4\mu_p} (t - t_p)^2 = - \frac{g\varphi(\rho_p - \rho_r)H}{12\mu_p} (t - t_p)^3. \quad (3.66)$$

Звідки:

$$\tau_{\text{кр}} = \frac{1}{3} g\varphi(\rho_r - \rho_p)(t - t_p). \quad (3.67)$$

Отже,

$$\frac{0,3164 \rho_{\text{сум}} w_{\text{відн}}^2}{\sqrt[4]{Re} \cdot 8} \geq \frac{1}{3} g \varphi (\rho_r - \rho_p) (t - t_p). \quad (3.68)$$

Звідки знаходимо умову:

$$w_{\text{відн}} \geq \sqrt{\frac{8,43 \cdot Re^{0,25} \cdot g \varphi (\rho_p - \rho_r) (t - t_p)}{\rho_{\text{сум}}}}. \quad (3.69)$$

Аналіз отриманих залежностей показує, що вирішення поставлених завдань зводиться до ітераційної задачі і оптимізаційного оцінювання та розрахунків взаємодії потоків в сепараційному просторі інерційно-фільтруючого сепаратора.

Враховуючи, що швидкість руху плівки рідини не може бути меншою 0, тобто $w_{p1} \geq 0$, то можемо знайти мінімальне значення сили тертя на міжфазній поверхні:

$$\tau \geq \frac{g \cdot \rho_{\text{сум}} \cdot t_p}{2}. \quad (3.70)$$

Прирівнюючи обидва вирази для сили тертя на міжфазній поверхні, знаходимо вираз для визначення коефіцієнту тертя:

$$\zeta \geq \frac{w_{\text{відн}}^2}{4g \cdot t_p} = \frac{(w_c - w_{p1})^2}{4g \cdot t_p}, \quad (3.71)$$

що, в свою чергу, дозволяє знайти мінімальне значення відносної швидкості руху потоків:

$$w_{\text{відн}} \geq \sqrt{2g \cdot t_p} \cdot \quad (3.72)$$

Мінімальне значення сили тертя на стінці каналу спостерігається у випадку, коли плівка не заволікається газовим потоком і стікає вертикально вниз. Отже, для його визначення приймаємо $\sin\beta=1$, і перетворюючи вираз (3.72), отримуємо:

$$\tau_w \geq \frac{\rho_c \cdot g \cdot t_p - 2\rho_p \cdot g \left(\frac{t}{2} - \frac{t_p}{2} \right)}{2} \cdot \quad (3.73)$$

Даний вираз дозволяє оцінити правильність та адекватність отриманої математичної моделі взаємодії вловленої плівки рідини та газового потоку в інерційно-фільтруючому сепараторі. Підставляючи вираз (3.73) в рівняння (3.70), знаходимо ще один варіант знаходження мінімального значення сили тертя на міжфазній поверхні потоків. Чисельне рішення отриманих виразів і є оцінкою адекватності моделі у першому наближенні.

Тобто, подальший розвиток представленої математичної моделі, повинен бути направлений на чисельне вирішення отриманих залежностей для основних показників взаємодії вловленої плівки рідини та газорідного потоку, та порівняння отриманих значень з результатами експериментальних досліджень та довідковими даними. В свою чергу, це дозволить проводити роботи по оптимізації режимних параметрів роботи системи, а також конструктивного оформлення сепараційних та фільтруючих секцій інерційно-фільтруючого сепаратора.

Проведені спроби чисельних розрахунків показують, що розроблена математична модель взаємодії вловленої плівки рідини та газового потоку дає правильні результати, що підтверджуються експериментальними дослідженнями, але через прийняту велику кількість спрощень та припущень, деякі дані отримуються завищені. Для подальшого розвитку та вдосконалення

представленої моделі необхідно вирішувати нестационарну задачу течії плівки рідини.

4 ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧОЇ СЕПАРАЦІЇ НА МОДЕЛІ БЛОЧНОГО ГАЗОСЕПАРАТОРА З ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧОЮ СЕКЦІЄЮ

4.1 Основні режимні параметри процесу.

Розглядаючи питання дослідження, оптимізації та можливості управління процесами розділення газорідинних сумішей, перш за все необхідно розглянути всі основні параметри, що впливають на процес в цілому та на ефективність розділення зокрема, бо, в більшості випадків, низькі показники ефективності обладнання обумовлені відхиленням робочих режимних параметрів від їх оптимальних проектних значень.

В якості основного критерію ефективності розділення газорідинних сумішей прийнято використовувати долю сепарації дисперсної фази із суцільної [271, 272]. Ступінь розділення газорідинних сумішей залежить від витрати (швидкості) газу, термодинамічних умов, фізико-хімічних властивостей потоків, геометричних розмірів та, найголовніше, від дисперсності рідкої фази. Але під час проведення експериментальних досліджень, та й у реальному виробництві, з точки зору управління процесом сепарації розподіл крапель за розмірами є не зручним показником, так як контролювати витрати дисперсної фази (особливо в вихідних сумішах) дуже складно. Цей параметр є нерегульованим.

Отже, для реалізації задачі оптимізації процесу розділення газорідинних сумішей, важливо проаналізувати всі регульовані параметри роботи системи та визначити їхні оптимальні значення. При роботі сепараційного обладнання такими параметрами є: температура газу t , тиск газу P , об'ємна витрата газу V ,

що надходить в сепаратор, конструкція та геометричні розміри сепараційних елементів.

Зміна температури має не прямо пропорційний вплив на ступінь вилучення цільових компонентів з газорідинної суміші [262]. При зниженні температури до певного значення ступінь конденсації та вилучення інтенсивно збільшується, а при температурах нижче цього значення, швидкість конденсації знижується. Також при регулюванні значенням температури необхідно враховувати середню молекулярну масу газу, тобто чим легшим є газ тим нижча температура потрібна для досягнення точки роси та вилучення цільового компонента [273].

Зміна тиску має аналогічний вплив [262]. Так, в області низьких тисків інтенсивність конденсації змінюється навіть при незначній його зміні. Однак при подальшому зростанні тиску інтенсивність конденсації зменшується.

Отже, існують певні оптимальні області значень режимних параметрів процесу, при яких можна досягти максимальної ефективності сепарації газоконденсатної системи. З цього випливає, що для управління та оптимізації процесів інерційно-фільтруючої сепарації, необхідно вміти комплексно контролювати та регулювати параметри, які безпосередньо впливають на ефективність.

Також на ефективність сепарації суттєвий вплив мають конструктивні особливості та геометричні розміри сепараційних пристроїв. При проектуванні інерційно-фільтруючих сепараторів необхідно враховувати, що при не великих радіусах кривизни гофр на жалюзійних пластинах ефективність сепарації висока, але при цьому також велика ймовірність зриву вловленої плівки рідини і вторинного бризковинесення. Якщо радіус гофр досить великий, то зрив вловленої плівки мінімізується, але ефективність уловлювання крапель рідини також невисока. Зміна кроку встановлення жалюзійних пластин впливає головним чином на швидкість руху газокраплинного потоку сепараційними секціями. Зменшення ширини каналів призводить до збільшення швидкості руху газу сепараційними каналами, тобто до збільшення інерційних сил, що

діють на дисперсні частинки, що збільшує ефективність сепарації. Але при перевищенні деякого критичного значення швидкості починається зрив вловленої плівки рідини та вторинне бризковинесення, тобто різке зниження ефективності процесу.

Зміна витрати газової суміші також впливає на зміну швидкості руху газу сепараційними пристроями, а отже на можливість вторинного бризковинесення та ефективність процесу розділення в цілому.

Взагалі втрати цінної сировини через парове і краплинне винесення, наприклад, вуглеводнів є істотною проблемою технології сепарації. Зменшення крапельного винесення дозволяє добувати додатково десятки тисяч тон газового конденсату на рік, при цьому зростає рентабельність розробки газоконденсатних родовищ.

Таким чином, важливим моментом інтенсифікації технології сепарації є вдосконалення конструкцій сепараторів, зокрема модифікація краплеуловлюючих елементів і коагуляторів аерозолу з метою зменшення крапельного виносу рідини. Ефективність роботи тієї або іншої конструкції сепаратора надійно визначається тільки експериментальним шляхом [274].

Під час експериментальних досліджень гідродинаміки та ефективності роботи інерційно-фільтруючих сепараторів, а також структури плівки вловленої рідини та її взаємодії з газовим потоком на моделі блочного сепаратора, було проведено декілька серій експериментів при різних співвідношеннях основних режимних параметрів, що дало можливість порівняння та визначення оптимальний значень для даного експериментально стенду, а також узагальнення та видачу рекомендацій з оптимальними режимами роботи реального технологічного обладнання.

4.2 Аналіз впливу гідродинамічних процесів на ефективність роботи інерційно-фільтруючих сепараторів.

4.2.1 Визначення гідравлічного опору

Досліджені режимні параметри процесу сепарації газорідинних сумішей наведені в табл. 4.1 та 4.2.

Таблиця 4.1 - Режимні параметри дослідження процесу сепарації газорідинних сумішей (серія 1)

№ п.п.	Витрата газу V, м ³ /с	Витрата рідини L, м ³ /с	Питома витрата потоків I _{пит}	Гідравлічний опір сепаратора, ΔP, Па	Гідравлічний опір вхідного пристрою, ΔP, Па	Гідравлічний опір жалюзійного блоку, ΔP, Па
1	0,02	0,002	0,1	461	322	313
2	0,022	0,002	0,091	583	472	421
3	0,025	0,002	0,08	712	593	572
4	0,027	0,002	0,074	893	803	837
5	0,033	0,002	0,0606	962	911	921

Таблиця 4.2 - Режимні параметри дослідження процесу сепарації газорідинних сумішей (серія 2)

№ п.п.	Витрата газу V, м ³ /с	Витрата рідини L, м ³ /с	Питома витрата потоків I _{пит}	Гідравлічний опір сепаратора, ΔP, Па	Гідравлічний опір вхідного пристрою, ΔP, Па	Гідравлічний опір жалюзійного блоку, ΔP, Па
1	0,025	0,0015	0,06	505	452	440
2	0,025	0,0018	0,072	613	594	580
3	0,025	0,002	0,08	792	760	745

4	0,025	0,0023	0,092	903	861	888
5	0,025	0,0025	0,1	1010	990	995

Для узагальнення результатів досліджень визначали гідравлічні опори відповідно сухого газосепаратора та внутрішніх пристроїв (рис. 4.1), а також при наявності краплинної рідини (рис. 4.2 та 4.3) за різної витрати потоків.

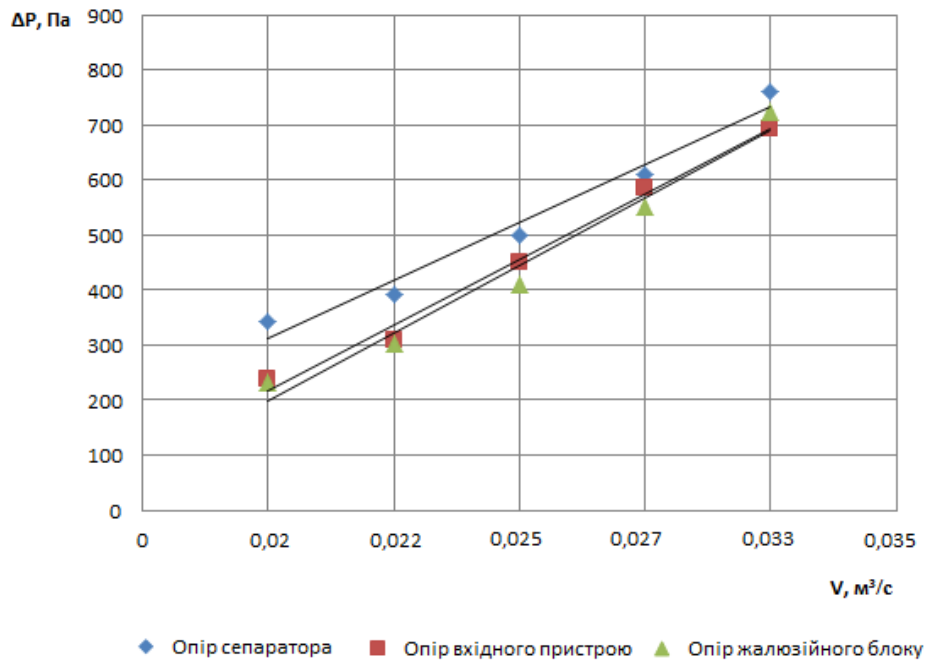


Рисунок 4.1 – Залежність гідравлічного опору ΔP сухого сепаратора та його внутрішніх пристроїв від витрати повітря $V, \text{м}^3/\text{с}$.

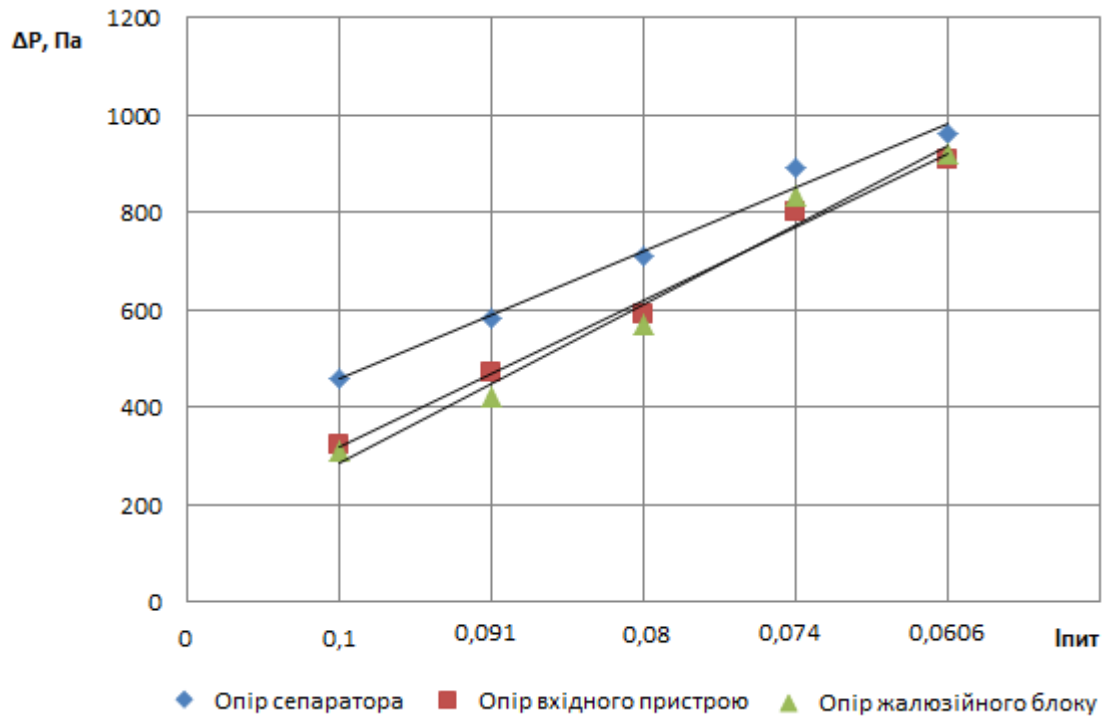


Рисунок 4.2 – Залежність гідравлічного опору ΔP сепаратора та його внутрішніх пристроїв від питомої витрати потоків $I_{\text{пит}}$ (серія 1)

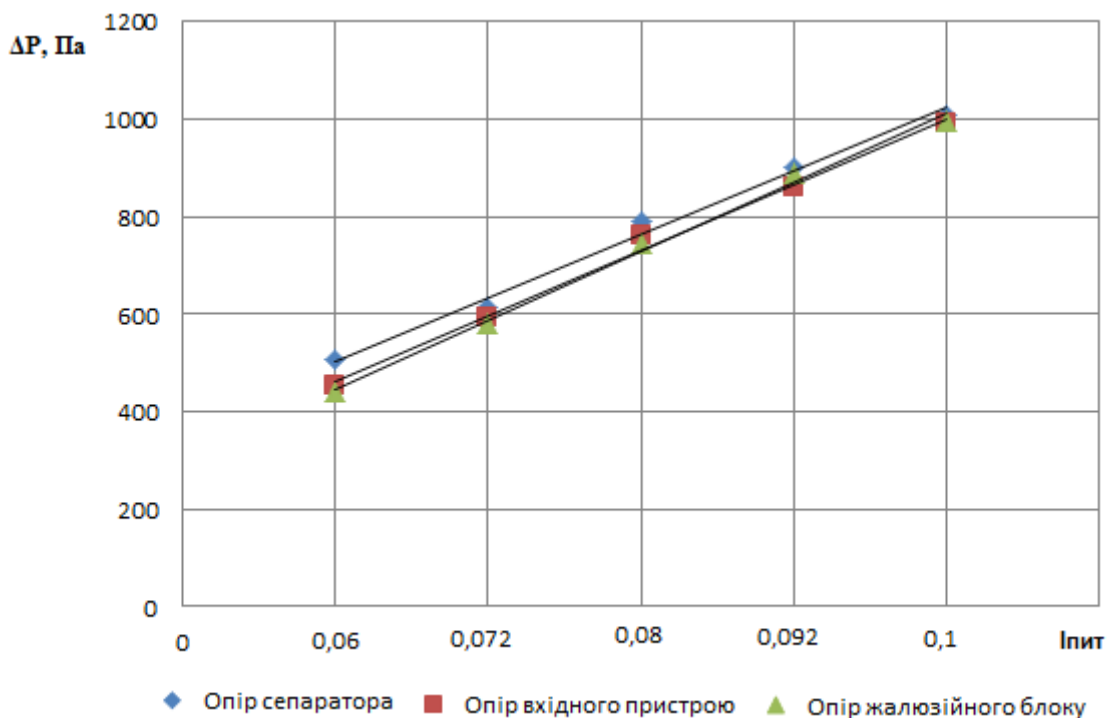


Рисунок 4.3 – Залежність гідравлічного опору ΔP сепаратора та його внутрішніх пристроїв від питомої витрати потоків $I_{\text{пит}}$ (серія 2).

4.2.2 Визначення ефективності сепарації

Для визначення ефективності сепарації було проведено заміри кількості рідини, яка збиралася в нижньому блоці сепаратора після вхідного пристрою (l_1 , мл) та жалюзійного блоку (l_2 , мл) при різних навантаженнях по газу (табл. 4.3)

Таблиця 4.3 – Експериментальні дані по ефективності сепарації блочного газосепаратора

l, мл	Витрата повітря V = 0,02 м ³ /с				Витрата повітря V = 0,025 м ³ /с				Витрата повітря V = 0,033 м ³ /с			
	l_1 , мл	η_1 , %	l_2 , мл	η_2 , %	l_1 , мл	η_1 , %	l_2 , мл	η_2 , %	l_1 , мл	η_1 , %	l_2 , мл	η_2 , %
5	2,92	58,4	1,83	87,9	2,98	59,6	1,91	94,6	3,02	60,4	1,88	94,95
8	5,61	70,1	2,18	91,2	5,83	72,87	2,02	93,1	5,98	74,75	1,99	98,51
10	6,94	69,4	2,93	95,75	7,03	70,3	2,91	97,98	7,12	71,2	2,85	98,96
12	7,88	65,6	3,79	91,99	7,96	66,3	3,81	94,31	8,03	66,92	3,89	97,98
15	9,12	60,8	5,58	94,89	9,21	61,4	5,61	96,89	9,25	61,67	5,69	98,96

Як видно з **табл. 4.3** з підвищенням питомої витрати потоків ефективність вловлювання зростає до деякого значення, а далі ріст ефективності припиняється, а також спостерігається її спад.

Тобто, результати досліджень підтверджують попередні висновки про ефективність застосування сепараційного обладнання блочної конструкції, в якому на вході газорідинної суміші встановлені відбійники для вловлювання найбільших краплин рідини або рідинних пробок, а далі – інерційно-фільтруючий жалюзійний блок, який ефективно ($\eta \approx 95\%$) вловлює дрібнодисперсні частинки.

Для отримання експериментальної залежності ефективності сепарації окремих ступенів сепарації при різних навантаженнях по газу та

співвідношенні рідинної та газової фаз ($I_{\text{пит}}$) запропоновано застосувати метод фізичної аналогії. Як аналог запропоновано використовувати значення гідравлічного опору ΔP обумовленого рухом газового потоку крізь моделі сепараційних пристроїв (рис.4.4, 4.5):

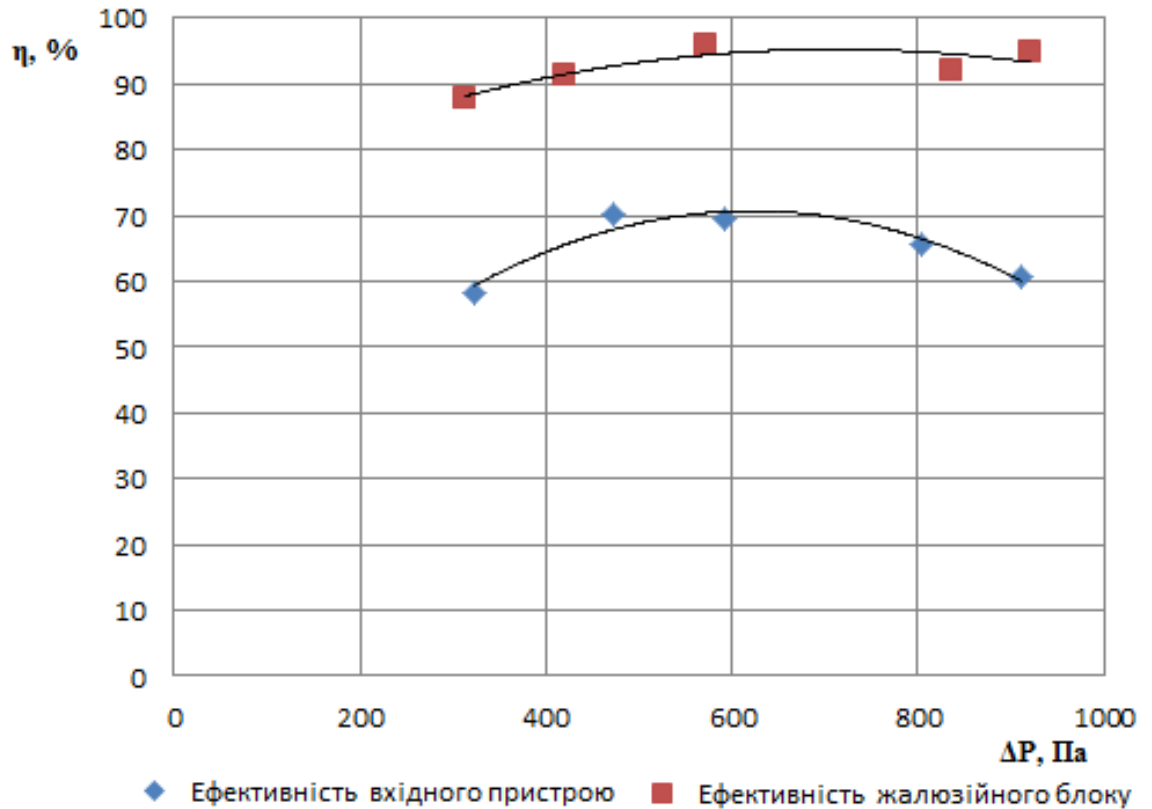


Рисунок 4.4 – Залежність ефективності η внутрішніх пристроїв сепаратора від їх гідравлічного опору ΔP (серія 1).

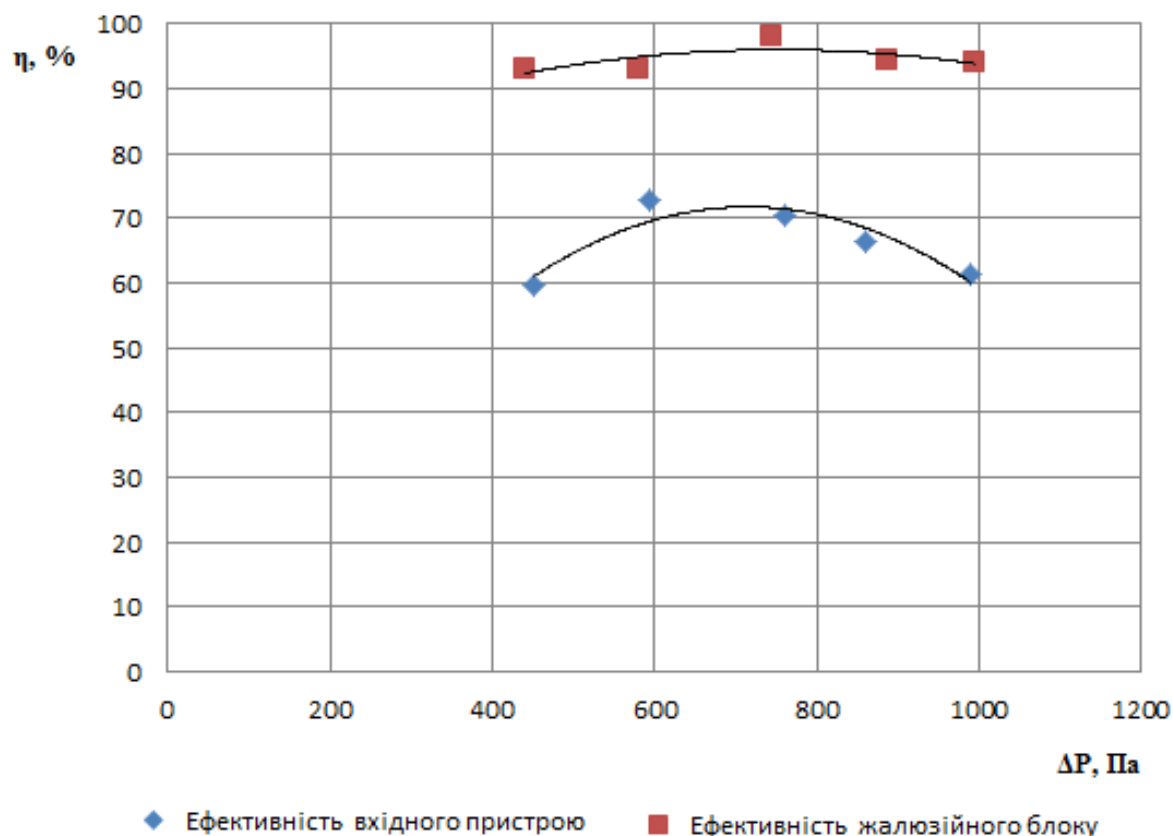


Рисунок 4.5 – Залежність ефективності η внутрішніх пристроїв сепаратора від їх гідралічного опору ΔP (серія 2).

З отриманих графіків можна побачити, що на кожній побудованій лінії спостерігається максимум. Це пояснюється тим, що при невеликих витратах потоків і гідралічний опір вузлів є незначним, при певному зростанні параметрів потоку, ефективність збільшується, але при подальшому зростанні опору виникають вторинні процеси (зрив плівки, вторинне бризковинесення), що призводить до зниження ефективності.

4.2.3 Визначення необхідної кількості гофр на жалюзійній пластині інерційно-фільтруючого блоку

Для визначення необхідної кількості гофр на жалюзійній пластині необхідно знати кількість рідини, що уловлюється з газорідного потоку після

проходження кожної з них, тобто необхідно визначити ефективність кожної гофри за формулою (4.2).

Результати замірів зібраної кількості рідини та розрахунку ефективності сепарації кожної гофри представлено в табл. 4.4-4.6.

Таблиця 4.4 – Результати замірів зібраної кількості рідини та розрахунку ефективності сепарації кожної гофри при навантаженні по газу $V = 0,02\text{м}^3/\text{с}$.

l, мл	l _{Г1} , мл	η _{Г1} , %	l _{Г2} , мл	η _{Г2} , %	l _{Г3} , мл	η _{Г3} , %	l _{Г4} , мл	η _{Г4} , %
5	2,12	42,4	1,98	68,75	0,81	90	0,086	95,6
8	4,31	53,9	3,07	83,2	0,552	89,03	0,065	95,6
10	4,97	49,7	3,98	79,13	0,98	93,3	0,066	94,3
12	6,01	50	4,91	81,97	0,99	91,7	0,085	94,4
15	7,66	51,1	6,28	85,6	0,98	92,45	0,076	95

Таблиця 4.5 – Результати замірів зібраної кількості рідини та розрахунку ефективності сепарації кожної гофри при навантаженні по газу $V = 0,025\text{м}^3/\text{с}$.

l, мл	l _{Г1} , мл	η _{Г1} , %	l _{Г2} , мл	η _{Г2} , %	l _{Г3} , мл	η _{Г3} , %	l _{Г4} , мл	η _{Г4} , %
5	2,17	43,4	1,99	70,3	0,76	90,48	0,076	95
8	4,4	55	3	83,3	0,52	86,7	0,075	93,75
10	5,08	50,8	3,97	80,7	0,87	91,6	0,078	97,5
12	6,11	50,9	4,94	83,9	0,86	90,53	0,083	92,2
15	7,93	52,87	6,08	86	0,89	89,9	0,092	92

Таблиця 4.6 – Результати замірів зібраної кількості рідини та розрахунку ефективності сепарації кожної гофри при навантаженні по газу $V = 0,033\text{м}^3/\text{с}$.

l, мл	l _{Г1} , мл	η _{Г1} , %	l _{Г2} , мл	η _{Г2} , %	l _{Г3} , мл	η _{Г3} , %	l _{Г4} , мл	η _{Г4} , %
5	2,21	44,2	1,97	70,61	0,74	90,24	0,077	96,25
8	4,42	55,25	2,89	80,73	0,6	86,96	0,084	93,33
10	5,12	51,2	3,94	80,74	0,85	90,43	0,086	95,56
12	6,19	51,6	4,9	84,34	0,81	89,01	0,097	97
15	7,99	53,27	6,01	85,73	0,9	90	0,096	96

Отже, після аналізу результатів експериментальних замірів кількості рідини, яку збирали після проходження газорідинною сумішшю кожної гофри жалюзійних пластин, визначено, що для ефективної роботи сепараторів інерційно-фільтруючого типу необхідно, щоб газодисперсний потік послідовно пройшов 4 гофри криволінійних каналів.

Проведені експериментальні дослідження підтверджують результати математичних моделювань та розрахунків, які представлені в роботі [275].

5 УЗАГАЛЬНЕННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕНЬ ПРОЦЕСІВ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧОЇ СЕПАРАЦІЇ

5.1 Аналіз та співставлення результатів експериментальних досліджень та математичних моделювань процесів інерційно-фільтруючої сепарації.

Для перевірки та аналізу адекватності отриманих результатів теоретичних та експериментальних досліджень необхідно провести їх співставлення. В даному розділі наведено порівняння розрахунку та вимірів гідравлічного опору, ефективності уловлення рідини, а також визначення необхідної кількості гофр.

Розрахункове визначення необхідної кількості гофр диктується ефективністю, яка визначається виходячи з розподілу частинок на вході і після кожної криволінійної ділянки. Після інтегрування цього розподілу отримуємо кількість рідини уловлюваних після кожної ступені. Як вже зазначалося, розподіл на вході в канал піддається логарифмічно-нормального закону, а розподіл частинок для півкілець визначено виходячи з континуальної моделі криволінійного течії газу [275-278]:

$$n(R_i) = \frac{\rho_1 v \cdot e}{v - \frac{2C\varphi(r - R_{cp})}{R_2 - R_1}} \cdot \frac{4\tau_1\varphi(2v(R_{cp} - r)) + \frac{C\varphi(3r^2 - 6R_{cp}r + R_i R_2 + 2R_{cp}^2)}{R_2 - R_1}}{R_2 - R_1}, \quad (5.1)$$

де C - розподіл частинок по радіусу каналу;

ρ_1 - густина розподілу частинок на вході в гофру.

Отже, після визначення кількості вловленої рідини на кожній гофрі, а, відповідно, ефективності уловлення кожною гофрою, будується графік (рис.5.1) для порівняння теоретичних і експериментальних досліджень.

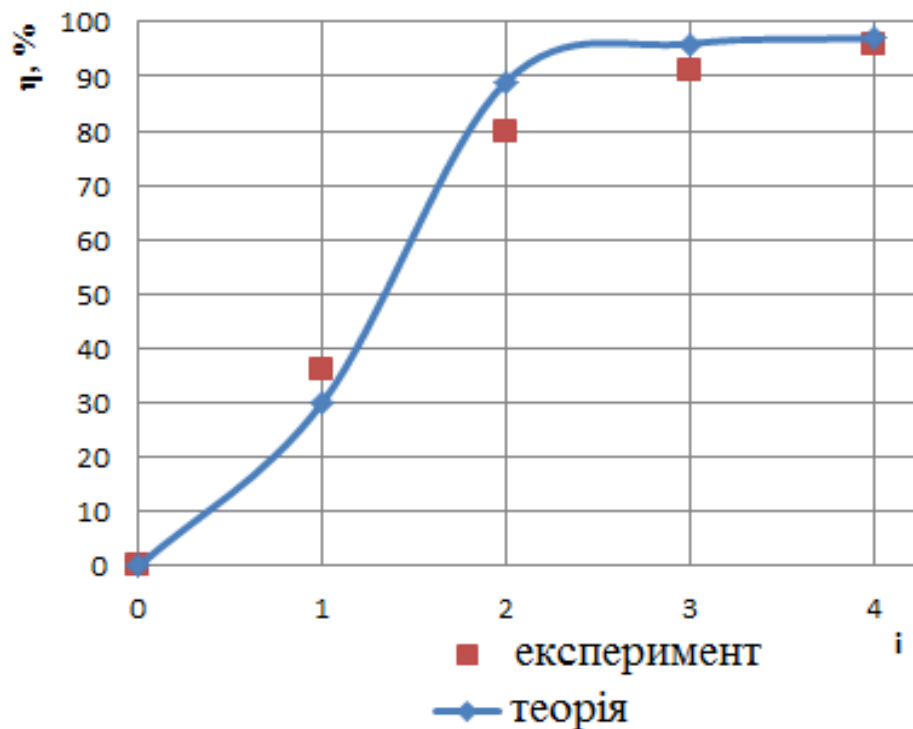


Рисунок 5.1 – Ефективність уловлення крапель рідини кожною гофрою сепаратора.

Відмінності в експериментальних та розрахункових значеннях пояснюються тим, що чисельні розрахунки ефективності проведено для монодисперсної суміші, а експериментальні дослідження проводилися для

полідисперсної системи, при чому першою гофрою уловлюються найбільші краплі і експериментальна ефективність її при цьому значно вища.

З іншого боку, при моделюванні гідродинаміки руху газокраплинного потоку криволінійним каналом, було вирішено задачу знаходження ліній току суміші, а також визначено кількість краплин рідини, що досягли зовнішньої стінки каналу. Тобто, ефективність уловлення краплинної рідини кожною гофрою криволінійного каналу, може бути визначена траєкторією руху краплин в газовому потоці.

Порівняння результатів розрахунків та експериментальних замірів наведено на прикладі першої гофри (рис.5.2).

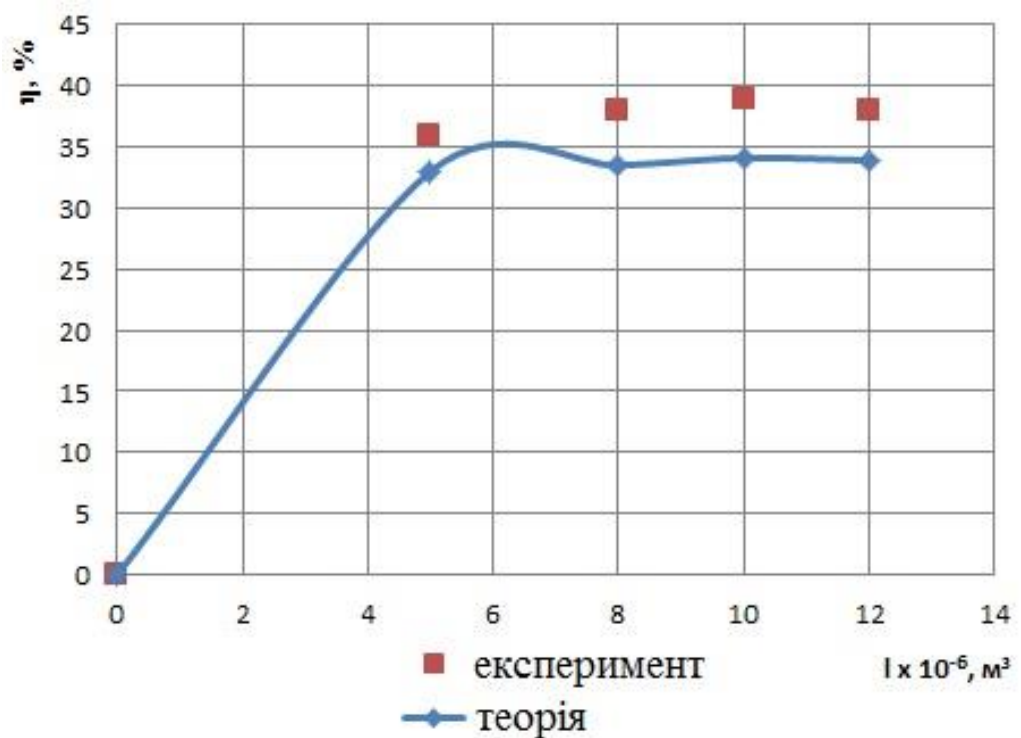


Рисунок 5.2 – Ефективність уловлення першою гофрою при різних кількостях рідини.

Як видно з побудованих залежностей, результати теоретичних досліджень та розрахунків ефективності роботи обладнання, підтверджуються експериментальними дослідженнями, розходження даних при цьому мають допустиму величину, та пояснюються введеними спрощеннями та

припущеннями при розрахунках, похибками вимірювань при експериментах, а також полідисперсністю суміші при експериментальних дослідженнях.

Виходячи з отриманих розрахункових ліній току газорідинної суміші в розділі 3.3 представлено розподіл (концентрацію) вловлених частинок рідини по зовнішній стінці каналу (на прикладі першої гофри) (рис.5.3). Отримані результати теоретичних досліджень добре корелюються та підтверджуються раніше проведеними [275, 279] комп'ютерними моделюваннями руху газокраплинного потоку криволінійним каналом.

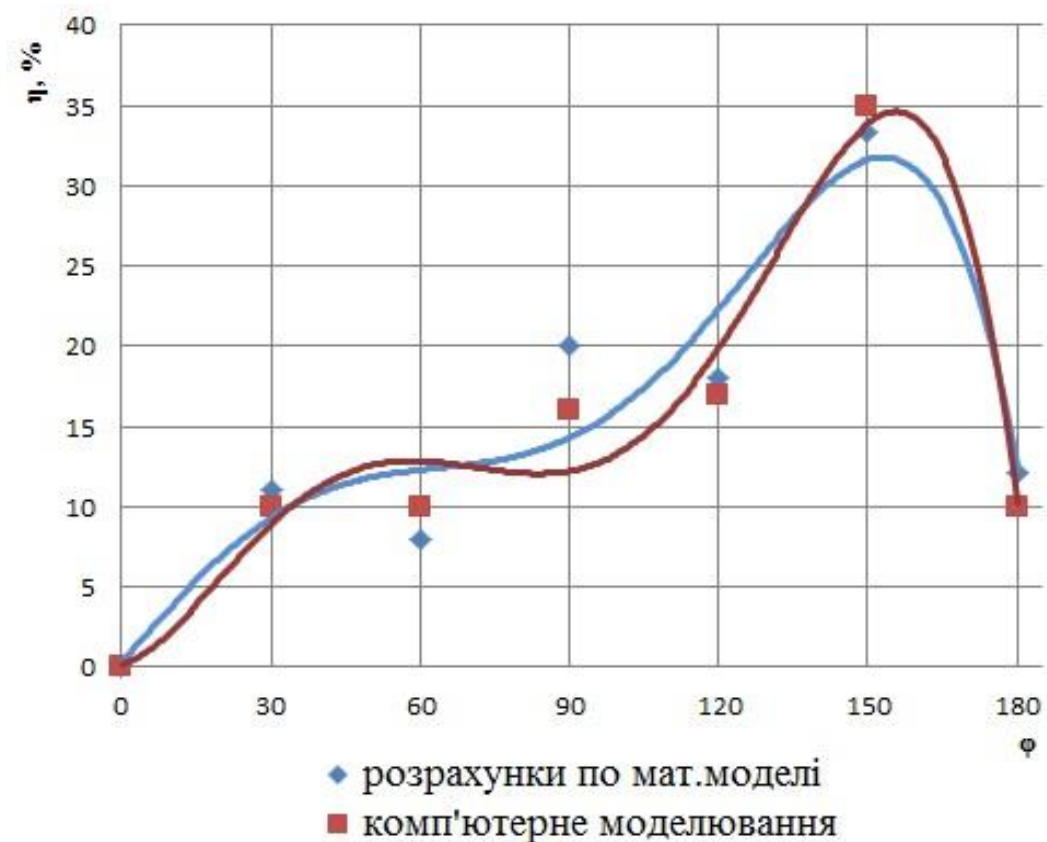


Рисунок 5.3 – Порівняння розподілу (концентрації) вловлених краплин рідини на зовнішній стінці каналу (на прикладі першої гофри)

По концентрації вловлених частинок на зовнішній стінці каналу, виходячи з отриманих графіків, можна визначати місця встановлення фільтруючих елементів в криволінійному каналі для кожної гофри.

Отже, провівши співставлення результатів теоретичних та експериментальних досліджень, можна зробити висновок, що розроблені математичні моделі, що представлені в розділі 3, можуть бути використані для інженерних розрахунків та проектування інерційно-фільтруючого обладнання, для моделювання гідродинаміки течії двофазних потоків, що направляються в криволінійні канали, а також можуть використовуватися при створенні моделей двофазних потоків для систем моделювання методами обчислювальної гідродинаміки.

5.2 Застосування отриманих результатів моделювань процесів інерційно-фільтруючої сепарації в промисловій та навчальній практиках.

Під час виконання дисертаційної роботи отримані результати неоднократно використовувались в промислових та навчальних практиках, що засвідчено відповідними актами впровадження.

Так при виконанні міжфакультетського/міжкафедрального проекту між кафедрою ПОХНВ факультету ТеСЕТ та кафедрою комп'ютерних наук факультету ЕЛіТ СумДУ наукові результати використані при розробці математичної моделі та алгоритму автоматизованого програмного керування процесом сепарації газоконденсатної суміші, а також SCADA (Supervisory control and data acquisition) програмно-апаратного комплексу для оснащення дослідно-демонстраційного експериментального стенду з дослідження процесів сепарації газорідних потоків, оптимізації конструкцій та випробувань сепараційних вузлів (додаток А). Використання зазначених результатів дозволяє підвищити рівень наукових досліджень та дослідно-конструкторських розробок.

В ході виконання кафедрою ПОХНВ НДР за темою «Вдосконалення схеми технологічного процесу гальванічного виробництва» (договір №51.21-01.13.СП від 01 вересня 2013 р.) з вдосконалення схеми технологічного процесу

лінії цинкування ділянки гальванічних покриттів АТ «Сумський завод «Насосенергомаш» за розробкою оптимальної технології очищення стоків з промивних ванн з одночасним уловлюванням цінних компонентів з залишків електроліту з ванн цинкування, використовувались результати представленої дисертаційної роботи. При цьому було розроблено і використано методики експериментального визначення дисперсного складу осаду з промивних ванн лінії цинкування. На основі експериментальних даних у результаті математичного аналізу отриманих результатів побудовано інтегральні та диференційні криві функції щільності розподілу дисперсних частинок за розмірами (рис.5.4, 5.5).

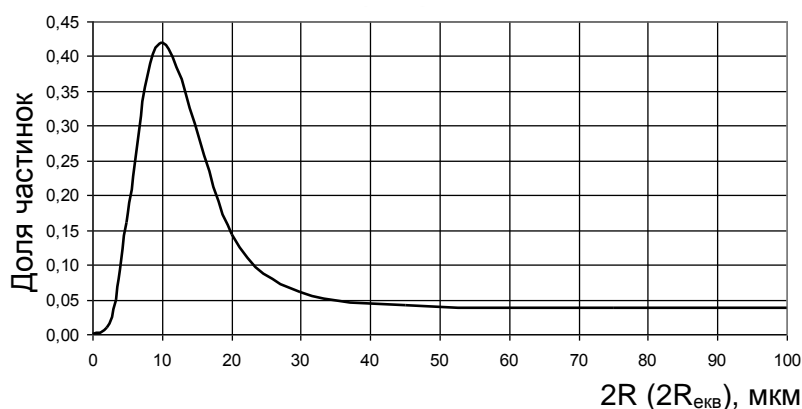


Рисунок 5.4. Диференційна крива розрахункового розподілу частинок за розмірами.

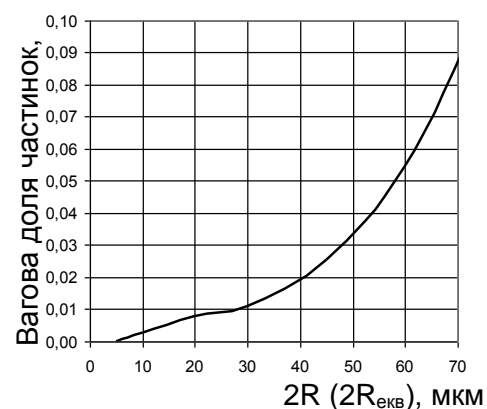


Рисунок 5.5. Функція вагового розподілу частинок.

Враховуючи результати досліджень для першої стадії механічного очищення рекомендовано використовувати інерційно-фільтруюче сепараційне обладнання, яке ефективно розділює суспензії з розмірами дисперсних частинок більше 30 мкм.

Також в рамках виконання робіт за темою «Сучасні технології та обладнання для сепарації і класифікації дисперсних сумішей рослинної сировини» (договір №51.18-02.15.СП від 18.02.2015р.) матеріали дисертації використані підприємством ТОВ «Сумифітофармація» при вдосконаленні існуючого виробництва лікарської рослинної продукції, спецій та натуральних інгредієнтів у вигляді технічних пропозицій та практичних рекомендацій щодо

запровадження вискоефективного сепараційного обладнання для розділення дисперсних сумішей при переробці рослинної сировини (додаток Б).

Протягом червня-серпня 2015 року науковцями кафедри ПОХНВ виконувався ДКР за темою «Розробка підігрівача-деемульсатора типу «HEATER-TREATER» установки підготовки нафти» (договір №51.18-04.15.СП від 18 травня 2015 р.). При цьому результати представленої дисертаційної роботи використовувались на стадії ескізного проектування нафтогазоводорозділювача типу HEATER-TREATER для облаштування родовища ім. В.Н. Виноградова (група «Лукойл», Російська інноваційна паливно-енергетична компанія «РИТЭК», генпроектувальник – ТюменьНИПИнефть) (додаток В). Було проведено моделювання процесів гравітаційно-інерційної та інерційно-фільтруючої сепарації газорідинних систем, а також використано методики інженерних розрахунків сітчастих (волокнистих) тумановловлювачів, вихрових газосепараторів-вологовідділювачів тонкої очистки газу, методики визначення гідравлічного опору сепараційних пристроїв, а також прогнозування ефективності сепарації газорідинних потоків.

Також протягом серпня-грудня 2015р. науковцями кафедри ПОХНВ виконувався ДКР за темою «Проектування сепараційного, тепло- та масообмінного обладнання установки для виробництва аміачної води» (договір №51.18-05.15.СП від 12 липня 2015 р.). В ході проведених робіт результати даної дисертаційної роботи використані у виробничій діяльності ТОВ «Агросервіс» на стадії ескізного проектування сепараційного та теплообмінного обладнання установки для виробництва рідких азотних добрив у вигляді: математичних моделей процесів сепарації газорідинних потоків зі супутнім міжфазним теплообміном; методики інженерного розрахунку крапле відбійників та тумановловлювачів для сепарації бризок абсорбенту у колонних апаратах з потоку газів, що відходять; ескізного проекту теплообмінного апарату та розділів з розрахунку сепараційних пристроїв (додаток Г).

5.3 Рекомендації до інженерного проектування інерційно-фільтруючого сепараційного обладнання за допомогою систем моделювання методами обчислювальної гідродинаміки.

Як показано в роботі, інерційно-фільтруюча сепарація є одним з найперспективніших методів розділення газорідних потоків в хімічній, нафтогазовій та інших суміжних галузях промисловості. А, отже, необхідним є якісне інженерне проектування такого обладнання.

У загальному випадку досліджувані процеси інерційно-фільтруючої сепарації описуються системою диференціальних рівнянь Нав'є-Стокса у відповідності до законів збереження маси (рівняння нерозривності) та енергії (рівняння руху суцільного середовища), яка додатково може бути доповнена рівнянням, що виражає закон збереження імпульсу (збереження кількості руху). Розв'язання вказаної системи диференціальних рівнянь в часткових похідних представляє одну з найважливіших задач гідродинаміки, в якій полягає суть однієї з шести не вирішених проблем тисячоліття («Millennium Prize Problems») [280]. Усі перелічені вище математичні формулювання є системою нелінійних диференціальних рівнянь другого порядку. Тому підтверджені аналітичні рішення рівнянь знайдені лише в деяких окремих випадках для ламінарної течії з простою геометрією каналів. У інших випадках для розв'язання рівнянь Нав'є-Стокса в рамках механіки суцільних середовищ, що описують рух рідини (газу), використовуються математичні та чисельні методи.

Для оцінки ефективності сепарації необхідно мати уявлення про розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних частинок газодисперсної суміші та середній розмір краплин, а також об'ємний (ваговий) вміст рідкої фази на вході та виході сепарації сепараційних пристроїв. Вказані параметри газодисперсних сумішей можливо визначити після розв'язання відповідних основних рівнянь математичної моделі (рівняння нерозривності, рівняння збереження імпульсу, рівняння збереження енергії, рівняння стану).

Для математичного імітаційного моделювання гідродинамічних процесів при інерційно-фільтруючій сепарації пропонується застосування програмних пакетів з обчислювальної механіки (Computational Mechanics), зокрема обчислювальної гідродинаміки (Computational Fluid Dynamics, CFD), що використовують різні методи рішення вказаної системи рівнянь: метод кінцевих різниць; метод кінцевих об'ємів; метод кінцевих елементів; метод згладжених частинок; метод з використанням функції розподілу вірогідності.

При математичному (комп'ютерному) моделюванні гідродинаміки та механізмів сепарації краплинної рідини з потоку газу у сепараційних пристроях методом обчислювальної гідродинаміки застосовуються математичні моделі рідини, що не стискається (слабо стискається) та двофазної течії з частинками [281 - 283].

Для комп'ютерного моделювання процесів інерційно-фільтруючої сепарації з застосуванням вищевказаних моделей, рекомендується використовувати отримані в роботі вирази для складових швидкостей газового потоку:

$$V_r = A(\varphi) \cdot f_2(r), \quad (5.2)$$

$$V_\varphi = \beta(r) \cdot q + A(\varphi) \cdot f_2(r) \cdot \psi_2(r). \quad (5.3)$$

Де функція $A(\varphi)$ має вигляд:

$$A(\varphi) = C(\operatorname{ch}(\lambda_1 \varphi) - 1). \quad (5.4)$$

При цьому було позначено як:

$$\psi_2(r) = 1 + \frac{2r_2}{(r-r_1)(r-r_2)} \left(r - \frac{r_1+r_2}{2} \right), \quad (5.5)$$

$$f_2(r) = (r - r_1)^2 (r - r_2)^2. \quad (5.6)$$

Функція розподілу окружної швидкості:

$$\beta(r) = -\frac{6(r - r_1)(r - r_2)}{(r_2 - r_1)^3} \text{ або } \int_{r_1}^{r_2} \beta dr = 1. \quad (5.7)$$

А також вирази для складових швидкості крапель рідини:

$$W_\varphi = \frac{\alpha V_\varphi}{\alpha + \frac{W_r}{r}}, \quad (5.8)$$

$$W_r^3 + (2\alpha r - V_r) \cdot W_r^2 + \alpha r(\alpha r - 2V_r) \cdot W_r - \alpha r(V_\varphi^2 + \alpha r V_r) = 0. \quad (5.9)$$

Для комп'ютерного (імітаційного) моделювання взаємодії газового потоку та вловленої плівки рідини доцільно застосовувати модель течії з вільною поверхнею. При моделюванні такого процесу для інерційно-фільтруючої сепарації рекомендується використовувати отримані в роботі вирази для середньої швидкості плівки та швидкості плівки на поверхні:

$$w_p^{cep} = \frac{\tau}{4\mu_p} (t - t_p) + \frac{g\varphi(\rho_p - \rho_r)}{12\mu_p} (t - t_p)^2, \quad (5.10)$$

$$w_{p1} = \frac{\tau}{\mu_p} \left[\frac{t_p}{2} - \frac{t}{2} \right] - \frac{g\varphi(\rho_p - \rho_r)}{2\mu_p} \left[\frac{t_p \cdot t}{2} - \frac{t_p^2}{4} - \frac{t^2}{4} \right]. \quad (5.11)$$

А також вираз для визначення числа Рейнольдса в плівці:

$$Re_p = \frac{\tau}{4\mu_p \cdot v_p \cdot H} (t - t_p)^2 + \frac{g\varphi(\rho_p - \rho_r)}{12\mu_p \cdot v_p \cdot H} (t - t_p)^3. \quad (5.12)$$

Тертя на стінці каналу при цьому:

$$\tau_w = \tau - \frac{1}{2}g \cdot \varphi \cdot (\rho_p - \rho_r) \cdot (t - t_p). \quad (5.13)$$

Для комп'ютерного (імітаційного) моделювання супутнього теплообміну при інерційно-фільтруючій сепарації з конденсацією рекомендується застосовувати моделі природної і вимушеної конвекції або спряженого теплообміну. При цьому рекомендовано використовувати отримані в роботі рівняння для пересичення пари:

$$S = \left(\frac{T - T_2}{T_1 - T_2} \right)^\delta \frac{p_1 - p_2}{p_H} + \frac{p_2}{p_H}. \quad (5.14)$$

А також, розподілу температур в плівці рідини:

$$T_{rp}(r, \varphi) = T_{ct} + \frac{\Delta T_0}{\lambda_1 - \lambda_2} (\lambda_1 e^{\lambda_2 \varphi} - \lambda_2 e^{\lambda_1 \varphi}). \quad (5.15)$$

6 ЗОВНІШНЬОДИФУЗІЙНИЙ МЕХАНІЗМ МАСООБМІНУ У СИСТЕМІ ТВЕРДЕ ТІЛО – РІДИНА. РОЗЧИНЕННЯ ТВЕРДИХ ТІЛ

6.1 Постановка проблеми. Визначення коефіцієнта масовіддачі за різних гідродинамічних умов процесу розчинення

До одного з найбільш поширених масообмінних процесів за участі твердої фази належить розчинення твердих тіл, тобто масообмін у системі тверде тіло – рідина. Як видно з аналізу літературних джерел, цій проблемі присвячено ряд досліджень, які стосуються матеріальних потоків та визначення витрати одного із компонентів, встановлення рівноважної концентрації твердої фази у воді у залежності від температури та інших рідинах органічного та неорганічного походження, встановлення кінетичних закономірностей, головно визначення коефіцієнта масовіддачі та узагальнення експериментальних результатів на основі теорії узагальнених перемінних у виді критеріальних залежностей.

У дисертаційній роботі проаналізовано складні процеси розчинення, кожен із яких має свої особливості. Ці особливості полягають у необхідності використання певних залежностей для визначення коефіцієнта масовіддачі, причому для розглядуваних процесів ці коефіцієнти оцінюються по різному у залежності від гідродинамічної обстановки. Нижче подано методи визначення коефіцієнта масовіддачі за різних гідродинамічних ситуацій, які використано для конкретних процесів розчинення.

У дисертаційній роботі звернено увагу на той факт, що під час розчинення змінюється густина розчину, а, отже, змінюється об'єм рідкої фази, що приводить до зміни матеріальних потоків, особливо за значних концентрацій. Цього факту не враховано у дослідженнях інших авторів. Досліджено розчинення полідисперсної суміш ансамблю твердих частинок, що також ігнорується дослідниками даного процесу. Під час розчинення у періодичних умовах змінюється рушійна сила процесу, на що звернуто нами

увагу. Досліджено процес розчинення у рухомому шарі дисперсного матеріалу та визначено зміну параметрів системи у часі та по висоті апарату. Складено математичну модель даного процесу та наведено її розв'язок. Як відомо, нестационарні процеси, які визначають зміну певних параметрів у часі, належать до найбільш складних, а особливо, коли у цих процесах приймає участь зміна лінійних параметрів системи. Нами розглянуто складний нестационарний процес розчинення шару твердих частинок та визначено концентраційні профілі у залежності від висоти та часу.

6.1.1. Визначення коефіцієнта масовіддачі на основі використання теорії узагальнених перемінних

Фізичне розчинення твердих тіл представляє собою поверхневу взаємодію твердого тіла з рідким розчинником, внаслідок якої молекули твердого тіла переходять у розчин. Мономолекулярний шар рідини, що безпосередньо примикає до поверхні твердого тіла, збагачується твердим компонентом, концентрація якого у цьому шарі є для даної речовини максимальною і називається концентрацією насичення C_s . Концентрація насичення для даної температури є рівноважною для даної системи і виражає рівновагу у одиницях способу вираження концентрацій та відповідає загальному принципу вираження концентрацій через термодинамічні потенціали μ у твердій та рідкій фазах

$$\mu_m = \mu_p \quad (6.1)$$

де μ_m – хімічний потенціал речовини у твердій фазі;

μ_p – хімічний потенціал речовини у рідкій фазі.

З поверхневого шару розчинена речовина відводиться молекулярною або конвективною дифузією в основний об'єм рідини, у якому концентрація компонента, що розчиняється, становить змінну величину C . Швидкість переходу компонента з поверхні твердого тіла до об'єму рідини визначається згідно рівняння масовіддачі [284]

$$\frac{dM}{dt} = \beta \cdot F (C_s - C), \quad (6.2)$$

де M – маса розчиненої речовини, кг;

F – площа поверхні розчинення, м²;

t - час, с;

β - коефіцієнт масовіддачі, м/с.

Застосування зовнішніх факторів до системи може привести до зміни величини коефіцієнта масовіддачі, який згідно теорії Нернста залежить від величини дифузійного пограничного шару δ , у якому концентрація розчиненої речовини змінюється від концентрації насичення C_s до концентрації в основній масі рідини C . Згідно з цією теорією коефіцієнт масовіддачі дорівнює [285]

$$\beta = \frac{D}{\delta}, \quad (6.3)$$

де D - коефіцієнт молекулярної дифузії розчиненої речовини у воді, м²/с.

Якщо коефіцієнт молекулярної дифузії розчиненої речовини для умов проведення процесу є величиною постійною, то товщина дифузійного пограничного шару δ залежить від гідродинаміки, тобто від інтенсивності перемішування даної системи. У дисертаційній роботі використано різні методи перемішування середовища, а саме:

- обтікання твердих частинок рухомим лінійним потоком;
- проведення процесу у зваженому стані твердих частинок;
- перемішування середовища механічними перемішувачами;
- перемішування інертним газом;
- вакуумування системи.

У випадку розчинення під час обтікання твердих частинок рухомим лінійним потоком аналітично оцінено товщину дифузійного пограничного шару δ і на цій основі запропоновано критеріальне рівняння, яке враховує гідродинаміку та фізико-хімічні характеристики системи [286]:

$$Sh = (0,8 - 0,95) \cdot \sqrt{Re} \cdot \sqrt[3]{Sc}, \quad (6.4)$$

де $Sh = \frac{\beta \cdot d}{D}$ – число Шервуда;

$Sc = \frac{\nu}{D}$ – число Шмідта;

$Re = \frac{w \cdot d}{\nu}$ – число Рейнольдса;

ν – коефіцієнт кінематичної в'язкості; м²/с;

w – лінійна швидкість обтікання, м/с;

d – лінійний розмір твердих частинок.

Згідно другого методу перемішування - проведення процесу у зваженому стані твердих частинок - гідродинаміка визначається відносною швидкістю переміщення твердої та рідкої фаз і у безрозмірній формі гідродинаміка визначається числом Архімеда. Для значного діапазону чисел Архімеда коефіцієнт масовіддачі може бути визначений із наступної залежності [286]:

$$Sh = 0,28 \sqrt[3]{Sc \cdot Ar}, \quad (6.5)$$

де $Ar = \frac{gd^3}{\nu^2} \frac{\rho_s - \rho}{\rho}$ – число Архімеда;

ρ_s – густина твердої фази, кг/м³;

ρ – густина рідкої фази, кг/м³.

Під час перемішування середовища механічними перемішувачими засобами гідродинаміка у апараті визначається модифікованим числом Рейнольдса Re_M , а рівняння для визначення коефіцієнта масовіддачі отримують різні значення з уваги на те, що існують різні типи механічних мішалок. У загальному критеріальне рівняння, що визначає коефіцієнт масовіддачі записується [286]:

$$Sh = A \cdot Re_M^n \cdot Sc^p \left(\frac{d}{d_M} \right), \quad (6.6)$$

де $Re_M = \frac{n \cdot d^2}{\nu}$ – число Рейнольдса для перемішування;

d, d_M – лінійний розмір твердих частинок та перемішувачого пристрою, м;

n – число обертів перемішувачого пристрою, 1/с.

Наведені вище критеріальні рівняння є загальноприйнятими і використані нами для тих випадків, проведення яких відповідає даним умовам і відповідним рівнянням, що уможливають визначення коефіцієнта масовіддачі. Використання узагальнених перемінних дозволяє представляти рішення диференціальних рівнянь у компактному вигляді і є одним з найбільш поширених методів узагальнення експериментальних даних. Для деяких випадків перевірка даного рівняння проводилась на основі теоретичного визначення коефіцієнта масовіддачі. Це визначення можливе лише для умов, коли в апараті реалізується ізотропна турбулентність. Теоретично одержане рівняння для визначення коефіцієнта масовіддачі має вид [287]:

$$\beta = 0,267 (\varepsilon_0 \cdot \nu)^{0,25} \cdot Sc^{-0,75}, \quad (6.7)$$

де ε_0 -питома енергія, що подається до рідини з метою перемішування, Вт/кг.

6.1.2. Гідродинаміка рідини, що переміщується газом. Пульсаційна компонента швидкості

Збільшення коефіцієнта масовіддачі пов'язане з гідродинамікою та визначенням швидкості обтікання твердих частинок рідинним потоком. Складна картина руху рідини спостерігається під час перемішування рідини газовим потоком. При цьому енергія від газового потоку передається до рідини, що викликає її переміщення, причому вони носять неоднаковий пульсаційний характер, який може бути охарактеризований гіпотетичною пульсаційною компонентою швидкості.

Існують різні методи оцінки пульсаційної компоненти швидкості і до цього часу немає надійного методу її визначення. Нами визначення пульсаційної компоненти швидкості базується на основі енергії, що передається від газу до рідини [288]. Згідно теорії Ландау питому енергію, що відповідає швидкості дисипації енергії у рідині ε , можна оцінити наступним виразом

$$\varepsilon \approx \frac{v_f^3}{L}, \quad (6.8)$$

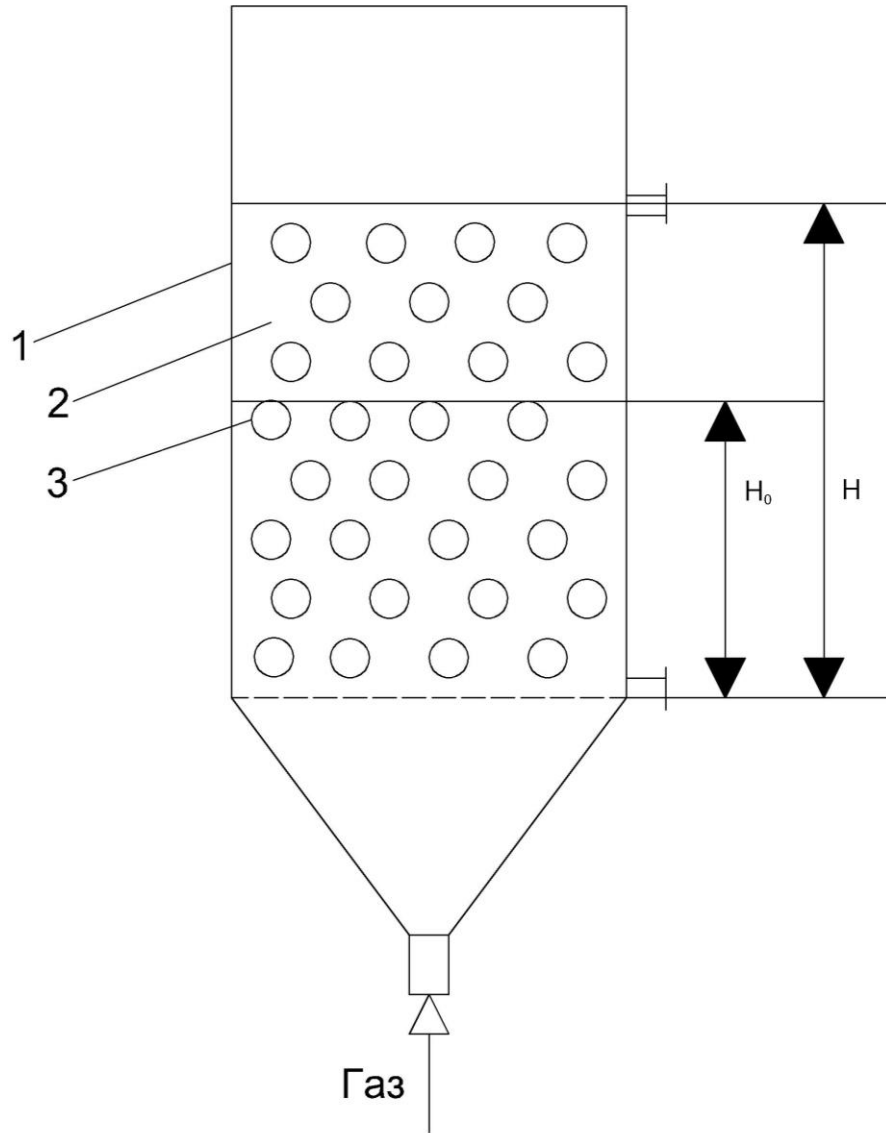
де v_f - пульсаційна компонента швидкості, м/с;

L - масштаб пульсацій. L відповідає геометричній характеристиці даної системи.

З залежності (6.8) визначається пульсаційна компонента швидкості

$$v_f \approx \sqrt[3]{\varepsilon \cdot L}. \quad (6.9)$$

З метою визначення питомої енергії ε для умов дослідів представимо принципіальну схему гідродинаміки під час перемішування рідини газовим потоком [289]. В апараті знаходиться об'єм рідини висотою H_0 . За витрати газу V_g рівень газорідинної суміші збільшиться до висоти H . Тиск газу на вході у рідину становить P_1 , на виході з рідини - P_2 . Швидкість газу на вході у рідину становить w_{g1} , на виході з рідини - w_{g2} .



1 – апарат; 2 – рідина; 3 – бульбашки газу: H_0 - об'єм рідини до подачі газу; H - висота газо-рідинної емульсії

Рисунок 6.1 – Принципіальна схема апарата для оцінки гідродинаміки під час перемішування рідини газовим потоком:

Використання рівняння енергетичного балансу Бернуллі

$$\frac{P_1}{\rho_g \cdot g} + \frac{w_1^2}{2g} + H_0 = \frac{P_2}{\rho_g \cdot g} + \frac{w_2^2}{2g} + H + h_{em} \quad (6.10)$$

дозволяє знайти втрату напору $\Delta P = P_2 - P_1$, яка безпосередньо пов'язана з енергією, що передається рідині. Ця величина E дорівнює

$$E = \Delta P \cdot V_g \cdot \quad (6.11)$$

Виразивши об'ємну витрату через швидкість газу, площу поперечного перерізу апарату та втрату тиску через статичний напір, величина енергії дорівнює

$$E = \rho \cdot g \cdot H \cdot w \cdot F . \quad (6.12)$$

Враховуючи, що маса рідини у апараті дорівнює

$$M = \rho \cdot F \cdot H ,$$

питома енергія дисипації енергії буде рівною

$$\varepsilon = w \cdot g . \quad (6.13)$$

Відповідно пульсаційна компонента швидкості v_f може бути записана

$$v_f \approx \sqrt[3]{w \cdot g \cdot L} . \quad (6.14)$$

З врахуванням того, що масштаб турбулентних пульсацій визначається розмірами апарату, де відбувається масообмін, і ці пульсації передають енергію від максимальних значень довжин вихорів до мінімальних, де енергія дисипується у теплову, за лінійний масштаб вибрано діаметр апарата L . Відповідно число Рейнольдса, яке матиме модифікований вид, запишеться [288].

$$\text{Re}_M = \frac{\sqrt[3]{w \cdot g \cdot L \cdot d}}{\nu} , \quad (6.15)$$

де d – характерний лінійний розмір, що є діаметром твердих частинок, м.

У дисертаційній роботі проаналізовано складні випадки розчинення на відміну від ідеалізованих випадків, які найбільш часто зустрічаються у дослідженнях. До цих досліджень належить аналіз процесу за умови врахування зміни об'єму розчину під час розчинення, розчинення полідисперсних сумішей твердої фази за умови перемінної русійної сили, розчинення у нерухомому шарі твердої речовини, характеристика нестационарності під час розчинення у нерухомому шарі твердої речовини. Не зважаючи на різні аспекти розчинення, спільним для усіх розглядуваних

випадків є характеристика інтенсивності масообмінного процесу розчинення, що визначається коефіцієнтом масовіддачі. Ці значення проаналізовано вище і використовувалися під час дослідження складних процесів розчинення.

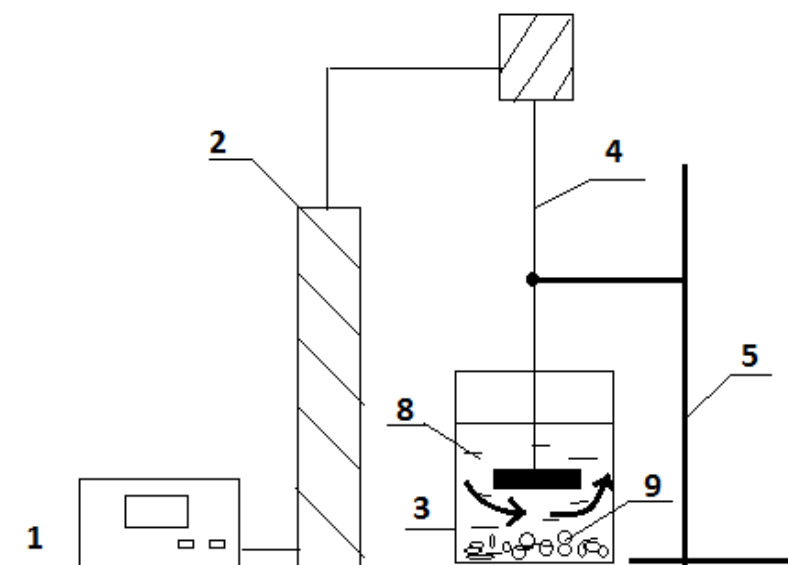
6.2. Аналіз процесу розчинення за умови зміни об'єму розчину у періодичних процесах

Розчинення твердих речовин у промисловості реалізується різними методами: розчинення в апараті з механічним чи пневматичним перемішуванням, в апаратах з псевдозрідженим шаром зернистого матеріалу, у шнекових розчинниках та апаратах з нерухомим та рухомим шаром твердої фази [284]. Найбільш широке застосування розчинення знаходить у галургічній промисловості [285], де розчиненню підлягають природні солі з метою одержання різних продуктів, основна доля яких припадає на мінеральні калійні добрива. Процеси розчинення у залежності від обсягів виробництва можуть проводитись неперервно або періодично. Неперервні процеси стосуються, як правило, крупнотонажних виробництв. Для ряду підприємств, які є малотоннажними, найбільш часто розчинення відбувається періодично. До цих виробництв належать хімічні, харчові, фармацевтичні виробництва. Наведені у літературі математичні моделі розчинення стосуються стаціонарних або квазістаціонарних процесів, під час розгляду яких не враховуються ряд аспектів, які суттєво впливають на процес. Один з таких аспектів і недоліків математичних моделей полягає у тому, що не враховується зміна об'єму розчину у процесі розчинення твердих речовин. Ця зміна приводить до видозміни матеріального балансу системи. Особливо цей вплив спостерігається за високих концентрацій речовини у розчині, що має місце на кінцевих стадіях розчинення. Нами проаналізовано даний процес на прикладі розчинення калій хлориду у воді. Даний процес використовується з метою одержання калійного добрива, або його комбінації з іншими добривами. Очевидно, що у

технологічному процесі концентрація солі повинна бути великою і наблизитись до концентрації насичення.

6.2.1. Експериментальне дослідження періодичного процесу розчинення

Експерименти щодо встановлення кінетичних закономірностей розчинення частинок калію хлориду проводили в апараті з мішалкою за умови таких швидкостей обертання мішалки, які забезпечують зважений стан частинок [290]. Схема експериментальної установки наведена на рис.6.2.



- 1 – персональний комп’ютер (цифровий контролер числа обертів мішалки); 2 – двигун мішалки; 3 – ємність з розчином солі; 4 – лопатева мішалка; 5 – штатив; 6 – тверда фаза

Рисунок 6.2 – Експериментальна установка для дослідження кінетики розчинення

Для здійснення процесу розчинення у циліндричну ємність поміщали $W=1,0 \text{ дм}^3$ дистильованої води з початковою концентрацією солі $C_0=0$. В

апарат засипалась попередньо підготовлена та розсіяна фракція калію хлориду. Середній розмір фракції становив $d_q = (3 \pm 0,2)$ мм. Це значення використовувалось під час розрахунку процесу розчинення. Наважка твердої фази становила $M_0 = 300$ г, що відповідало концентрації повного розчинення приблизно рівній концентрації насичення.

Перемішування розчину здійснювали лопатевою мішалкою ($d_M = 0,05$ м і $h = 0,02$ м). Кількість обертів мішалки встановлювалась регулятором та змінювалась у границях ($n = 200 - 500$ об/хв). Обертання мішалки здійснювали електродвигуном, число обертів визначалось тахометром. Дане число обертів забезпечувало достатній контакт твердих частинок з рідиною. Розчинення проводилось за температури $20 \pm 0,5^\circ\text{C}$.

Після встановлення заданого числа обертів засипалась наважка солі та включався секундомір. Через певні проміжки часу відбирались проби та аналізувалась на вміст розчиненої солі. Аналіз проводився визначенням концентрації іонів хлору аргентометричним методом. На основі обчислених даних будували залежності зміни концентрації калію хлориду у розчині з часом $C = f(\tau)$, які представлена на рис. 6.3.

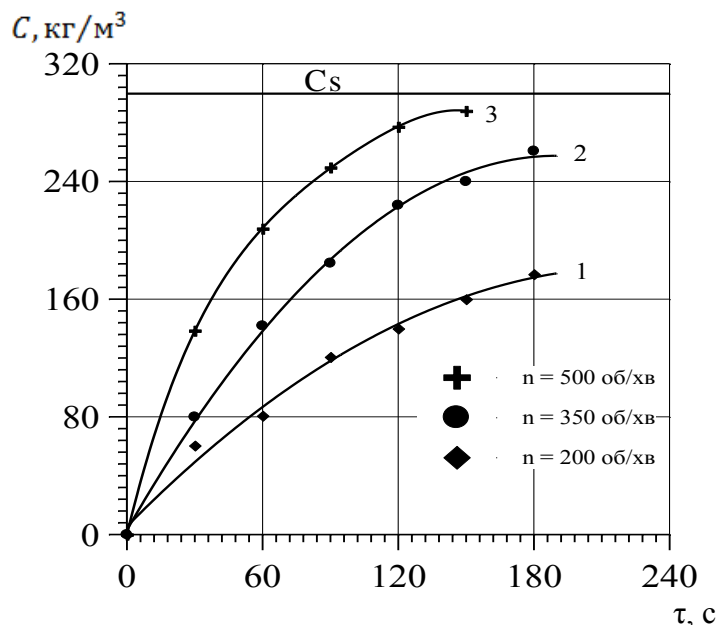


Рисунок 6.3 – Залежність зміни концентрації калію хлориду C від часу розчинення τ за чисел обертів n (1/хв.): 1 – 200; 2 – 350; 3 – 500

Дослідження процесу розчинення та інтерпретація дослідних даних вимагає встановлення ряду параметрів. До них належить концентрація насичення C_S , значення якої у широкому інтервалі температур визначаються залежністю [83]:

$$C_S = 256,0 + 2,28355t - 4,8538 t^2 \quad (6.16)$$

Для температури дослідів 20°C концентрація насичення буде рівною

$$C_S = 256,0 + 45,671 - 1,942 = 299,73 \text{ кг/м}^3. \quad (6.17)$$

Другим важливим параметром є залежність зміни густини розчину ρ від концентрації калію хлориду C : $\rho = f(C)$. Ці дані наведено у [265]. На рис.2 представлено їх графічну інтерпретацію.

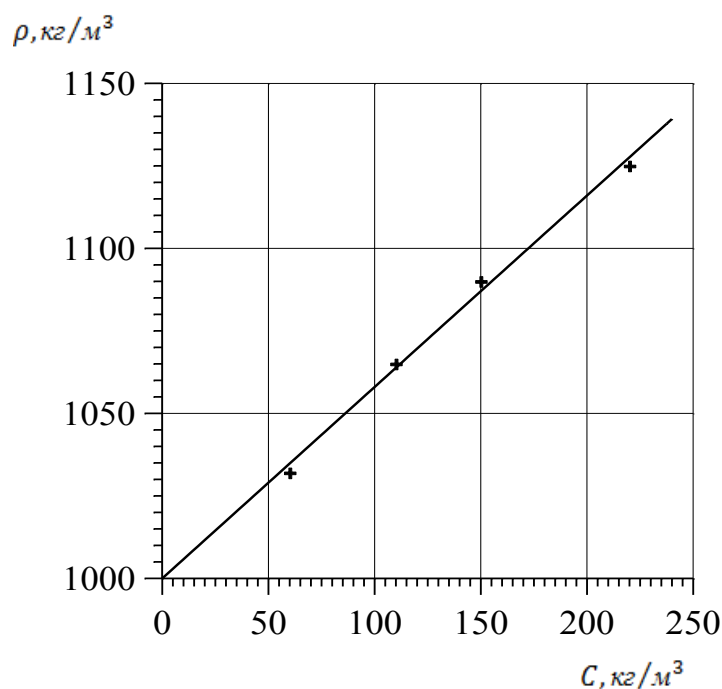


Рисунок 6.4 – Залежність густини розчину калію хлориду ρ від концентрації C

Як видно з рис.6.4, ця залежність є прямолінійною, що характерно і для інших систем, яка відповідає рівнянню прямої лінії

$$\rho = \rho_0 + aC, \quad (6.18)$$

де ρ_0 - густина чистого розчинника за даної температури; a - коефіцієнт пропорційності.

Таким чином, для розчину калій хлориду залежність густини розчину від його концентрації буде рівною [290].

$$\rho = 1000 + 0,58 C. \quad (6.19)$$

6.2.2 Теоретичний аналіз процесу розчинення

Теоретичний аналіз розчинення стосується однієї із закономірностей масообмінного процесу, а саме закону збереження, який лежить в основі складання матеріального балансу. Матеріальний баланс є основною складовою дослідження будь-якого масообмінного процесу, оскільки його складання дозволяє визначити матеріальні потоки речовин. Одержані експериментальні дані будуть розглянуті з позиції як постійності об'єму реакційної суміші, так і його змінності внаслідок зміни густини розчину. Аналіз процесу передбачає, що у вихідному розчиннику речовина, що підлягає розчиненню, відсутня і початкова концентрація компонента дорівнює нулю. Інтенсивне перемішування переводить тверді частинки у зважений стан, який досягається за числа обертів $n = 500$ 1/хв.. Процес протікає у часі, а маса твердої фази та її маса у розчині будуть незмінні. Рівняння матеріального балансу має вигляд:

$$M_0 - M = W \cdot C, \quad (6.20)$$

де M_0, M – початкова та біжуча маса твердої фази у будь-який момент часу, кг;
 C – текуча концентрація калію хлориду у розчині у цей же момент часу, кг/м³.

Ввівши позначення $y = \frac{M}{M_0}$; $C_{\max} = \frac{M_0}{W}$, рівняння (6.20) запишеться

$$C_{\max} (1 - y) = C. \quad (6.21)$$

Рівняння (6.21) дає можливість знайти залежність між нерозчинною часткою твердої фази y та концентрацією компонента у рідині C . Значення

C_{max} для умов дослідю складає 300 кг/м^3 . Ці дані наведено у таблиці 6.1 та на рис.6.5, крива 1.

Таблиця 6.1 – Залежність між концентраціями у твердій фазі та розчині

$C, \text{кг/м}^3$	50	100	150	200	250	300
y	0,833	0,677	0,5	0,333	0,167	0

Недоліком балансового рівняння (6.21) полягає в тому, що воно не враховує зміну об'єму рідинної фази під час розчинення твердої речовини у зв'язку із збільшенням густини рідини. Рівняння матеріального балансу зі змінним об'ємом базується на наступних співвідношеннях

$$\begin{aligned} W \cdot \rho - W_0 \cdot \rho_0 &= M_0 - M \\ W \cdot C &= M_0 - M \end{aligned} \quad (6.22)$$

Сумісне рішення рівнянь (6.22) та (6.18) дозволяє встановити величини W та C у залежності від відносної частки твердої фази, що не розчинилась [290, 291]

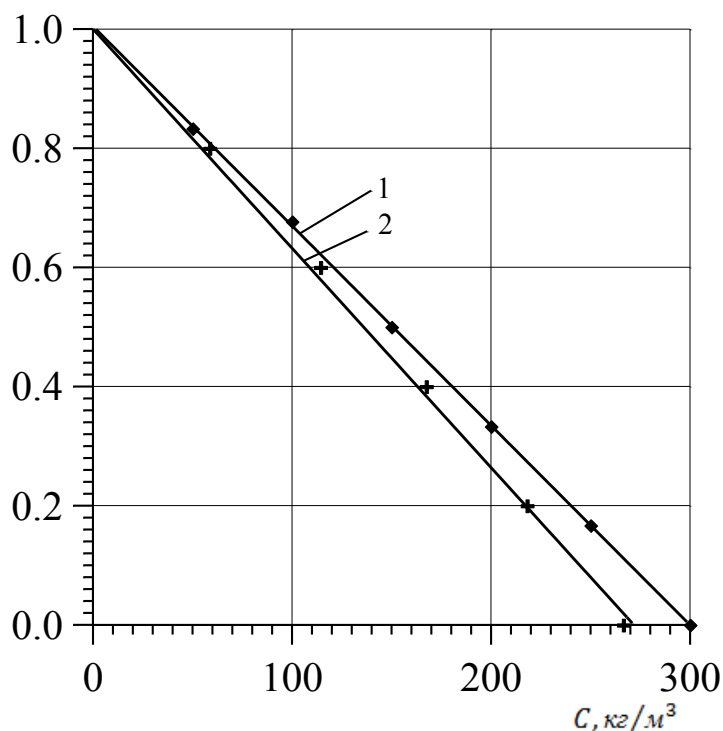
$$\begin{aligned} W &= W_0 \frac{\rho_0}{\rho_0 - C(1-a)} \\ C &= C_{max} \frac{1-y}{1 + (1-a) \frac{C_{max}(1-y)}{\rho_0}} \end{aligned} \quad (6.23)$$

Нами виконано теоретичний розрахунок концентрації калію хлориду згідно залежності (6.23) і результати розрахунку наведено у таблиці 6.2 та на рис.6.5, крива 2.

Таблиця 6.2 – Залежність між концентраціями у твердій фазі та розчині згідно залежності (6.23)

y	0,8	0,6	0,4	0,2	0
$C, \text{кг/м}^3$	58,53	114,24	167,35	218,02	266,43

y



1 – розрахунок згідно лінійного балансового рівняння (6.21);

2 - розрахунок згідно нелінійного балансового рівняння (6.23) [291]

Рисунок 6.5 – Залежність між ступенем розчинення твердої фази y та концентрацією у розчині калію хлориду C під час періодичного розчинення

Аналіз графічної залежності показує неспівпадіння результатів розрахунків за лінійними рівняннями (6.21), згідно якого густина рідинного середовища та його об'єм приймаються постійними, та нелінійним (6.23). Найбільше відхилення спостерігається в області високих концентрацій. Враховуючи, що метою розчинення є досягнення найвищих концентрацій, які наближаються до рівноважних концентрацій, що дорівнюють розчинності твердих тіл, ця обставина повинна братись до уваги. Наприклад, для ступеня розчинення 0,9 (значення y дорівнює 0,1) концентрація згідно нелінійного рівняння складає 240 кг/м^3 , а за лінійними рівняннями 270 кг/м^3 . Похибка при цьому становить 12,5%.

6.3. Кінетика розчинення полідисперсного калію сульфату за перемінної рушійної сили

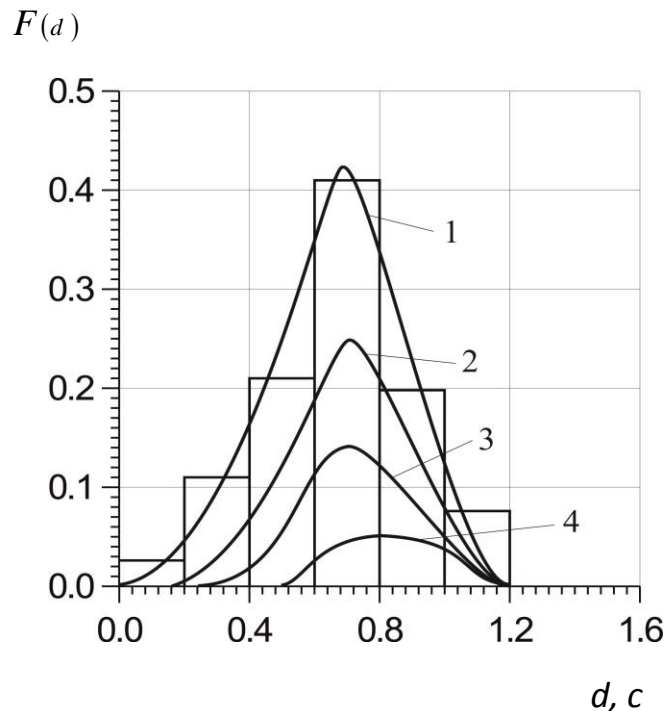
Наведені у літературних джерелах дані щодо розчинення стосуються окремих твердих частинок або ансамблю монодисперсної твердої фази. Природні солі представляють полідисперсні суміші, які перед використанням підлягають розчиненню.

Розрахунок апаратів-розчинників у випадку полідисперсної суміші є значно складнішим у порівнянні до монодисперсної суміші, тому цій проблемі у літературі приділено недостатньо уваги. У даному випадку необхідно враховувати ряд моментів, що впливають на швидкість розчинення. Процес розчинення супроводжується зменшенням лінійних розмірів твердої фази, що впливає на коефіцієнт масовіддачі. Крім цього, представляє інтерес розчинення у газорідинному потоці, в якому інертна газова фаза виконує роль інтенсифікатора масообмінного процесу. Газова фаза змінює густину середовища, тому що процес протікає у газорідинному середовищі, густина якого є меншою від густини рідини. Під час розчинення в апаратах періодичної дії та проточних суттєво змінюється концентрація розчиненої речовини, що у значній мірі впливає на рушійну силу процесу, яка є різницею концентрації насичення та концентрації компонента у рідині, змінюючи при цьому швидкість розчинення.

Мета даного дослідження полягає у встановленні кінетичних параметрів розчинення полідисперсної твердої фази у газорідинному потоці на прикладі розчинення калію сульфату та порівняння розрахункових значень концентрацій, одержаних графічним рішенням рівнянь кінетики та матеріального балансу, з даними експерименту.

Експериментальне дослідження. Експериментальне дослідження проводилось у реакторі-розчиннику з перемішуванням полідисперсної системи твердих частинок калію сульфату газовою фазою, що приводила ці частинки у зважений стан. Експериментальні дослідження ставили завдання визначення концентрації калію сульфату у рідині. З цією метою через певні проміжки часу відбирались проби розчину та аналізувались на вміст розчиненої солі. Ці дані

будуть наведені нижче з метою їх порівняння з розрахунковими величинами, що одержані на основі теоретичних рішень кінетичного рівняння та матеріального балансу системи з використанням графічного методу обчислень.



1 – початковий розмір, 2 – зменшення розміру частінок на величину $\Delta = 0,1$ см; 3 - $\Delta = 0,2$ см; 4 - $\Delta = 0,4$ см

Рисунок 6.6 – Функція розподілу частінок за їх діаметром d

Нами визначено експериментально коефіцієнт масовіддачі β для системи калію сульфат – вода за умови перебування твердих частінок у зваженому стані, використовуючи одинарні частинки. Визначені значення підтвердили незалежність коефіцієнта масовіддачі від діаметра частінок, що відповідає критеріальній залежності, наведеній у [286]. Одержана величина коефіцієнта масовіддачі β дорівнювала $(0,77 \pm 0,04) \cdot 10^{-4}$ м/с. Аналогічне значення наведено у [292]. Ці значення були використані під час теоретичного розрахунку розчинення полідисперсної суміші за змінної величини рушійної сили. Розчинення проводилось за температури $20 \pm 0,5^{\circ}\text{C}$ у дистильованій воді за витрати газової фази $V_{\Gamma} \sim 1 \cdot 10^4$ м³/с. Наважка твердої фази становила 0,1 кг. Попередньо розсіюванням встановлювався гранулометричний склад, функція розподілу якого $F(d) = f(d)$ наведена на рис.6.6.

6.3.1. Теоретичний аналіз розчинення полідисперсної суміші

В основі теоретичного опису процесу розчинення та його аналізу лежать рівняння матеріального балансу за умови, що початкова концентрація компонента твердої фази у рідині дорівнює нулю:

$$M_0 - M = W C, \quad (6.24)$$

де M_0 , M – початкова та текуча маса твердої фази у момент часу t ;

W – об'єм рідинної фази;

C – концентрація солі у рідинній фазі у момент часу розчинення t .

Кінетичне рівняння для даного випадку має вид:

$$-\frac{dM}{dt} = \beta F (C_s - C), \quad (6.25)$$

де F - змінна поверхня твердої фази під час розчинення;

C_s - концентрація насичення солі у воді;

β - коефіцієнт масовіддачі.

Рівняння (6.25) містить чотири змінні величини: маса твердої фази, змінна поверхня розчинення, концентрація розчинного компонента у рідкій фазі та час розчинення. Деякі з величин можуть бути замінені іншими величинами. Так, масу твердої фази можна виразити через лінійні розміри частинок, що розчиняються. У даному дослідженні приймається, що тверді частинки мають кулясту форму і величини маси M та поверхні розчинення F можуть бути визначені

$$M = N \cdot \rho_s \cdot \frac{\pi d^3}{6}; \quad F = N \cdot \pi \cdot d^2, \quad (6.26)$$

де N – число частинок;

d – діаметр частинок;

ρ_s – густина твердої фази.

Підстановка значень (6.26) у рівняння кінетики дозволяє записати рівняння кінетики у виді [292]

$$-\frac{d(d)}{dt} = \frac{2\beta}{\rho_s}(C_s - C). \quad (6.27)$$

Рівняння матеріального балансу (6.24) може бути записане у виді, що дозволяє виразити біжучу концентрацію C через параметри твердої фази [292]

$$\frac{M_0}{W} \left(1 - \frac{M}{M_0} \right) = C,$$

або значення концентрації компонента у рідкій фазі буде мати вид

$$C = C_{\max} (1 - y), \quad (6.28)$$

$$\text{де } y = \frac{M}{M_0}; \quad C_{\max} = \frac{M_0}{W}.$$

y – відносна масова частка нерозчинної твердої фази;

Рівняння (6.28) представляє собою рівняння ліній робочих концентрацій і залежність між концентраціями у двох фазах носить прямолінійний характер, що відповідає загальним положенням теорії масообмінних процесів.

C_{\max} – максимально можлива концентрація розчинної речовини. Очевидно, що у розчині $C_{\max} \leq C_s$.

Позначивши різницю початкових та біжучих розмірів частинок твердої фази $\Delta = d_0 - d$, кінетичне рівняння (6.27) з врахуванням рівняння ліній робочих концентрацій (6.28) прийме вид [292]

$$\frac{d\Delta}{dt} = \frac{2\beta}{\rho_s} [C_s - C_{\max} (1 - y)]. \quad (6.29)$$

У рівнянні (6.29) змінними є три величини Δ, y, t , тому рішення цього рівняння одержано нами графічним методом.

На рис 6.6 функція розподілу I зображає розподіл частинок у початковий момент часу, коли діаметр кожної фракції відповідає середньому початковому діаметру d_0 . Площа під кривою I помножена на відповідний масштаб буде

рівною 1. З врахуванням умови незалежності коефіцієнта масовіддачі β від розмірів частинок d згідно із залежністю (6.5)

$$Sh = 0,28 \sqrt[3]{Sc \cdot Ar},$$

де Sh , Ar – числа Шервуда та Архімеда.

Зменшення розмірів твердих частинок за певний проміжок часу t на величину Δ буде однаковим для усіх розмірів твердої фази, тому що коефіцієнт масовіддачі згідно вищенаведеної залежності не залежить від розмірів твердої фази. При цьому частинки з розміром меншим за Δ щезнуть. Маса усіх частинок, що залишились у даний момент часу t , зменшиться на величину ΔM . Відносна частка маси твердої фази, що залишилась нерозчинною буде рівною

$$\frac{M_0 - \Delta M}{M_0}.$$

Використовуючи значення (6.26), які виражають масу твердої фази через лінійні розміри системи, зменшення розмірів твердої фази буде відбуватись згідно кубічної залежності, що може бути представлено наступним чином [293]

$$\left(\frac{d_0 - \Delta}{d_0} \right)^3. \quad (6.30)$$

На рис. 6.6 під функцією розподілу вихідної суміші твердої фази побудовано функції розподілу для трьох значень Δ , які означають розподіл нових фаз твердих частинок. Площі під кривими розподілу 2, 3, 4 чисельно дорівнюють масовим часткам твердої фази, яка залишилась після зменшення діаметру частинок на відповідну величину Δ . Величина масової частки твердої фази y визначалась згідно залежності

$$y = \int_{\Delta}^{d_{\max}} \left(\frac{d_0 - \Delta}{d_0} \right)^3 F(d_0) d(d_0). \quad (6.31)$$

Рівняння (6.31) являється характеристичною функцією, тому що вона у повній мірі визначається початковим розподіленням частинок за їх розмірами

$F(d_0)$. Характеристичну функцію представлено нами у виді залежності частки розчиненої солі $(1-y)$ від безрозмірного симплексу x

$$(1-y) = f(x), \quad (6.32)$$

де $x = \frac{\Delta}{d_{0 \max}}$.

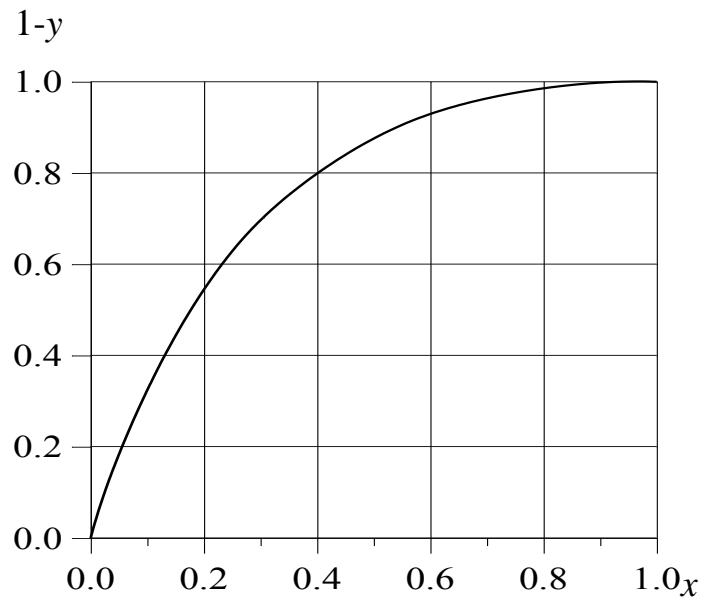


Рисунок 6.7 – Характеристична функція для полідисперсної суміші частинок калію сульфату

Таке представлення дозволяє подати параметри процесу у безрозмірній формі. Значення $d_{0 \max}$ означає діаметр кулястих частинок, яким відповідає максимум на кривій функції розкладу.

На рис.6.7 представлено характеристичну функцію у виді кривої, що відображає частку калію сульфату, яка розчинилась у залежності від безрозмірного симплексу x .

Метою дослідження є встановлення залежності зміни маси твердих частинок y з часом розчинення t [292]

$$y = f(t).$$

З цією метою використовувалась залежність (6.29), яку можна представити наступним диференціальним рівнянням кінетики розчинення полідисперсної суміші [292,293]

$$d\left(\frac{\Delta}{d_{0 \max}}\right) = \frac{2\beta C_s}{\rho_s d_{0 \max}} \left[1 - \frac{C_{\max}}{C_s}(1-y)\right] dt. \quad (6.33)$$

Вводимо безрозмірні комплекси

$$\tau = \frac{2 \cdot \beta \cdot C_s}{\rho_s \cdot d_{0 \max}} \cdot t - \text{безрозмірний час};$$

$$x = \frac{\Delta}{d_{0 \max}} - \text{безрозмірний геометричний параметр};$$

$$\omega = \frac{C_{\max}}{C_s} - \text{безрозмірна концентрація}.$$

Рівняння (6.33) запишеться у виді

$$\frac{dx}{d\tau} = 1 - \omega(1-y). \quad (6.34)$$

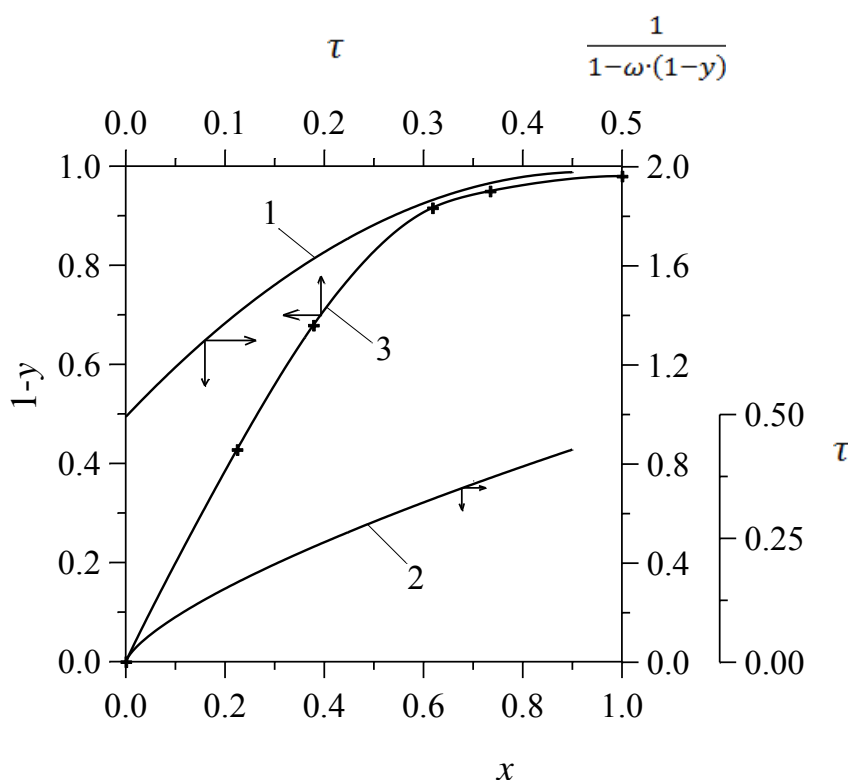
Досягнення ступеня розчинення y може бути здійснене за певний час розчинення, який представляє собою інтеграл, значення якого представлено формулою (6.35).

$$\tau = \int \frac{dx}{1 - \omega(1-y)} \quad (6.35)$$

Експериментальна перевірка даного складного методу розрахунку розчинення полідисперсної суміші проводилась на прикладі розчинення $M_0 = 100$ г калію сульфату в об'ємі рідини $W = 1,7$ л, що становить величину $\omega = 0,5$.

Процес проводився за умови перемішування середовища повітрям і відповідав умовам зваженого стану усіх частинок.

Використовуючи значення характеристичної функції (рис. 6.7), вичислюємо значення підінтегральної функції у залежності (6.35) та представляємо її графічно на рис. 6.8 (крива 1). На цей же графік наносимо величину безрозмірного часу τ у залежності від величини x (крива 2). Отже ми одержали графічно значення $y = f(x)$ та $x = f(\tau)$ для полідисперсної суміші, використовуючи які знаходимо необхідну залежність $y = f(\tau)$.



крива 1 – залежність підінтегральної функції (9) від x ; 2 – значення

$\tau = f(x)$; 3 - значення $(1-y) = f(x)$ [292]

Рисунок 6.8 – Графічне інтегрування рівняння кінетики розчинення полідисперсної суміші (6)

Розрахункове значення $y = f(\tau)$ наведено на рис.6.7 у вигляді суцільної лінії (крива 2). На цю криву нанесено експериментально встановлені значення y , визначені на основі відбирання проб та визначення концентрації солі у відібраній пробі (точки). Як видно, спостерігається задовільне співпадіння розрахункових та дослідних величин.

6.4 Фізичне розчинення полідисперсної суміші бензойної кислоти

Постановка проблеми. Бензойна кислота (C_6H_5COOH) представляє собою за агрегатним станом тверді кристали різної форми, яка знаходить широке застосування у різних галузях хімічної та харчової промисловості, а також у медицині. Бензойна кислота використовується у виробництві капролактаму, віскози, барвників (аніліновий синій, антрахінонові барвники), у медицині як протимікробні та фунгіцидні препарати. Як консерванти у харчовій промисловості використовується бензойна кислота та її солі – бензоати натрію, калію, кальцію та інші [291, 294-298]. У більшості випадків використання бензойної кислоти можливе після її розчинення у воді, що є першою стадією у технологічному процесі. Процеси фізичного розчинення досить добре висвітлені у літературі [286]. Основна увага приділяється визначенню коефіцієнта масовіддачі та його представленню у виді критеріальних рівнянь. Усі визначення та розрахунки базуються на використанні монодисперсної фази, тобто суміші частинок однакового діаметра. У дійсності розчиненню підлягає полідисперсна система, яка є реальною і у той же час значно ускладнює математичне моделювання процесу розчинення полідисперсної суміші.

Метою дослідження було експериментальне визначення коефіцієнта масовіддачі, його порівняння з теоретичними залежностями на основі локальної ізотропної турбулентності та аналіз розчинення полідисперсної суміші частинок бензойної кислоти за умови постійної рушійної сили.

Експериментальна частина даної роботи полягала у визначенні коефіцієнта масовіддачі β та концентрації розчину бензойної кислоти під час розчинення полідисперсної суміші її частинок.

Експерименти проводились в апараті з пневматичним перемішуванням системи тверде тіло – рідина в умовах повного псевдозрідження усіх частинок. На рис.6.9 представлено апарат-розчинник, у який заливався 1 дм³ дистильованої води та подавалось повітря з витратою $V_C = 1 \cdot 10^{-4}$ м³/с. Така витрата відповідає інтенсивному перемішуванню та приведенню частинок у

зважений стан. Враховуючи, що діаметр апарата становив 0,1 м, швидкість руху повітря, віднесена до площі поперечного січення апарату становила $v_C = 0,0133$ м/с.

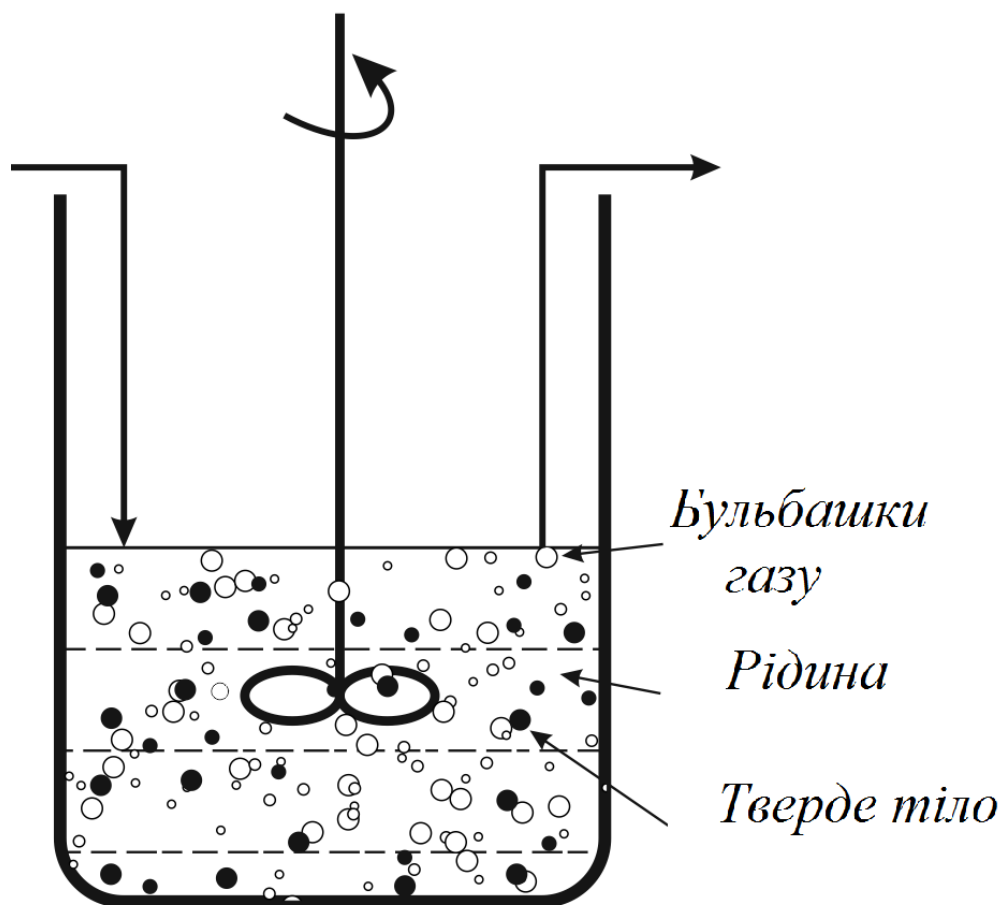


Рисунок 6.9 – Апарат-розчинник полідисперсної твердої фази

Експериментальне визначення коефіцієнта масовіддачі β полягало у розчиненні окремих частинок бензойної кислоти у газорідинному середовищі. Досліди проводились за температури $20 \pm 0,5^\circ\text{C}$. Визначення коефіцієнта масовіддачі базувалось на визначенні втрати маси частинки бензойної кислоти у воді за певний проміжок часу розчинення. Рушійна сила процесу у даному випадку буде визначатись лише концентрацією насичення, тому що концентрація кислоти практично дорівнює нулю. Експериментальне значення коефіцієнта масовіддачі визначалось згідно рівняння [286].

$$\beta = \frac{\Delta M}{F C_s \Delta t}, \quad (6.36)$$

де ΔM - маса частинки, що розчинилась за час Δt ;

F – площа поверхні розчинення;

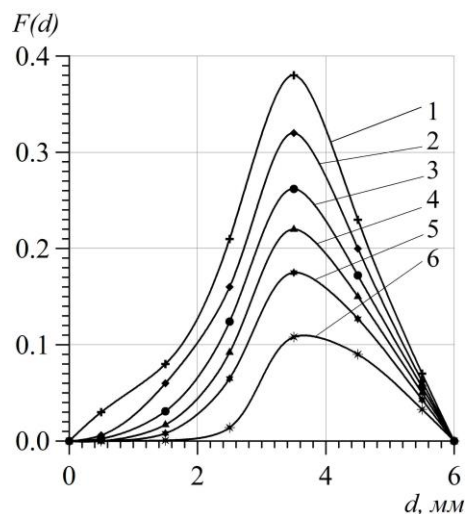
C_S – концентрація насичення бензойної кислоти; $C_S = 2,9 \text{ кг/м}^3$.

Розчинення частинок різного діаметра дозволило встановити, що коефіцієнти масовіддачі для часинок різних діаметрів практично не відрізняються, а їх усереднене значення може бути прийнятим $\beta = 3,79 \cdot 10^{-5} \text{ м/с}$.

Пресуванням одержувались частинки бензойної кислоти, які у подальшому підлягали подрібненню та одержанню полідисперсних частинок з формою, наближеною до кулястої. Було відібрано частинки, діаметр яких менший за 6 мм, та відважено 100 г полідисперсної суміші. Ситовий розподіл дозволив встановити функцію розподілу цієї суміші у залежності від середнього діаметра даної фракції. Функцію розподілу $F(d)$ подано у масових частках, що на кривій функції розподілу площу під кривою дає можливість прирівняти одиниці. Нижче подається одержаний нами розподіл

Фракція частинок, мм	0=1	1=2	2=3	3-4	4-5	5-6
Функція розподілу $F(d)$	0,03	0,08	0,21	0,38	0,23	0,07
масові частки						

Графічно даний початковий розподіл зображено на рис.6.10, крива 1.



1 – початковий розмір, 2 – зменшення розміру частинок на величину $\Delta = 0,2\text{мм}$;
 3 - $\Delta = 0,4\text{мм}$; 4 - $\Delta = 0,6\text{мм}$; 5 - $\Delta = 0,8\text{мм}$; 6 - $\Delta = 1,2\text{мм}$

Рисунок 6.10 – Функція розподілу частинок за їх діаметром d

Розчинення полідисперсної суміші відбувалось у апараті, у який заливалося 1 дм^3 дистильованої води, подавалось повітря з витратою $V_C = 1 \cdot 10^{-4}\text{ м}^3/\text{с}$. Після встановлення стаціонарного режиму вносились наважка 5 г полідисперсної суміші бензойної кислоти з одночасним включенням секундоміру. Через певні проміжки часу відбирались проби на аналіз у них концентрації кислоти. Результати аналізу представлено нижче на рис. 6.10 у виді залежності зміни концентрації бензойної кислоти з часом з метою порівняння експериментальних даних з теоретичними, розрахованими згідно з теорією масообміну.

Теоретичний аналіз. Теоретичний аналіз для даного випадку розчинення полягає у встановленні двох аспектів. Перший аспект полягає у теоретичному визначенні коефіцієнта масовіддачі β та порівняння його з експериментально визначеним. Теоретично визначити коефіцієнт масовіддачі можна на основі теорії узагальнених перемінних, а також на основі локальної ізотропної турбуленції.

У першому випадку встановлено, що знаходження частинок у зваженому стані не впливає на залежність коефіцієнта масовіддачі від розміру частинок, а гідродинамічну ситуацію можна описати числом Архімеда [286]:

$$Sh = 0,28 \sqrt[3]{Sc} \sqrt[3]{Ar}, \quad (6.37)$$

де $sh = \frac{\beta d}{D}$ – число Шервуда;

$Sc = \frac{\nu}{D}$ – число Шмідта;

$Ar = \frac{gd^3}{\nu^2} \frac{\rho_s - \rho}{\rho}$ – число Архімеда;

d - діаметр частинок;

D – коефіцієнт молекулярної дифузії бензойної кислоти у воді за температури 20°C ;

ν - коефіцієнт кінематичної в'язкості води;

ρ_s, ρ - густина бензойної кислоти та води.

Одержані величини чисел $Ar = 21\,190$; $Sc = 869,6$; $Sh = 72,28$ дозволили визначити коефіцієнт масовіддачі, який дорівнює

$$\beta = 3,87 \cdot 10^{-5} \text{ м/с.}$$

Другим методом встановлення величини коефіцієнта масовіддачі є метод, що одержав назву теорії локальної ізотропної турбуленції, в основі якої лежать роботи А. Колмогорова. Турбулентність визначає гідродинамічну ситуацію у системі і у найбільшій мірі впливає на масообмін та на коефіцієнт масовіддачі [254]. Порівнюючи ізотропну турбулентність в апаратах з механічним перемішуванням та з пневматичним можна стверджувати, що під час пневматичного перемішування досягнути ізотропної турбулентності імовірноше зав рахунок рівномірного розподілення газової фази по поперечному січенні апарату. Механічне перемішування створює нерівномірні пульсації рідинної фази на різних відстанях від перемішуючого пристрою. Теоретична залежність для визначення коефіцієнта масовіддачі має вид [287]

$$\beta = 0,267 (\varepsilon_0 \nu)^{0,25} Sc^{-0,75}, \quad (6.38)$$

де $\varepsilon_0 = \frac{N}{W \rho}$ - питома енергія дисипації у рідині;

$N = V_c \Delta P$ - енергія, що вводиться до рідини за одиницю часу;

W - об'єм рідини.

Обчислене за залежністю (6.38) значення коефіцієнта масовіддачі $\beta = 3,13 \cdot 10^{-5}$ м/с. Розходження між двома теоретичними значеннями коефіцієнта масовіддачі складає 19 %. Значення β , визначене за залежністю (6.37) є більш близьким до експериментального значення. Враховуючи, що теоретичне значення визначається для частинок кулястої форми, тоді як дійсні частинки

дещо відхиляються від кулястої форми, тому у розрахунках використано експериментально визначене значення β .

Теоретичний аналіз розчинення полідисперсної суміші [299]. В основі теоретичного опису процесу розчинення та його аналізу лежать рівняння матеріального балансу :

$$M_0 - M = W C, \quad (6.39)$$

де M_0, M - початкова та текуча маса твердої фази у момент часу t ;

W - об'єм рідинної фази;

C - концентрація солі у рідинній фазі.

Кінетичне рівняння для кожної частинки у диференціальній формі має вид:

$$-\frac{dM}{dt} = \beta F (C_s - C), \quad (6.40)$$

F - змінна поверхня твердої фази під час розчинення;

C_s - концентрація насичення солі у воді;

β - коефіцієнт масовіддачі.

Рівняння (6.40) містить чотири змінні величини: M, t, F, C . Масу можна виразити через лінійні розміри системи. Для твердих частинок кулястої форми величини M та F можуть бути визначені через діаметр

$$M = N \rho_s \frac{\pi d^3}{6}; \quad F = N \pi d^2, \quad (6.41)$$

де N - число частинок;

d - їх діаметр.

Підстановка значень (6.41) у рівняння кінетики (6.40) дозволяє записати рівняння кінетики у виді [299]

$$-\frac{d(d)}{dt} = \frac{2\beta}{\rho_s} (C_s - C). \quad (6.42)$$

Рівняння матеріального балансу може бути записане у виді, що дозволяє виразити біжучу концентрацію C через параметри твердої фази

$$C = C_{\max} (1 - y), \quad (6.43)$$

$$\text{де } y = \frac{M}{M_0}; C_{\max} = \frac{M_0}{W}.$$

Позначивши зміну розміру частинок через $\Delta = d_0 - d$, кінетичне рівняння (6.42) прийме вигляд

$$\frac{d\Delta}{dt} = \frac{2\beta}{\rho_s} [C_s - C_{\max} (1 - y)]. \quad (6.44)$$

У рівнянні (6.44) змінними є три величини Δ, y, t , тобто, крім часу та лінійних розмірів частинок, змінною є концентрація, яка у рівнянні масовіддачі виражає змінну рушійну силу. Рішення цього рівняння може бути одержано графічним методом з використанням функції розподілу.

На рис.6.10 функція розподілу I зображує розподіл частинок у початковий момент часу, коли діаметр кожної фракції відповідає початковому діаметру d_0 . Площа під кривою I помножена на відповідний масштаб буде рівною 1, тобто масова частка всіх частинок дорівнює 1. З врахуванням умови незалежності коефіцієнта масовіддачі β від розмірів частинок згідно із залежністю (2) зменшення розмірів твердих частинок за певний проміжок часу t на величину Δ буде однаковим для усіх розмірів твердої фази. При цьому частинки з розміром меншим за Δ щезнуть. Маса усіх частинок, що залишились у даний момент часу t , зменшиться на величину пропорційну розмірам частинок у третій степені

$$\left(\frac{d_0 - \Delta}{d_0} \right)^3.$$

Функція розподілу для будь-якого значення діаметра частинок буде рівною

$$F(d_i) = F(d_0) \left(\frac{d_0 - \Delta}{d_0} \right)^3 \quad (6.45)$$

На рис.6.10, крім початкової функції розподілу (крива 1), побудовано функції розподілу для п'яти значень Δ . Площі під кривими розподілу 2, 3, 4, 5

та б чисельно дорівнюють масовим часткам твердої фази, яка залишилась після розчинення та зменшення діаметру частинок на відповідну величину Δ . Величина масової частки твердої фази y визначалась згідно залежності

$$y = \int_{\Delta}^{d_{\max}} \left(\frac{d_0 - \Delta}{d_0} \right)^3 F(d_0) d(d_0) \quad (6.46)$$

Рівняння (6.46) являється характеристичною функцією, тому що вона у повній мірі визначається початковим розподіленням частинок за їх розмірами $F(d_0)$. Характеристичну функцію представлено нами у виді залежності $(1 - y) = f(\gamma)$, де $\gamma = \frac{\Delta}{d_{0 \max}}$. Таке представлення дозволяє подати параметри процесу у безрозмірній формі. Значення $d_{0 \max}$ означає діаметр кулястих частинок, яким відповідає максимум на кривій функції розкладу. На рис.6.11 представлено характеристичну функцію у виді кривої, що відображає частку бензойної кислоти, яка розчинилась, у залежності від безрозмірного симплексу γ .

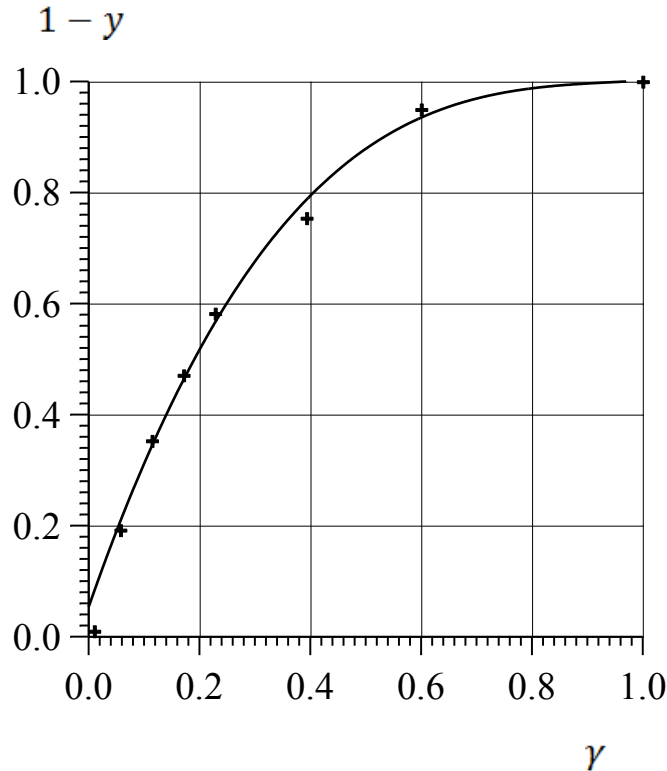


Рисунок 6.11 – Характеристична функція $1 - y = f(\gamma)$ для полідисперсної суміші бензойної кислоти під час її розчинення [299]

Метою роботи є встановлення залежності $y = f(t)$, тобто зміни маси полідисперсної суміші частинок у часі. Встановлення цієї залежності можливе через використання кінетичного рівняння (6.44), яке можна представити наступним диференціальним рівнянням

$$d\left(\frac{\Delta}{d_{0 \max}}\right) = \frac{2\beta C_s}{\rho_s d_{0 \max}} \left[1 - \frac{C_{\max}}{C_s}(1-y)\right] dt. \quad (6.47)$$

Ввівши безрозмірні комплекси

$$\tau = \frac{2\beta C_s}{\rho_s d_{0 \max}} t; \quad \gamma = \frac{\Delta}{d_{0 \max}}; \quad \omega = \frac{C_{\max}}{C_s},$$

рівняння (6.47) запишеться у безрозмірному вигляді

$$\frac{d\gamma}{d\tau} = 1 - \omega(1 - \gamma),$$

з якого можна визначити час розчинення τ , за якого досягається величина ступеня розчинення $(1 - \gamma)$.

$$\tau = \int \frac{d\gamma}{1 - \omega(1 - \gamma)} \quad (6.48)$$

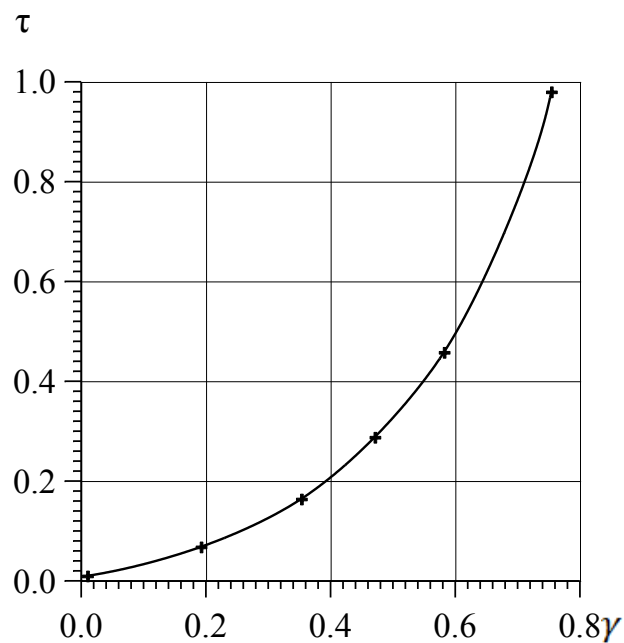


Рисунок 6.12 – Залежність безрозмірного часу τ від відносного розміру частинок γ

Нами проводилось розчинення полідисперсної суміші $M_0 = 10$ г в об'ємі рідини $W = 4,0$ м³, що становить величину $\omega = 0,862$.

Використовуючи значення характеристичної функції (рис.6.11) вчислюємо підінтегральну функцію у залежності (6.48) для значень $(1-y)$ та знаходимо величину безрозмірного часу τ у залежності від величини γ і представляємо її графічно (рис.6.12).

Графічно одержано значення характеристичної функції $(1-y) = f(\gamma)$ та значення $\gamma = f(\tau)$ для полідисперсної суміші, використовуючи які знаходимо необхідну залежність $(1-y) = f(\tau)$. Розрахункові значення $(1-y) = f(\tau)$ наведено на рис.6.13.

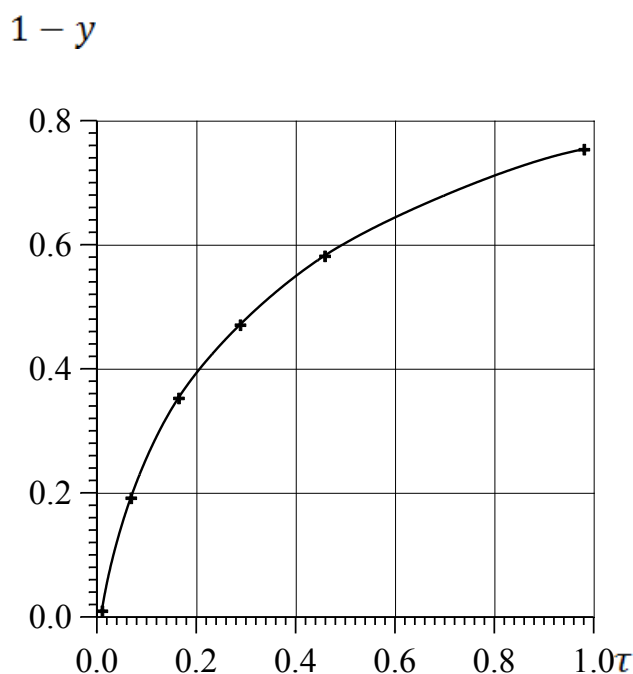


Рисунок 6.13 – Залежність ступеня розчинення $(1 - y)$ від безрозмірного часу τ

У роботі виконано порівняння теоретично розрахункових значень концентрацій бензойної кислоти з експериментальними. Теоретичне значення

C_{it} розраховувалось для даного безрозмірного часу τ_i як $\frac{(1-y)M_0}{W} = C_{it}$.

Використовуючи безрозмірний комплекс τ можемо визначити реальний час для даних величин C_{it}

$$t = \frac{\rho_s d_{0 \max}}{2 \beta C_s} \tau.$$

На рис.6.14 нанесено теоретично пораховані величини концентрацій у залежності від часу у виді кривої. На цьому рисунку точками представлено експериментальні значення концентрацій бензойної кислоти у відібраних пробах (точки). Як видно, спостерігається задовільне співпадіння розрахункових та дослідних величин. [293]

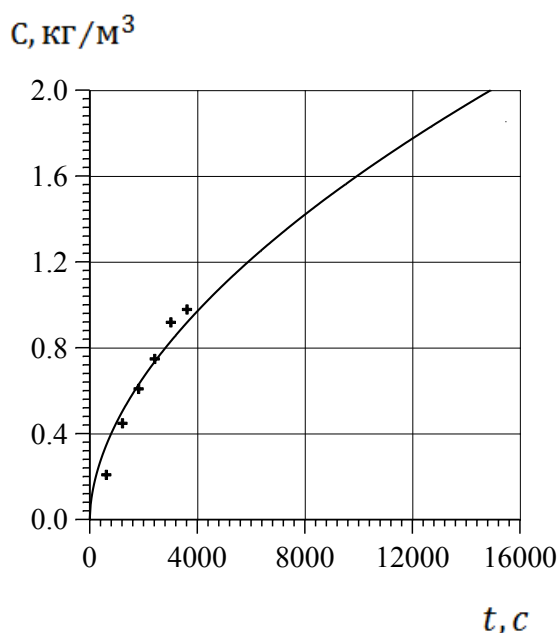


Рисунок 6.14 – Порівняння теоретично розрахованих значень концентрацій бензойної кислоти (крива) з експериментально встановленими (точки)

Розчинення полідисперсних сумішей та їх теоретичний аналіз можуть бути застосовані у природоохоронних технологіях з метою їх знешкодження через розчинення та перевід у розчинну форму [300].

6.5 Неперервний проточний процес розчинення бензойної кислоти у шарі. Розрахунок концентрації

Процеси розчинення знаходять широке застосування у хімічній, харчовій, природоохоронній технологіях. Розчинення представляє собою процес

переходу твердої фази до розчинника і може супроводжуватись повним зникненням твердої фази, якщо тверда речовина не включає нерозчинних домішок. Розчинення є складним процесом і може протікати у дифузійній, кінетичній чи змішаній області. Розчинником може бути вода чи водні розчини кислот, лугів та солей.

Бензойна кислота (C_6H_5COOH) представляє собою за агрегатним станом тверді кристали різної форми, яка знаходить широке застосування у різних галузях хімічної та харчової промисловості, а також у медицині [295,296]. У більшості випадків використання бензойної кислоти можливе після її розчинення у воді, що є першою стадією у технологічному процесі. Процеси фізичного розчинення досить добре висвітлені у науковій літературі. Основна увага приділяється визначенню коефіцієнта масовіддачі та його представленню у виді критеріальних рівнянь. Бензойна кислота є вихідною речовиною для одержання багатьох продуктів, більшість яких одержується через її розчинення у різних розчинниках. Як правило, процес розчинення розглядається у двох аспектах: дослідженні розчинності та кінетиці даного процесу з аналізом методів інтенсифікації.

Проблемі розчинення твердих речовин монодисперсного та полідисперсного складу присвячено розділи у [286]. Значна увага процесу розчинення приділяється у галузгійних технологіях, для яких першою та основною стадією завжди є розчинення, після чого проходять інші стадії, необхідні для одержання добрива певного складу, в основному калійного [301, 302]. Проведення процесу в апаратах періодичної дії створює нестационарні аспекти, тобто процес описується не лише просторовими координатами, але і залежить від часу проведення [303]. В експериментальних роботах основна увага під час дослідження кінетики приділяється визначенню коефіцієнта масовіддачі. Цій проблемі присвячено ряд робіт. З аналізу джерел літератури слідує, що процес розчинення займає важливе місце у технологічних процесах. Існують різні аспекти проведення цього процесу, що вимагає нових підходів до

його розрахунку. Серед таких методів є проведення розчинення у шарі твердого матеріалу, що дозволяє проводити процес неперервно.

Метою даного дослідження було проведення експериментального та теоретичного дослідження неперервного розчинення бензойної кислоти дистильованою водою за їх проточного переміщення у вертикальному апараті-розчиннику. Використання цього методу дозволяє одержувати чистий розчин внаслідок фільтрування рідини через шар зернистого матеріалу.

Методика проведення експериментального дослідження полягала у наступному. Вертикальний скляний колонний апарат 1 висотою 0,6 м та діаметром 0,01 м заповнювався частинками бензойної кислоти (рис.6.15). Середній розмір частинок становив $3 \pm 0,2$ мм. У нижній частині апарату кріпилась перфорована решітка 2. Висота шару бензойної кислоти дорівнювала 0,5 м і була поділена на кожні 0,1 м, де проводився відбір проб рідини на аналіз. Концентрація бензойної кислоти визначалась титруванням. Вода в апарат подавалась зверху неперервно. Тверда фаза подавалась зверху так, щоб шар твердих частинок становив 0,5 м. За даних умов, коли у верхній частині діаметр частинок має постійне початкове значення і розмір частинок зменшується по мірі їх просування вниз, створюючи постійні умови у кожному поперечному сеченні, через що концентрація кислоти у цьому перерізі залишатиметься постійною. Дані експериментального дослідження подано на рис.2 у виді точок для певних висот шару.

Завданням теоретичного аналізу є встановлення залежності між концентрацією розчину C та висотою розчинення h . Концентрація розчину та об'єм твердої фази поєднані між собою рівнянням матеріального балансу системи.

Аналіз даного процесу базується на рівнянні матеріального балансу системи та рівнянні кінетики. Рівняння матеріального балансу для будь-якого поперечного перерізу має вигляд [304]

$$M_0 - M = W (C_1 - C_n), \quad (6.49)$$

де M_0 – початкова масова витрата твердої фази;

M – масова витрата твердої фази у певному поперечному перерізі;

W – об’ємна витрата рідини;

C_1 – концентрація бензойної кислоти у певному поперечному перерізі;

C_n – початкова концентрація бензойної кислоти; $C_n = 0$.

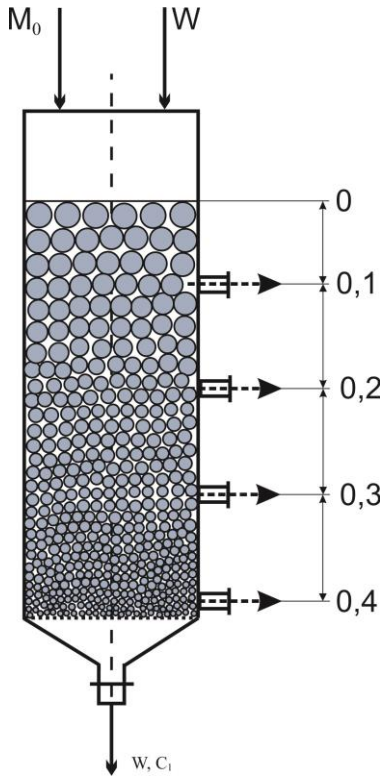


Рисунок 6.15 – Схема процесу розчинення бензойної кислоти у рухомому шарі

частинка омивається

потокм рідини для умови $1 < Re < 3000$ [286], може бути визначена з критеріальної залежності

$$Sh = 0,8 \sqrt[3]{Sc} \sqrt{Re}, \quad (6.52)$$

де $Sh = \frac{\beta \cdot d}{D}$ – число Шервуда;

$Sc = \frac{\nu}{D}$ – число Шмідта;

Рівняння (6.49) представимо у вигляді

$$\alpha(1 - \varphi^3) = C_1, \quad (6.50)$$

де $\alpha = \frac{M_0}{W}$; $\varphi^3 = \frac{M}{M_0} = \left(\frac{d}{d_0}\right)^3$;

d – діаметр частинки;

d_0 – початковий діаметр частинки.

Кінетичне рівняння для частинки діаметра d записується [286]

$$-\frac{dM}{d\tau} = \beta \cdot F_1 \cdot (C_s - C_1), \quad (6.51)$$

де τ – час;

$F_1 = \pi d^2$ – поверхня 1 частинки;

C_s – концентрація насичення бензойної кислоти у воді; за температури 20°C $C_s = 2,9 \text{ кг/м}^3$;

β – коефіцієнт масовіддачі.

Значення β для умов досліду, коли тверда нерухома

$Re = \frac{wd}{\nu}$ - число Рейнольдса;

β – коефіцієнт масовіддачі;

D – коефіцієнт молекулярної дифузії бензойної кислоти у воді;

ν – коефіцієнт кінематичної в'язкості;

w – швидкість обтікання частинок.

Згідно рівняння (6.52) залежність коефіцієнта масовіддачі може бути представлена як функція діаметра частинок за умови, що гідродинамічні та фізичні параметри для даного дослідження є постійними

$$\beta \sim \frac{A}{d^{0.5}}. \quad (6.53)$$

Виразивши масу та поверхню у рівнянні (6.51) через лінійні розміри, кінетику розчинення можна записати

$$-\frac{1}{2}\rho_s \frac{d(d)}{d\tau} = \frac{A}{d^{0.5}}(C_s - C_1) \quad (6.54)$$

З метою спрощення рівняння (6.54) введено безрозмірний час $T = \frac{A \cdot \tau}{d_0^{3/2}}$.

Використовуючи безрозмірний діаметр φ та з врахуванням рівняння матеріального балансу (6.49), одержуємо наступне диференціальне рівняння

$$-\frac{d(\varphi^{3/2})}{dT} = \frac{2[C_s - \alpha(1 - \varphi^3)]}{\rho_s}. \quad (6.55)$$

Дане рівняння описує нестационарний процес розчинення, тому що є зміна параметру процесу в часі. У дійсності неперервний процес розчинення у шарі зернистого матеріалу характеризується постійною концентрацією речовини для кожного поперечного перерізу і зміною концентрації компонента по висоті h апарата. З цією метою виразимо час у кінетичному рівнянні за допомогою лінійної швидкості частинок ν через зміну висоти h з часом τ

$$d\tau = \frac{dh}{\nu}, \quad (6.56)$$

а лінійна швидкість переміщення частинок є рівною

$$v = \frac{M_0}{\rho_s \cdot S \cdot (1 - \varepsilon)} \varphi_0^3. \quad (6.57)$$

З врахуванням (6.56) та після підстановки значення (6.57) у диференціальне рівняння (6.55), одержуємо [304]

$$- \frac{d(\varphi^{3/2})}{dh} = \frac{2 \cdot \alpha \cdot A}{\rho_s \cdot v \cdot d_0^{3/2}} (a^3 + \varphi^3), \quad (6.58)$$

де $a^3 = \frac{C_s}{\alpha} - 1$.

Після інтегрування одержується розв'язок рівняння (6.58)

$$\arctg \frac{1}{a^{3/2}} - \arctg \frac{\varphi^{3/2}}{a^{3/2}} = \frac{2\alpha \cdot A \cdot a^{3/2}}{\rho_s \cdot v \cdot d_0^{3/2}} h. \quad (6.59)$$

Для даного процесу неперервного проточного розчинення бензойної кислоти параметри системи, що входять у розв'язок (6.59), мали наступні значення:

$$\alpha = \frac{M_0}{W} = 0,1312; \quad a = \sqrt[3]{\frac{2,9}{0,1312} - 1} = 2,806;$$

$$v = \frac{8 \cdot 10^{-6}}{1270 \cdot 0,785 \cdot 10^{-4} \cdot (1 - 0,38)} = 1,29 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}$$

Алгоритм рішення задачі був наступним. Рівняння (6.59) після підстановки відомих величин може бути записане

$$0,2094 - \arctg \frac{\varphi^{3/2}}{a^{3/2}} = 0,508 h. \quad (6.60)$$

Теоретичний розрахунок неперервного проточного розчинення для 4-х висот згідно залежності (6.60) наведено нижче:

h , м	0,1	0,2	0,3	0,4
φ	0,827	0,5067	0,2679	0,0302
$C_I, \text{кг/м}^3$	0,0568	0,09752	0,1220	0,1311

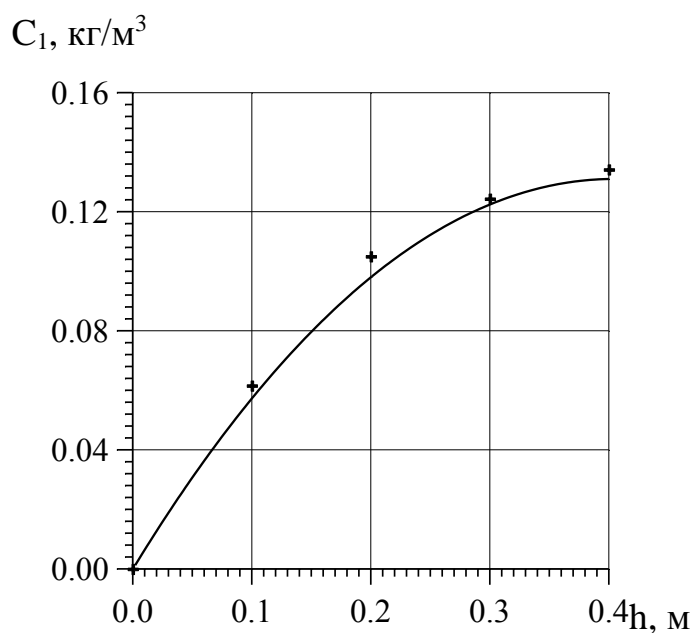


Рисунок 6.16 – Порівняння теоретичних (суцільна лінія) та експериментальних (точки) результатів неперервного прямооточійного розчинення бензойної кислоти у воді

Ці значення нанесено на рис. 6.16 у вигляді залежності концентрації від висоти (суцільна лінія) та порівняно їх з дослідними даними, які представляють собою середньо арифметичні значення із трьох замірів. Одержане задовільне співпадіння розрахункових та експериментальних величин свідчить про можливість використання теоретичної моделі для розрахунку висот апаратів розчинення у випадку прямооточійного неперервного руху твердо фазного та рідинного потоків.

6.6 Розчинення нерухомого шару зернистого матеріалу за умови нестационарності процесу

Постановка проблеми. Розчинення твердих речовин у промисловості реалізується різними методами: розчинення в апараті з механічним чи пневматичним перемішуванням, в апаратах з псевдозрідженим шаром зернистого матеріалу, у шнекових розчинниках та апаратах з нерухомим та

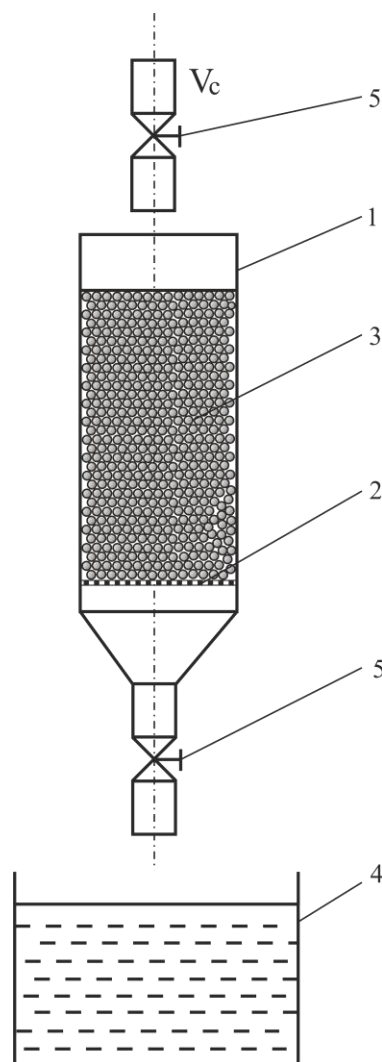
рухомим шаром твердої фази [286]. Останній метод називається розчиненням у стаціонарному шарі, крізь який фільтрується рідка фаза. Розчинення твердих речовин методом фільтрування через шар зернистого матеріалу реалізується у природному середовищі під час атмосферних опадів у виді дощу та танення снігового покриву. Вода з розчиненими у ній солями збирається у підземних сховищах і використовується для потреб водопостачання населення [285].

Наведені у літературі математичні моделі розчинення стосуються стаціонарних або квазістаціонарних процесів у шарі зернистого матеріалу. У дійсності початкова стадія розчинення завжди є нестаціонарною і характер зміни розмірів частинок по висоті не відповідає стаціонарному процесу розчинення.

Експериментальна установка та методика експерименту. Досліди у шарі проводились у скляній колонці 1, яка у нижній частині містить решітку 2, на яку засипалась фракція солі натрію хлориду +2,5-3,5 мм (рис. 6.17). Дистильована вода подавалась зверху і її витрата регулювалась кранами 5.

Після проходження колонки рідина збиралась у мірному стакані 6. За висотою шару можна спостерігати за міліметровою шкалою, що нанесена на колонку. Діаметр колонки складав $1 \cdot 10^{-2}$ м; початкова висота шару дорівнювала $5 \cdot 10^{-2}$ м, тобто лінійні співвідношення діаметрів та висоти з гідродинамічної точки зору витримувались. Температура проведення дослідів становила $20 \pm 0,3^{\circ}\text{C}$.

У першій серії дослідів [291] експериментально визначався коефіцієнт масовіддачі під час розчинення твердої речовини у стаціонарному шарі та проводилось його порівняння з теоретичним значенням, які визначались згідно критеріальних рівнянь.



1 - скляна колонка; 2 – решітка; 3 – шар солі; 4 – мірний циліндр;
5 – регулювальні крани

Рисунок 6.17 – Схема дослідної установки

Швидкість руху рідини, віднесена до всієї площі поперечного січення колонки (фіктивна швидкість) складала $w_o=0,005$ м/с, відповідно у шарі зернистого матеріалу за його порозності $\varepsilon=0,4$ швидкість дорівнювала $w=0,0125$ м/с. Дослідження проводились лише на початкових стадіях розчинення, щоб діаметр частинок за час розчинення змінювався незначно. Цей час нами оцінено у 100 с. За цей час у мірний циліндр набиралось 40 мл рідини, об'єм якої був достатній для визначення концентрації солі.

Аналіз дослідних результатів. У відібраній пробі концентрація $NaCl$ становила $41,65$ кг/м³. З метою визначення експериментального значення

коефіцієнта масовіддачі β в умовах розчинення шару зернистого матеріалу виділимо на певній висоті шару h елементарну висоту dh , на якій концентрація змінюється від c до $c + \frac{dc}{dh} dh$. Для даного елемента шару рівняння масовіддачі має вид:

$$V_c \frac{dc}{dh} dh = \beta S dh \sigma (c_s - c). \quad (6.61)$$

де V_c - об'ємна витрата рідини, м³/с;

S – площа поперечного перерізу апарату, м²;

σ - питома поверхня твердої фази, м²/м³;

c_s - концентрація насичення, кг/м³.

Інтегрування рівняння (6.49) приводить до результату

$$\ln \frac{c_s}{c_s - c_k} = \beta \frac{SH \sigma}{V_c}, \quad (6.62)$$

де c_k - кінцева концентрація солі.

Визначене згідно рівняння (6.62) значення коефіцієнта масовіддачі β на основі експериментальних даних дорівнює $1,34 \cdot 10^{-5}$ м/с.

Визначене нами експериментальне значення порівнювалось з теоретичним, яке одержано для закріплених одинарних частинок, що омивались рухомим потоком рідини. Критеріальна залежність має вид:

$$Sh = 0,8 \sqrt{Re} \sqrt[3]{Sc}, \quad (6.63)$$

де $sh = \frac{\beta d}{D}$ - число Шервуда;

$Re = \frac{wd}{\nu}$ - число Рейнольдса;

$Sc = \frac{\nu}{D}$ - число Шмідта;

w – швидкість руху рідини, м/с;

ν - кінематична в'язкість рідини, м²/с;

D – коефіцієнт молекулярної дифузії $NaCl$ у воді, m^2/c .

Визначена за залежністю (6.63) величина коефіцієнта масовіддачі β для умов досліду (швидкості руху рідини, температури, діаметра частинок) дозволила встановити, що теоретичне значення β дорівнює $2,12 \cdot 10^{-5} m/c$.

Порівняння експериментального значення з теоретично розрахованим показує, що теоретична величина є більшою за експериментальну, хоч вони є одного порядку. Ця різниця викликана тим, що частинки, які знаходяться у шарі, контактують одна з одною і ця поверхня не приймає участі у масообміні. Крім цього, формула (6.63) одержана для одинарних частинок кулястої форми, що не справджується для частинок натрій хлориду, форма яких відрізняється від кулястої.

Нестаціонарність процесу розчинення. Під час стаціонарного розчинення твердої фази у шарі тверда фаза зменшується у своїх розмірах від місця її вводу до вивантаження з апарату, причому в ідеальних випадках до повного розчинення частинок. Нестаціонарність проявляється на початкових стадіях під час пуску апарату. Вона триватиме до тих пір, поки частинки з верхнього шару не досягнуть зони вивантаження. Цей процес характеризується зростанням діаметру частинок зверху донизу, на відміну від стаціонарного стану, де розміри зменшуються. Фізично цей процес пояснюється тим, що верхній шар контактує з свіжим розчинником і рушійна сила процесу є найбільшою. Підтвердженням цьому є представлений нижче розрахунок нестаціонарного розчинення.

Розбиваємо висоту H на окремі шари, кожен з яких дорівнює початковому діаметру частинок солі $\Delta h = d_0$. Початковою умовою є нульова концентрація рідини, що поступає на верхній шар зернистого матеріалу. Рівняння кінетики розчинення верхнього шару має вид:

$$-\frac{d(d)}{d\tau} = \frac{2\beta}{\rho_s} c_s, \quad (6.64)$$

де τ - час, с.

Поділимо ліву і праву частину рівняння на початковий діаметр d_0 і позначимо $\frac{d}{d_0} = \varphi$, що представляє собою долю нерозчиненої твердої частинки.

Рівняння (6.64) прийме вид

$$-\frac{d\varphi}{d\tau} = \frac{2\beta}{d_0\rho_s} c_s. \quad (6.65)$$

Інтегрування рівняння (6.65) дає результат

$$1 - \varphi = \frac{2\beta}{d_0\rho_s} c_s \tau. \quad (6.66)$$

Повне розчинення частинки діаметром d_0 означає, що $\tau = T_s$, а для шару – зникнення верхнього шару частинок

$$T_s = \frac{d_0\rho_s}{2\beta c_s}. \quad (6.67)$$

Визначений нами час повного розчинення верхнього шару частинок згідно рівняння (6.67) становив 322 с. Початкова маса частинок першого шару M_0 може бути визначена

$$M_{10} = SH(1 - \varepsilon)\rho_s. \quad (6.68)$$

Поділивши масу на об'єм рідини, що контактує з першим шаром, визначаємо середню концентрацію, що покидає перший шар і є початковою концентрацією для другого шару c_1 . Для будь-якого i -того шару, який є кратним d_0 час його повного розчинення τ_i буде більшим за T_s через зменшення рушійної сили процесу

$$\tau_i = \frac{d_0\rho_s}{2\beta(c_s - c_{i-1})}. \quad (6.69)$$

Якщо розрахунок розчинення ведеться на певний час, то усі обчислення слід проводити за цей час. Наприклад, подані нами розрахунки стосуються часу

повного розчинення верхнього шару, для якого рушійна сила є максимальною. Відповідно доля нерозчинної твердої фази у i -тому шарі буде рівною

$$1 - \varphi_i = \frac{2\beta}{d_0 \rho_s} (c_s - c_{i-1}) T_s \quad (6.70)$$

Маса розчиненої речовини у i -тому шарі буде рівною

$$M_i = SH (1 - \varepsilon) \rho_s (1 - \varphi_i), \quad (6.71)$$

а концентрація рідини у цьому шарі дорівнює

$$c_i = c_{i-1} + \frac{M_i}{V}. \quad (6.72)$$

На рис.6.18 представлено залежність відносного діаметра твердих частинок від висоти шару. Відлік висоти h ведеться зверху апарату. Дані розрахунку наведено для часу повного розчинення верхнього шару, який для умов досліду складає 322 с.

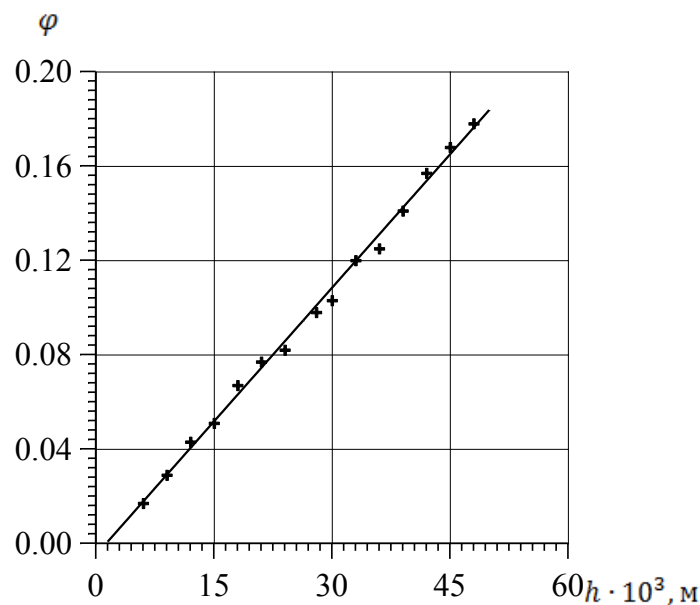


Рисунок 6.18 – Зміна відносного діаметра φ у залежності від висоти h

Розчинення твердих речовин у стаціонарному шарі супроводжується нестаціонарними процесами, які можливо встановити на основі кінетичних залежностей та рівнянь матеріального балансу (6.66) – (6.71), а кінетичні коефіцієнти можуть бути оцінені критеріальними рівняннями.

7. ТЕОРЕТИЧНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІЧНИХ ПРОЦЕСІВ ПРИ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧІЙ СЕПАРАЦІЇ ГАЗОРІДИННИХ СИСТЕМ

7.1. Фізичне та математичне (чисельне) моделювання руху газокраплинних потоків по сепараційних каналах та фільтруючих секціях інерційно-фільтруючих газосепараторів

Розглядаючи фізичну модель руху газокраплинного потоку по сепараційних каналах з фільтруючими секціями слід виділити умовно окремі ділянки інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв та процеси, що на них відбуваються [305, 306]:

- формування та рух газокраплинного потоку по інерційній секції криволінійного сепараційного каналу;
- інерційне осадження краплин на стінках криволінійних сепараційних каналів з утворенням плівки рідини або рикошет з вторинним унесенням бризок у сепараційний канал в залежності від значення кута атаки газокраплинним потоком поверхні стінок каналів жалюзійного блоку;
- проникнення газокраплинного потоку у фільтруючі секції або вторинне унесення бризок з шару фільтру у сепараційний канал в залежності від значення кута атаки газокраплинним потоком зовнішньої поверхні фільтруючого елементу та ступеня насичення його рідиною;
- осадження та коалесценція високодисперсних часток на волокнах за механізмами фільтрування, утворення, розподіл та міграція плівки сепарованої рідини у шарі фільтруючого матеріалу
- відведення сепарованої рідини з шару фільтруючих елементів крізь отвори в подвійних жалюзях до відокремлених дренажних каналів і потім з інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою.

Таким чином, розробка фізичної моделі руху газокраплинних потоків по сепараційних каналах та фільтруючих секціях інерційно-фільтруючих

газосепараторів зводиться до визначення особливостей формування потоку газу та руху (перенесення) краплин рідини у турбулентному газорідинному потоці по інерційно-фільтруючих сепараційних каналах, дослідження процесів сепарації та механізмів вловлювання дисперсних часток (краплин рідини) інерційно-фільтруючими сепараційними елементами з виявленням оптимальних режимів для упередження вторинного бризкоунесення, зниження гідравлічного опору та підвищення ефективності сепарації інерційно-фільтруючих газосепараторів [305-308].

В основу фізичної моделі покладено сукупність відомих фізичних явищ [309-319]: подрібнення та коагуляція дисперсних часток у турбулентному потоці, турбулентне перенесення дисперсних часток, осадження дисперсних часток з турбулентного потоку седиментацією (гравітаційне та інерційне осадження), співосадження з коалесценцією та конденсаційне зростання краплин, осадження на плівку вловленої рідини (адгезія та когезія) і волокна фільтруючого елемента (за рахунок ефектів інерційного зіткнення, торкання) та інші.

Адекватність розробленої фізичної моделі [305-308] визначається нерозходженням закладених в неї теоретичних (гідродинамічних) основ процесів інерційно-фільтруючої сепарації з фундаментальними положеннями механіки рідини і газу [320], механіки аеродисперсних систем [318], міграційної теорії процесів турбулентного перенесення та осадження дисперсних часток з турбулентного потоку [321].

Для порівняльної оцінки результатів розв'язання основних рівнянь гідродинаміки, які покладено в основу математичних моделей руху суцільної (несучої) фази та дисперсних часток з газовим потоком в криволінійних сепараційних каналах, руху сепарованої рідини в плівці, яка стікає по вертикальній стінці сепараційного каналу в полі сили тяжіння, розподілу та міграції рідини в волокнистому шарі фільтру, а також для розв'язання теоретичних, експериментальних та практичних задач моделювання гідродинаміки з метою виявлення основних гідродинамічних закономірностей

процесів сепарації на моделях інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв застосовано комплексний підхід, який полягає у використанні на різних рівнях наукових досліджень (емпіричний, теоретичний, загально-логічний) відповідних методів досліджень та аналізу: експериментальної і обчислювальної гідродинаміки, математичного (комп'ютерного) моделювання і візуалізації результатів моделювань. За результатами проведених фізичних та обчислювальних (імітаційних) експериментів одночасно здійснено оптимізаційне гідродинамічне профілювання геометричної конфігурації криволінійних інерційних сепараційних каналів та визначено області доцільного розташування фільтруючих елементів.

7.2.Формування потоку газу та краплин рідини у інерційно-фільтруючих газосепараторах, оптимізаційне гідродинамічне профілювання геометричної конфігурації сепараційних каналів

Краплі рідини з турбулентних газокраплинних потоків осаджуються в насадкових жалюзійних інерційно-фільтруючих сепараційних секціях в основному під дією сил інерції, а роль турбулентного перенесення краплин відносно незначна. Тому при розробці насадкових жалюзійних інерційно-фільтруючих сепараційних секцій для сепараторів особливу увагу слід приділити вибору профілю гофрованих пластин-жалюзей, що утворюють стінки криволінійних інерційних сепараційних каналів, при цьому слід керуватися традиційно відомими при проектуванні насадкових жалюзійних сепараційних пристроїв і відбійників рекомендаціями [322] та виходити з наступних міркувань:

- при профілюванні гофрованих пластин-жалюзей не рекомендується виконувати згинання (формування) з гострими кутами такі елементи призводять до місцевого відриву потоку, руйнування та унесення плівки сепарованої рідини;
- зменшення відстані між пластинами-жалюзями в загальному випадку

завдяки збільшенню питомої поверхні для сепарації призводить до зниження товщини плівки, при цьому критична швидкість газового потоку зростає;

- при надмірному збільшенні кількості пластин-жалюзей в насадковому жалюзійному пакеті і, як наслідок, зменшенні відстані між ними (ширини криволінійних сепараційних каналів) може відбуватися захлинання сепараційних каналів рідиною, що пояснюється наближенням значення товщини плівки від сепарованої рідини, яка стікає по вертикальних стінках, у порівнянні до відстані між стінками (ширини) каналу.

Насадкові жалюзійні блоки інерційно-фільтруючих сепараторів представляють собою пакети гофрованих жалюзійних пластин різного профілю (рис.7.1), встановлених вертикально на відстані між ними (ширина каналу) t_k , які утворюють стінки криволінійних сепараційних каналів. Основні конструктивні параметри досліджуваних масштабних моделей криволінійних сепараційних каналів (рис.7.1.) наведено у табл.7.1 [305, 323-333].

Таблиця 7.1 – Основні змінні параметри та характеристики моделей інерційно-фільтруючих сепараційних каналів (рис.2.8)

Параметр	Значення
Продуктивність по газу (повітря) V , м ³ /с	0,01-0,50
Питома витрата рідини до газу (вода/повітря) L/G , кг/кг	0; 0,1; 0,2; 0,3
Ширина сепараційного каналу (відстань між жалюзями) $t_k \times 10^{-3}$, м	100
Висота каналу (жалюзі) $H \times 10^{-3}$, м	150; 600; 900
Радіус гофр жалюзей $r_1 \times 10^{-3}$, м	25; 55; 70; 100
Кут розкриття гофр φ , град	60; 90; 120
Довжина прямолінійних ділянок між гофрами $L \times 10^{-3}$, м	100; 150; 200
Тип фільтрувальних елементів (матеріал)	волокнистий (поліпропілен)

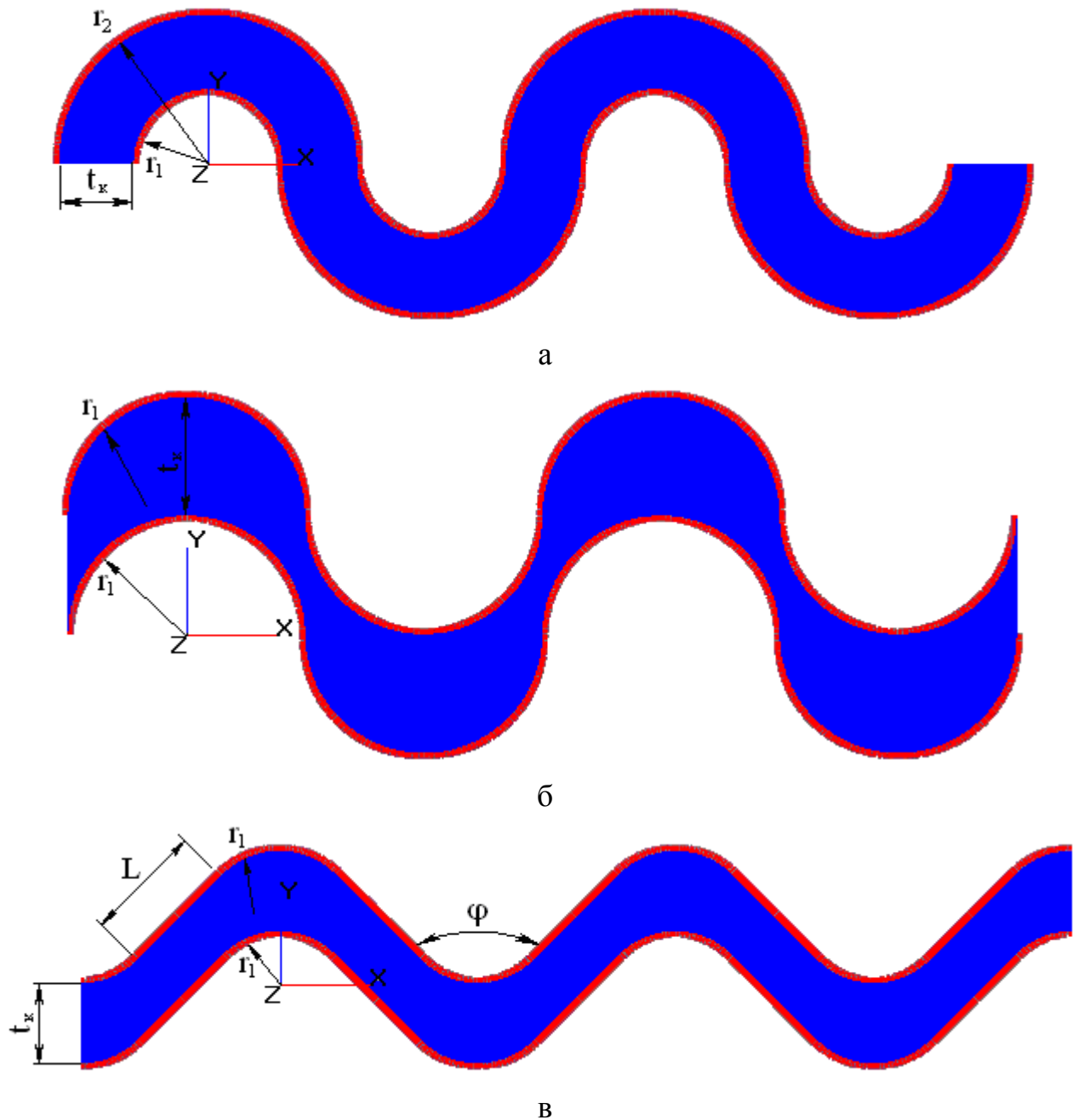


Рисунок 7.1 – Основні конструктивні параметри в горизонтальному перетині криволінійних сепараційних каналів різних типів: а – зі стінками з напівкілець різного радіусу, б – зі стінками з напівкілець однакового радіусу; в – зі стінками синусоїдального профілю.

Для співставлення, узагальнення та аналізу результатів фізичних і математичних моделювань руху газового потоку розроблено 2D/3D CFD-моделі криволінійних сепараційних каналів різної геометричної конфігурації розрахункової області (рис.7.1), що в подальшому представляє можливість

здійснити й їх оптимізаційне гідродинамічне профілювання. Плин реального газу в криволінійних сепараційних каналах насадкових жалюзійних блоків інерційно-фільтруючих газосепараторів в загальному випадку є просторовим та неусталеним, внаслідок чого не піддається повному теоретичному аналізу. Тому на теоретичному рівні наукових досліджень, і зокрема, на етапі розв'язання задач математичних моделювань було зроблено кілька спрощуючих припущень, які зберігають основні характерні риси досліджуваних фізичних явищ, оскільки без них загальні рівняння руху газодисперсного потоку не можуть бути розв'язані ні в загальному вигляді, ні чисельними методами. Так, було обґрунтовано прийнято знехтувати стисливістю газу, рух потоків розглядався як усталений (осереднений за часом), а задача вирішувалась стаціонарна. Плин потоків розглядається двовимірний, а моделювання процесу стікання плівки рідини та взаємодії її з газовим потоком таким, що відбувається в загальному випадку в шарі змінної товщини з параметрами, які залежать тільки від двох координат. Таким чином, створені математичні моделі отримали мінімально достатніх спрощень та припущень, які дозволили здійснити їх реалізацію чисельними методами для конкретних умов однозначності. Розроблені математичні моделі внаслідок зроблених припущень звісно дещо відрізняються як від самих досліджуваних процесів, так і від їх загального математичного опису (загальних диференціальних рівнянь двофазного потоку), але в той же час дозволяють зрозуміти кілька глибоких закономірностей досліджуваних процесів, що стосуються руху потоку суцільної фази та дисперсних часток по криволінійних сепараційних каналах; руху сепарованої рідини в плівці, яка стікає по вертикальній стінці сепараційного каналу в полі сили тяжіння; взаємодії плівки сепарованої рідини з газовим потоком, який рухається перехресно по каналу; розподілу та міграції рідини в волокнистому шарі фільтру та інших. Крім того, використання розроблених моделей надає можливості необмеженого розширення діапазонів зміни визначальних величин та дослідження незалежного впливу окремих факторів. З урахуванням вказаних припущень моделі руху газодисперсного потоку

виконується моделювання плинину газодисперсного потоку в криволінійних сепараційних каналах насадкових жалюзійних інерційно-фільтруючих блоків газосепараторів, який можна відносно просто розраховувати та будувати з будь якою необхідною точністю. Для перевірки адекватності розроблених математичних моделей та ідентифікації досліджуваних систем на емпіричному рівні наукових досліджень дотримано наступні основні умови подібності моделей та руху газодисперсних систем: геометрична подібність обмежених стінками розрахункових (модельованих) геометричних областей внутрішнього простору криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналів та насадкових жалюзійних блоків інерційно-фільтруючих газосепараторів, в яких відбувається цей рух; подібність руху суцільного середовища в цих системах ($2300 \leq Re \leq 100000$); подібність руху самих дисперсних часток (краплин).

Точне розв'язання задачі оптимального профілювання криволінійних каналів представляє суттєві труднощі, тому на практиці часто застосовують наближені прийоми, засновані на зрозумілих фізичних уявленнях про гідродинамічно доцільний розподіл швидкостей газового потоку в перетині та в пристінкових областях каналу [334]. Виходячи з цих міркувань, розміри поперечного перетину на вході в криволінійний інерційно-фільтруючий сепараційний канал обираються з міркувань задоволення площі перетину, яка б забезпечувала доцільну з точки зору гідравлічного опору швидкість газу на вході при заданій витраті газокраплинного потоку. Далі криволінійний інерційно-фільтруючий сепараційний канал профілюється методом послідовних наближень [306], починаючи з орієнтовних побудовань, у відповідності до основних вимог до форми та співвідношення параметрів окремих ділянок, створення умов для інерційного осадження дисперсних часток при зміні напрямку руху потоку суцільної фази з дотриманням необхідних по середній швидкості потоку прохідних перетинів, а потім лінії, що профілюють форму каналу (профіль стінок з жалюзей) згладжуються з метою запобігання сполучення ділянок зі стрибкоподібною зміною радіусів кривизни по напрямку руху потоку (характерно для криволінійного сепараційного каналу з

напівкілець), що особливо важливо, бо в точках такого сполучення розрахунковий розподіл швидкостей або тиску при плинні потоку матиме дотичну складову, що підвищує вірогідність виникнення відривного плинну. Після попереднього побудування криволінійного сепараційного каналу здійснюється розрахунок розподілу швидкостей в розрахунковій області каналу та на стінках, що його обмежують, і, за необхідності, форма каналу додатково коригується, виходячи з бажаних змін отримуваного розподілу швидкостей [335].

До розподілу швидкостей потоку суцільної (несучої) фази на стінках криволінійного сепараційного каналу пред'являються наступні основні вимоги. На конфузорних (розгінних) ділянках, починаючи від входу та точок гальмування потоку, що набігає, швидкості повинні монотонно збільшуватися. Після конфузорних ділянок, перед зоною інерційної сепарації, слід передбачити дифузорні (гальмівні) ділянки, які сприяють сепарації дисперсних часток с потоку суцільної (несучої) фази. Зі зменшенням швидкості потоку газу зменшується сила аеродинамічного опору, яка заволікає краплі за основним потоком, що полегшує рух краплин по інерції в полі відцентрових сил до зовнішніх стінок криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу. Крім того, збільшення тиску на криволінійній ділянці каналу сприяє поглинанню сепарованих краплин чи утвореної плівки рідини шаром фільтруючих елементів з подальшим відведенням (дренуванням) сепарованої рідини до дренажних каналів і далі з інерційно-фільтруючого сепараційного пристрою. Фільтруючі елементи, та зокрема поверхні «висачування» (поверхня розмежування фаз в шарі волокнистих матеріалів) слід розглядати як умовні стінки, на яких швидкість потоку приймає незмінне значення, яке відповідає постійному тиску в дренажних каналах. Особливо слід звернути увагу на профілювання дифузорних ділянок криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу, на яких можливі найбільші втрати напору пов'язані з відривом потоку, а така можливість обмежує градієнт швидкості (тиску) на стінках криволінійного каналу. У відповідності до теоретичних та

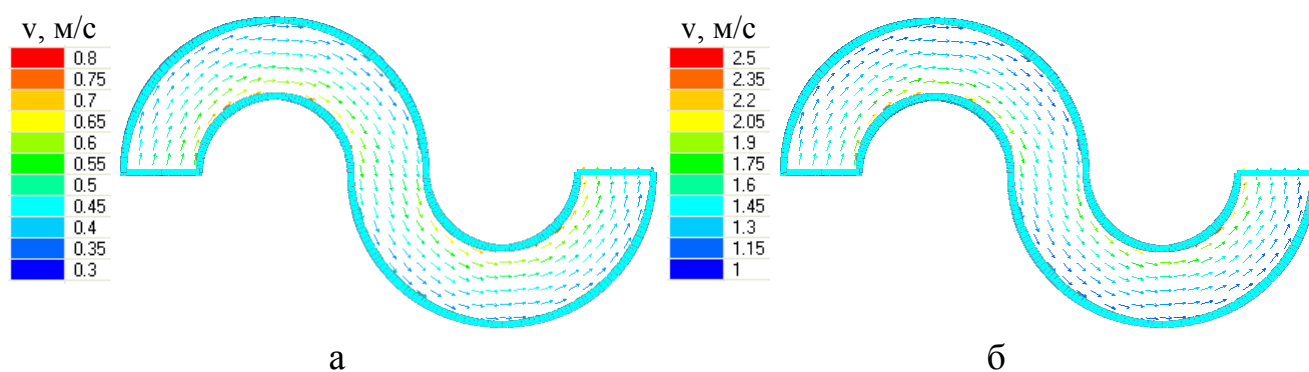
експериментальних даних [306] умові безвідривного плинну задовольняє зменшення швидкості потоку не більше ніж на 25% по довжині стінки, яка дорівнює ширині каналу. Причому за рекомендаціями загальне зниження швидкості на них не повинно перевищувати трьохкратне [320, 334, 336].

Вибір геометричних параметрів криволінійних інерційних сепараційних каналів визначається перш за все гідродинамічною доцільністю, а також урахуванням рикошетів з ударним унесенням бризок сепарованої рідини зі стінок каналів. Слід також враховувати вплив геометричних параметрів каналу на ефективність сепарації та гідравлічний опір сепараційних каналів.

Таким чином, для заданих умов на вході в криволінійний інерційно-фільтруючий сепараційний канал та виході з нього (витрата газового потоку, поля швидкостей та тисків), з урахуванням в'язкості, існує оптимальна геометрична форма каналу, яка забезпечує мінімальні втрати повного тиску [306]. Для досліджуваних моделей криволінійних каналів (рис.7.1) при наявності 4 гофр гідравлічний опір не перевищує 150-350 МПа, найменші втрати повного тиску характерні для криволінійних каналів зі стінками з напівкілець різного радіусу та зі стінками синусоїдального профілю з найбільшим розкриття гофр, що пояснюється рівномірною шириною по довжині криволінійного каналу.

Особливості формування потоку газу в криволінійних каналах зі стінками з гофрованих жалюзійних пластин різного профілю в умовах перехідного, турбулентного ($2300 \leq Re \leq 10000$) та усталеного (розвинутого) турбулентного ($10000 \leq Re \leq 100000$) гідродинамічних режимів руху можна наочно проаналізувати за результатами математичних моделювань CFD-методами, комп'ютерну візуалізацію яких наведено на рис.7.2-7.4, причому зображений потік на 2 гофрі є характерним і для наступної 3 та 4 гофр. Для моделювання (імітаційні експерименти) формування потоку газу в криволінійних каналах методами обчислювальної гідродинаміки виконано з використанням різного спеціального програмного забезпечення (ANSYS CFX та Fluent, COMSOL Multiphysics, Flowvision, SolidWorks Flow Simulation та інші) [325,

328, 330, 332, 333]. Завдання початкової розрахункової сітки здійснено з урахуванням, що програмне забезпечення використовує локально адаптивну розрахункову сітку. Для роздрібнення малих деталей геометрії розрахункової області і високих градієнтів величин, що розраховуються, використовується прямокутна адаптивна локально подрібнена сітка. Суть цієї технології полягає в наступному. В усій розрахунковій області вводиться прямокутна сітка. Виділяються підобласті з особливостями геометрії або течії, в яких необхідно провести розрахунок на дрібнішій, ніж початкова, сітці. При цьому розрахунковий осередок, в який потрапила особливість, що виділялася, ділиться на 8 рівних осередків (у тривимірному випадку, в двовимірному — на 4 осередки). Зазвичай при використанні адаптивної локально подрібненої сітки геометрія об'єктів в розрахунковій області апроксимується першим порядком точності. Підвищення порядку розбиття сітки біля поверхонь дозволяє зменшити похибку, що вноситься такою апроксимацією. Початкову розрахункову сітку геометричної області досліджуваних моделей (рис.7.1) завдано рівномірною 2400 комірок, з урахуванням її адаптації методом локального подрібнення комірок за першим рівнем в місцях перетину комірок сітки зі стінкою, число розрахункових комірок становило до 15000. Кількість ітерацій розв'язання рівнянь Нав'є-Стокса, нерозривності, зберігання маси, імпульсу та енергії — 1000, крок інтегрування за часом завдавався рівним одній десятій часу, який буде потрібно частці, випущеній з входу в розрахункову область, щоб досягти виходу з розрахункової області.



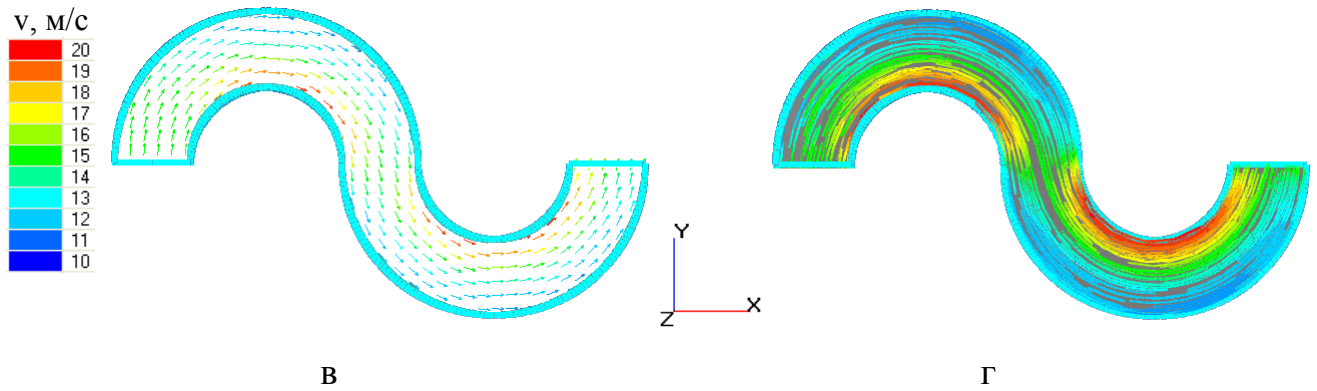
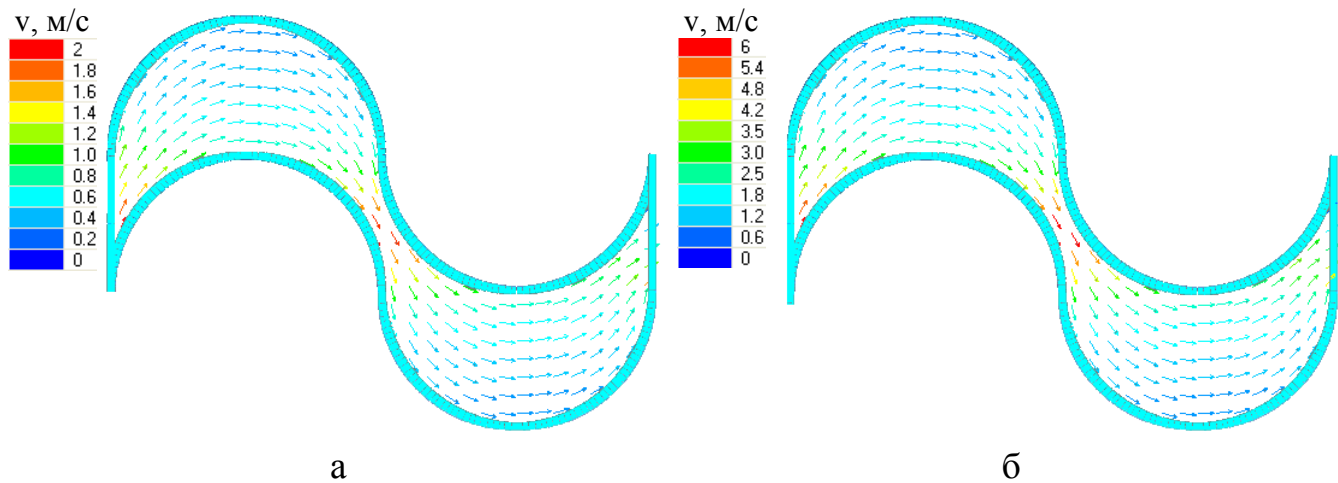


Рисунок 7.2 – Моделювання формування газового потоку в горизонтальному перетині криволінійного сепараційного каналу зі стінками з напівкілець різного радіусу: а, б, в - розподіл полів швидкостей v (вектори) при $Re \geq 2300$, $Re \geq 10000$ та $Re \leq 100000$ відповідно; г - лінії плин (зафарбування за значенням модуля швидкості v , м/с).

Математичними моделюваннями підтверджено, що у неусталених турбулентних (перехідних) гідродинамічних режимах ($2300 \leq Re \leq 10000$) газовий потік в'язко безвідривно обгинаючи обтікає виступи та западини, практично точно повторюючи геометричну конфігурацію криволінійного сепараційного каналу (рис.7.2а, б, рис.7.3а, б).



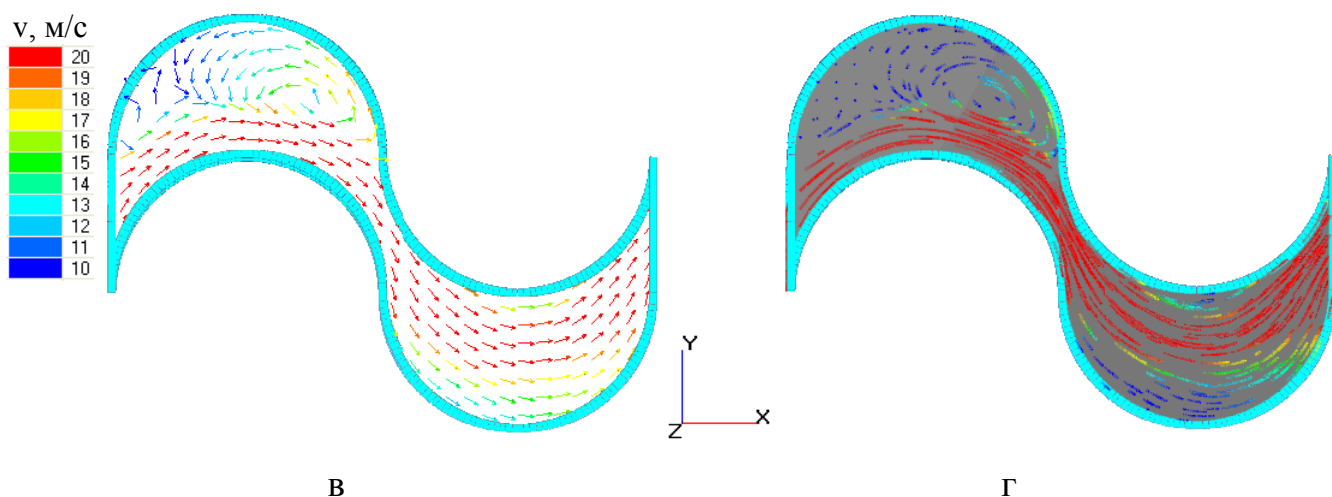


Рисунок 7.3 – Моделювання формування газового потоку в горизонтальному перетині криволінійного сепараційного каналу зі стінками з напівкілець однакового радіусу: а, б, в – розподіл полів швидкостей v при $Re \geq 2300$, $Re \geq 10000$ та $Re \leq 100000$ відповідно; г – лінії плин (зафарбування за значенням модуля швидкості v , м/с).

Причому такий характер обтікання є характерний і для криволінійного сепараційного каналу зі стінками з напівкілець різного радіусу з постійною шириною каналу при усталеному турбулентному режимі ($10000 \leq Re \leq 100000$) руху газового потоку (рис.7.2в), а для криволінійного сепараційного каналу зі стінками з напівкілець однакового радіусу за такого режиму при нормальному розподілі швидкостей на вході в канал в першій гофрі вірогідне утворення зворотних струмів завихрення (рис.7.3в, г), а в області зміни напрямку кривизни стінок каналу, внаслідок різкого зменшення прохідного перетину, помітне зростання в 2-3 рази локальних швидкостей руху газового потоку. Відмічені області є зонами потенційного диспергування плівки вловленої рідини та вторинного бризкоунесення (рис.7.3в, г), що в подальшому підтверджено результатами досліджень й дослідно-промислових зразків жалюзійних сепараторів (додаток Е). Визначено, що в момент різкого підвищення швидкості потоку в міжжалюзійному сепараційному каналі в області зміни напрямку кривизни жалюзей таких бризковловлювачів відбувається інтенсивне руйнування структури плівки рідини з утворенням вискодисперсної складової (туману) газоконденсатної суміші (розмір утворених краплин $2R=5-70$ мкм), за

якого газовим потоком підхоплюється до 50% (до 0,05 кг/с) вже відсепарованої рідини на цьому ступені (додаток Е) [330]. При цьому підвищується гідравлічний опір, стає неможливим досягнення високого ступеня очищення, знижується значення здатності вловлювання, ефективності та питомої продуктивності газосепаратора.

Таким чином, порівнюючи жалюзійні сепараційні пакети з криволінійними каналами зі стінками з напівкілець різного і однакового радіусів, в результаті аналізу розподілу полів швидкостей слід відмітити, що при формуванні в них газового потоку характерним є підвищення локальних швидкостей газового потоку поблизу виступів криволінійних ділянок стінок каналів (максимальна швидкість), та зниження локальних швидкостей газового потоку в області западин (мінімальна швидкість) у порівнянні з середньою швидкістю при турбулентному режимі руху газового потоку, що добре корелюється з отриманим розв'язком диференціальних рівнянь руху газового потоку. Причому такий розподіл є більш рівномірним для криволінійних каналів зі стінками з напівкілець різного радіусу ніж для каналів зі стінками однакового радіусу, в яких можна чітко виділити розгінні (конфузорні) та гальмівні (дифузорні) ділянки газового потоку. Таким чином, якщо розглядати одну криволінійну ділянку, то перший тип криволінійних каналів (рис.7.1а, 7.2) за принципом дії є прототипом циклонів і заснований на механізмах сепарації в полі відцентрових сил, а другий тип (рис.7.1б, 7.3) — інерційних відбійників, заснований на інерційних механізмах сепарації відповідно. Кожен з розглянутих типів має свої взаємно протилежні переваги та недоліки (технологічність виготовлення жалюзійних пластин, гідравлічний опір, продуктивність, ступінь розділення та ефективність сепарації). Більш рівномірний розподіл локальних швидкостей несучої фази у криволінійних міжжалюзійних сепараційних каналах та, відповідно, підвищення ефективності сепарації (за рахунок запобігання вторинному бризкоунесенню внаслідок різкого стрибка швидкостей в міжжалюзійному сепараційному каналі у області зміни напряму кривизни жалюзей) можна отримати внаслідок застосування

синусоїдальної форми жалюзійних пластин (рис.7.1в, рис.7.4).

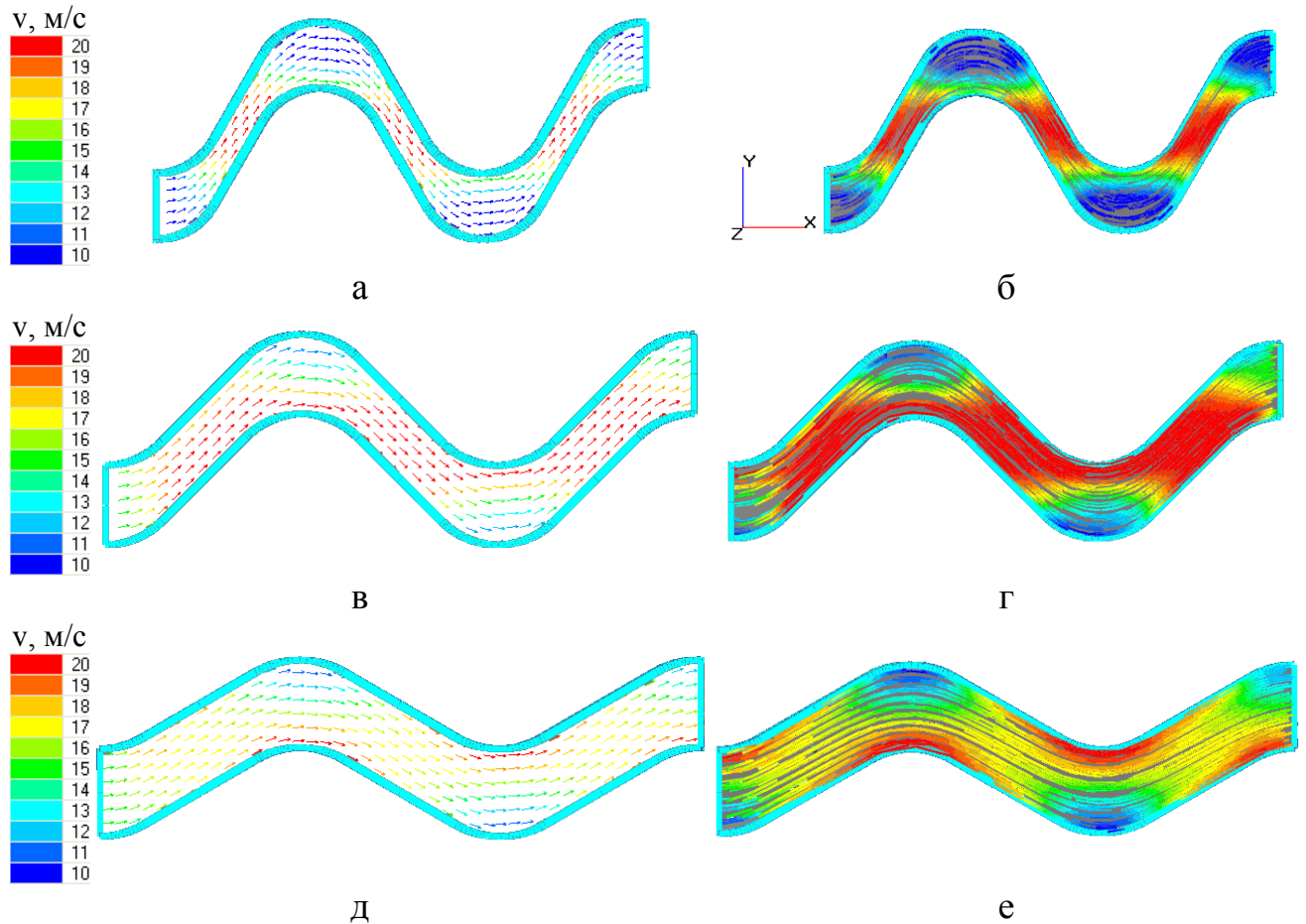


Рисунок 7.4 – Розподіл полів швидкостей v (вектори) та лінії плинуну (зафарбування за значенням модуля швидкості v , м/с) турбулентного газового потоку ($10000 \leq Re \leq 100000$) в горизонтальному перетині криволінійного сепараційного каналу зі стінками синусоїдального профілю з кутом розкриття гофр: а, б – $\varphi=60^\circ$; в, г – $\varphi=90^\circ$; д, е – $\varphi=120^\circ$.

Таким чином, взаємне поєднання переваг та виключення недоліків розглянутих жалюзійних блоків можливе при застосуванні жалюзійних пластин синусоїдального профілю, які утворюють канали змінного по довжині перетину з плавними обводами та розгінними (прямолінійними) і гальмівними (западни) ділянками. В таких каналах необхідного ступеня та ефективності сепарації за мінімального гідравлічного опору можна досягти певним сполученням конструктивних параметрів (радіус гофр, довжина прямолінійних ділянок, ширина каналу, кількість гофр та інших) [331]. Експериментально формування

газового потоку та розподіл швидкостей (рис.7.5) в таких каналах визначено методом аеродинамічного зондування (п.2.2.2) на масштабній моделі криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу (рис.7.1в) з використанням експериментальної установки, схема якої наведена на рис.2.8, а основні технічні характеристики (обладнання, пристрої та матеріали) у підрозд.2.3 [306, 323, 326, 328]. При зондуванні криволінійного каналу синусоїдального профілю отримано численні дані за складовими швидкості газового потоку на кожній криволінійній ділянці, приклад такого розподілу швидкостей наведено на рис.7.5.

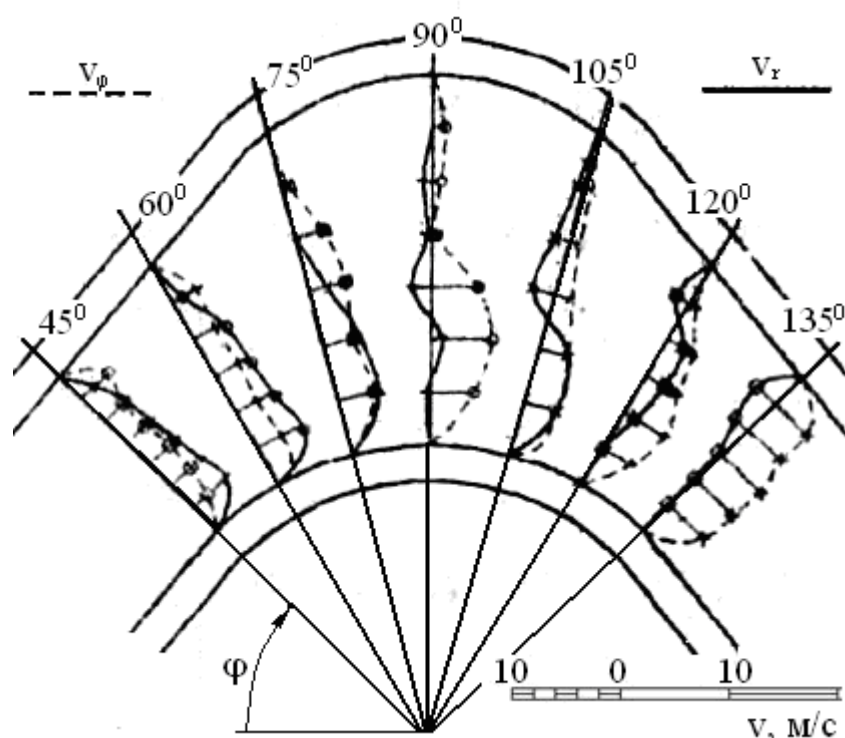


Рисунок 7.5 – Епюри складових окружної v_φ і радіальної v_r складових компонент швидкості потоку газу в межах однієї з криволінійних ділянок каналу [326]

Експериментальними дослідженнями масштабних моделей сепараційних каналів зі стінками синусоїдального профілю (у режимах $2300 \leq Re \leq 10000$) підтверджено, що у перехідному режимі газовий потік в'язко безвідривно обтікає, обгинаючи виступи та западини, практично точно повторюючи геометричну конфігурацію криволінійного сепараційного каналу. Максимальне значення швидкості характерне для ядра газового потоку. Прикордонні

(ламінарі) шари поблизу стінок каналу, особливо в місцях западин, характеризуються мінімальними швидкостями руху газу, в деяких навіть вірогідне виникнення зворотних струмів та вихрових течій, що підтверджується коливанням локальних швидкостей навколо дотичних та від'ємних значень в області западин на криволінійних ділянках каналу (рис.7.5). Цей факт пояснюється тим, що при русі потоку газу по криволінійному каналу динамічний тиск (швидкісний напір) на вогнутій стінці і випуклій стінці каналу є різним і змінюється в напрямку руху. У зв'язку з цим виникають вторинні течії, які є замкнутими у перетині каналу. Вказані течії складаються з двох потоків, які біля плоских стінок направлені до випуклої поверхні, а в центрі каналу – до вогнутої поверхні і мають симетрично-амплітудний характер, що відповідає повному кроку гофрованих ділянок. Таке явище приводить до замкнутих вихрових областей у всьому перетині потоку. При розвинутій турбулентній течії потоку ($Re \geq 10000$) виявлено збільшення більш ніж у два рази локальних швидкостей газового потоку поблизу виступів криволінійних ділянок стінок каналу (при $\varphi \geq 60 \div 70^\circ$), що є зонами потенційного диспергування плівки вловленої рідини та вторинного бризкоунесення (рис.7.4, 7.5) [306, 323]. Схожі спостереження було виявлено і попередніми дослідженнями, опублікованими у роботах [337, 338], результати яких наведено для порівняння на рис.7.5. У результаті після розглядання та аналізу розподілу локальних швидкостей руху газового потоку по криволінійному сепараційному каналу чітко визначено геометричні зони доцільного розташування фільтруючих елементів у місцях западин сепараційного каналу упритул до стінок жалюзі, де локальні швидкості сягають мінімальних, та з іншого боку, обмежені лініями рівних швидкостей $|v| = \text{const}$ (ізотами) зі значеннями швидкості, що дорівнюють швидкості газового потоку на вході у криволінійний канал, та значеннями кута $\varphi = 60 \div 110^\circ$ (рис.7.7).

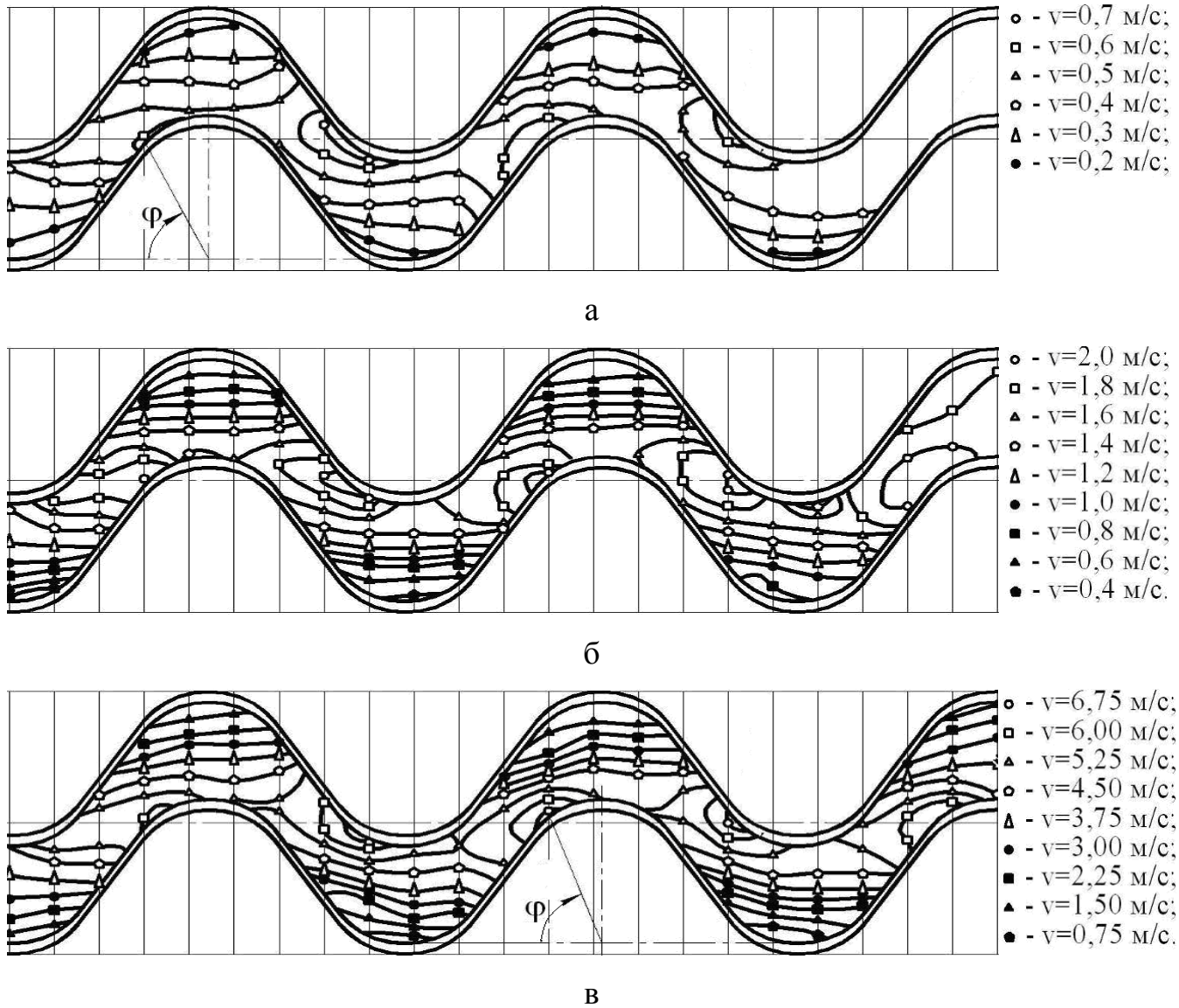


Рисунок 7.6 – Розподіл локальних швидкостей руху (ізотахи) газового потоку по криволінійному каналу в горизонтальному перетині криволінійного сепараційного каналу зі стінками синусоїдального профілю [306, 323, 337]: а – $Re=4000$; б – $Re=13500$; в – $Re\geq 40500$.

До аналогічних висновків зводяться і результати CFD-моделювань з визначення розподілу полів швидкостей турбулентного газового потоку ($10000\leq Re\leq 100000$) в горизонтальному перетині криволінійного сепараційного каналу зі стінками синусоїдального профілю (рис.7.7), причому співставлення їх з експериментальними даними (рис.7.6в) підтверджує достатню збіжність.

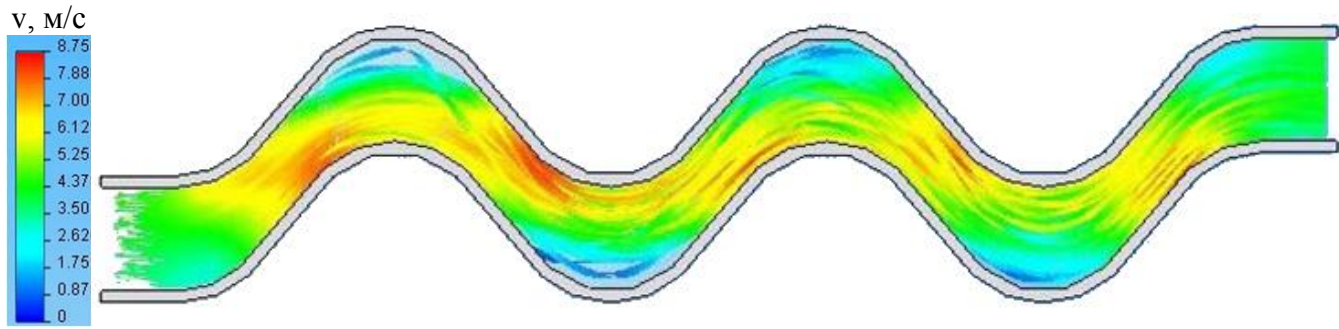


Рисунок 7.7 – Розподіл полів швидкостей v турбулентного газового потоку ($10000 \leq Re \leq 100000$) в горизонтальній перетині криволінійного сепараційного каналу зі стінками синусоїдального профілю [338]

Узагальнення та співставлення результатів розрахунків за аналітичними залежностями значень складових компонент швидкості руху суцільного потоку (рис.7.8) з відповідними значеннями, отриманими шляхом експериментальних досліджень методом аеродинамічного зондування на масштабній моделі криволінійного каналу (табл.7.1) наведено на рис.7.9. Розбіжність результатів не перевищує 5%.

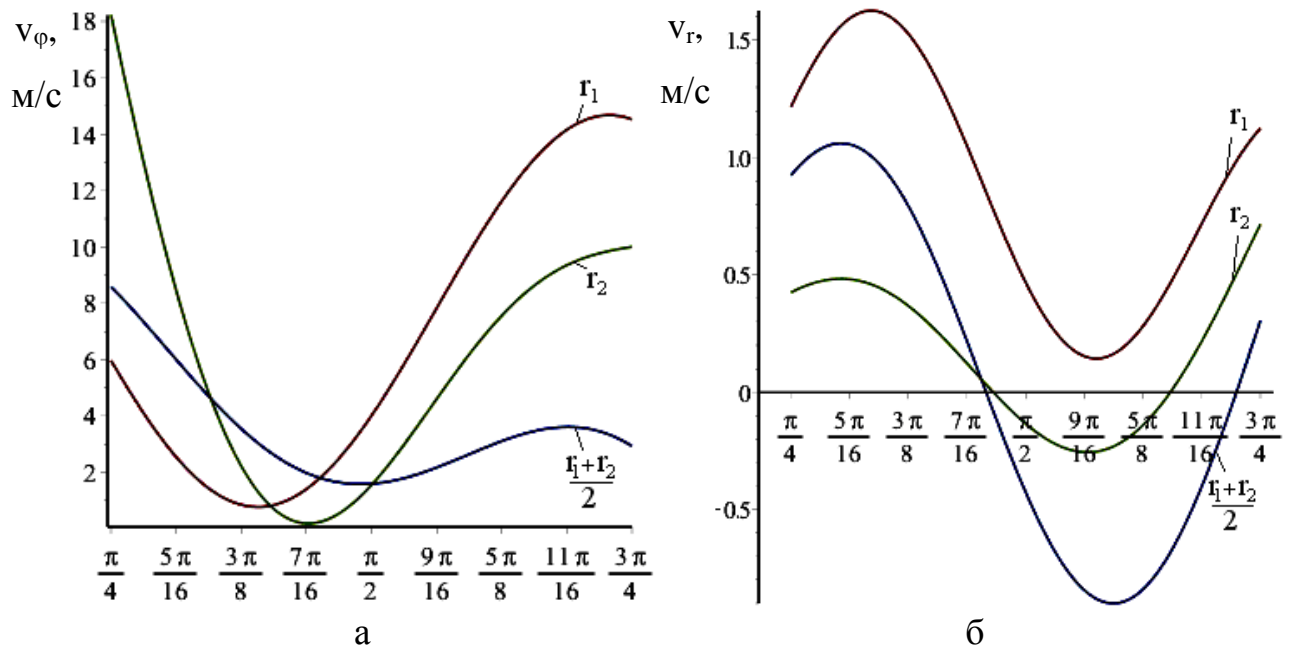


Рисунок 7.8 – Розподіл окружної v_ϕ (а) і радіальної v_r (б) складових компонент швидкості в пристінкових шарах та в ядрі потоку газу ($Re=50000$) вздовж каналу [338]

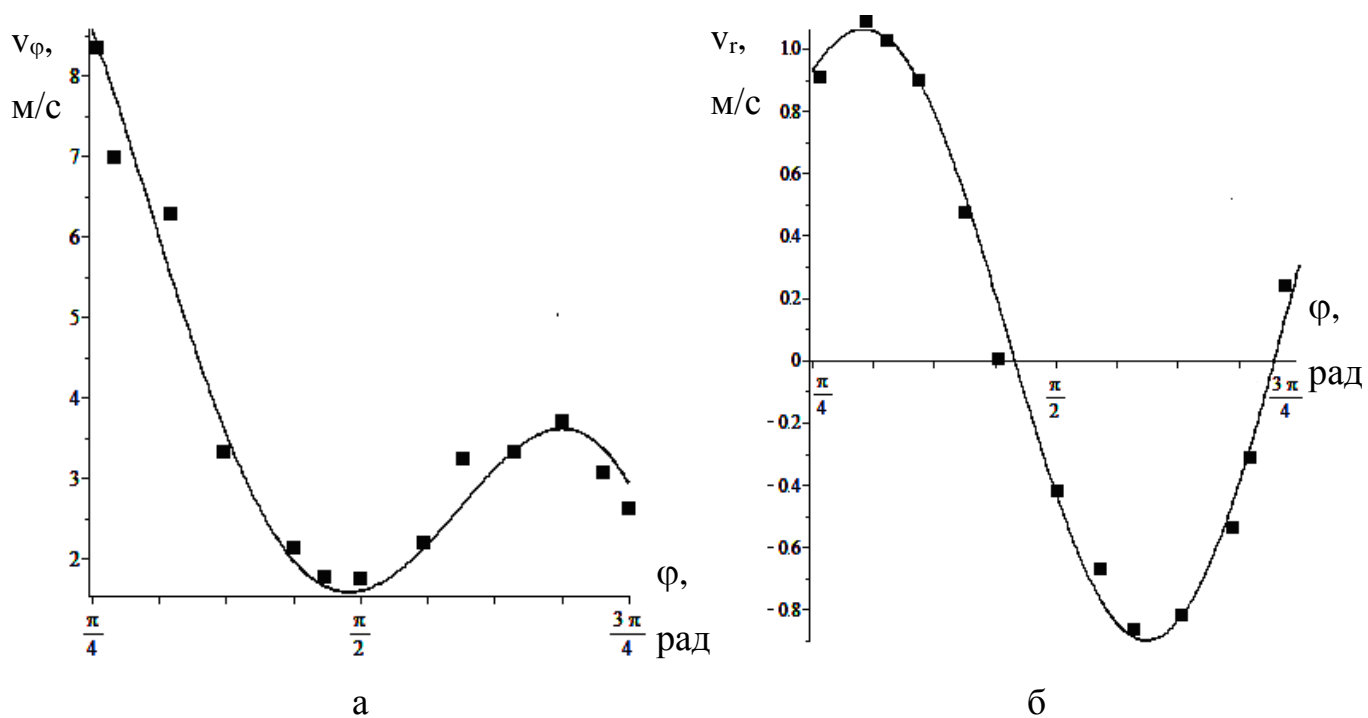


Рисунок 7.9 – Співставлення розрахункових та експериментальних значень окружної v_ϕ (а) і радіальної v_r (б) складових компонент швидкості потоку в криволінійному сепараційному каналі зі стінками синусоїдального профілю [338]

7.3. Перенесення та сепарація краплин рідини у турбулентному газорідинному потоці. Механізми вловлювання дисперсних часток інерційно-фільтруючими сепараційними елементами

Високодисперсні краплі рідини завдяки малій масі та інерції з легкістю заволакуються турбулентним газовим потоком, який плавно огинає перепони в інерційно-фільтруючих сепараційних каналах, і рухаються по криволінійних траєкторіях, наближених до ліній плинку суцільної фази. Середньодисперсні та крупнодисперсні краплі, які відрізняються більшою масою, намагаються зберегти без змін величину та напрям своєї швидкості, і як наслідок в більшій або меншій мірі відхиляються від ліній плинку завдяки своїй інерції, причому ступінь такого відхилення визначається інерційним пробігом краплин, що призводить до інерційного осадження краплин на стінках інерційно-фільтруючих сепараційних каналів при зміні напрямку плинку на криволінійних

ділянках каналів та в місцях різкої зміни напрямку плинину при обтіканні різних сепараційних елементів (відбійників, волокон і т.п).

Розроблені моделі руху газодисперсного потоку в криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналах та запропоновані їх розв'язки (підрозд.3.1) дозволяють отримати поля розподілу градієнтів тисків в газовій фазі, поля розподілу швидкостей руху несучого потоку та дисперсних часток, які визначають лінії току газового потоку та траєкторії руху краплин рідини в інерційній сепараційній зоні.

При розрахунках траєкторій перенесення краплин рідини турбулентним газовим потоком за диференціальними рівняннями руху необхідно враховувати нормальну та тангенціальну складову сили інерції, що діють на краплі при перенесенні їх газовим потоком та сепарації в насадкових жалюзійних інерційно-фільтруючих сепараційних блоках. Розрахунок траєкторій слід починати з точок у певній області простору розрахункової області криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналів, в яких швидкість краплин відома, наприклад на вході в криволінійні сепараційні канали, які розташовані на певній відстані від криволінійних ділянок, де рух суцільного середовища можна рахувати прямолінійним та рівномірним, а швидкості часток за відсутності зовнішніх сил однаковими.

Припускаючи, що на вході в криволінійний інерційно-фільтруючий сепараційний канал краплі рідини рухаються зі швидкістю, яка дорівнює швидкості газового потоку і визначається з рівняння витрати, після визначення за аналітичними залежностями полів швидкостей суцільної та дисперсної складових потоку у інерційній зоні криволінійного сепараційного каналу може бути розраховано і побудовано траєкторії руху часток, які знаходяться чисельним циклічним розв'язанням ряду Тейлора для $r(\varphi)$, з наступним розв'язанням статистичної задачі з визначення розрахункового розподілу вловлених часток на зовнішній стінці каналу.

В загальному вигляді система рівнянь для складових швидкості руху газового потоку мають вигляд [339, 340]:

$$\begin{cases} v_r = \frac{dr}{dt}; \\ v_\varphi = r \frac{d\varphi}{dt}. \end{cases} \quad (7.1)$$

Для знаходження траєкторій руху (ліній плин) газового потоку ($r(\varphi)$) розділимо дані вирази один на одного

$$F(r, \varphi) = \frac{dr}{d\varphi} = \frac{v_r r}{v_\varphi}. \quad (7.2)$$

і для розв'язання отриманого рівняння, запишемо ряд Тейлора для $r(\varphi)$:

$$r(\varphi) \approx r(\varphi_0) + \left(\frac{dr}{d\varphi} \right)_0 \Delta\varphi + \frac{1}{2} \left(\frac{d^2 r}{d\varphi^2} \right)_0 \Delta\varphi^2, \quad (7.3)$$

де $\Delta\varphi$ – кутовий крок.

Рівняння (7.3) вирішується чисельно для кількості кутових ділянок $N=1000$ та кількості розрахункових точок на кожній ділянці $P=20$. Розрахунок проводиться для області значень від r_1 до r_2 та для однієї гофри, тобто $\varphi=0 \dots \pi$.

Для побудови розрахункових ліній плин газового потоку в горизонтальному перетині криволінійного сепараційного каналу зі стінками з напівкілець різного радіусу (r_1, r_2) слід задати та обрахувати цикл (рис.7.10):

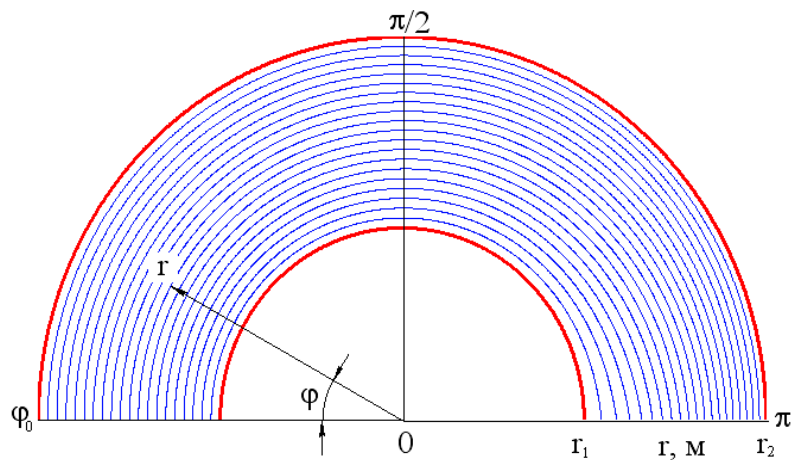


Рисунок 7.10 – Розрахункові траєкторії руху (лінії плин) газового потоку на криволінійній ділянці сепараційного каналу [341]

$$r = \begin{cases} \ddot{a} \ddot{e} \ddot{y} i \in 0 \dots N; \\ \ddot{a} \ddot{e} \ddot{y} j \in 0 \dots P; \\ \left| \begin{array}{l} r_{i,j} \leftarrow r_2 \text{ if } r_{i,j} > r_2; \\ r_{i,j} \leftarrow r_1 \text{ if } r_{i,j} < r_1; \end{array} \right. \\ r, \end{cases}$$

де $i=0\dots N$; $j=0\dots P$.

$$r_{0,j} = (1 + \Delta\varphi) r_1 + ((1 - \Delta\varphi) r_2 - (1 + \Delta\varphi) r_1) \frac{j}{P}, \quad (7.5)$$

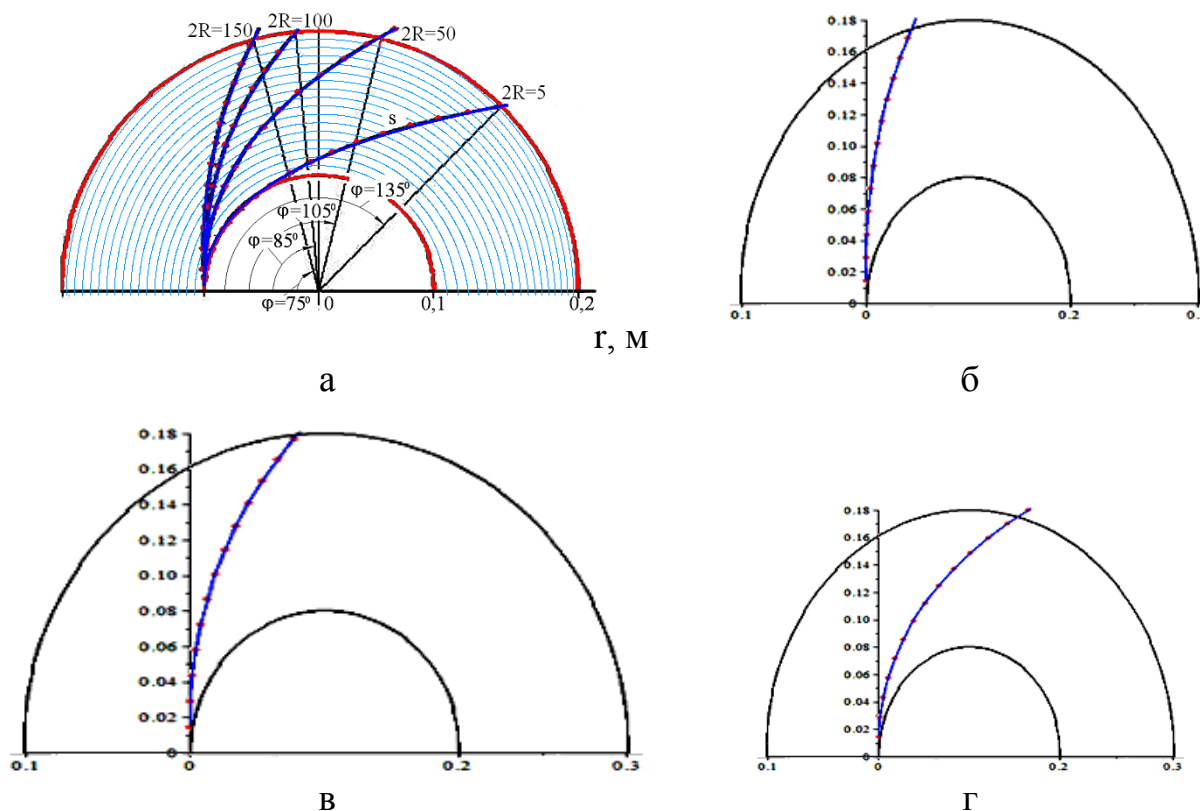
$$r_{i,j} = r_{i-1,j} + F(r_{i-1,j}, \hat{\theta}_{i-1})(\hat{\theta}_i - \hat{\theta}_{i-1}), \quad (7.6)$$

$$\text{де } \hat{\theta}_i = \frac{\pi i}{N}.$$

Основними механізмами вловлювання дисперсних часток (краплин рідини) інерційно-фільтруючими сепараційними елементами є гравітаційне та інерційне осадження краплин рідини у турбулентному потоці газу, осадження дисперсних часток на плівку вловленої рідини, осадження краплин на волокнах фільтруючого елемента. Всі ці механізми засновані на використанні гравітаційних сил та сил інерції, адгезії, гідродинамічних, капілярних та інших сил. Для визначення ефективності вловлювання (оцінки ефективності сепарації) дисперсних часток (краплин рідини) в криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналах слід виходити з припущення, що кожна крапля, яка досягла зовнішньої стінки каналу (рис.7.1а, рис.7.11, $r=r_2$) є вловленою. Звісно, якщо пройдений краплею шлях за відповідними траєкторіями приблизно дорівнює ширині каналу $s \rightarrow t_k = (r_2 - r_1)$, то крапля з високою вірогідністю досягає стінки каналу та осаджується на її поверхні (рис.7.11а), або на волокнах в шарі фільтруючих елементів, розташованих в місцях западин в криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналах.

З урахуванням логарифмічно нормального закону розподілу краплин за розмірами на вході до інерційно-фільтруючого сепараційного каналу, дисперсного складу розділюваних сумішей, як приклад, на рис.7.11 наведено розрахункові траєкторії дисперсних часток (краплин рідини) характерними розмірами $2R \times 10^{-6}$ м на криволінійній ділянці сепараційного каналу, у відповідності до геометричних параметрів модельного експериментального зразка інерційно-фільтруючого сепараційного каналу та умов проведення фізичного експерименту. Для зручності обрахунку траєкторій руху дисперсних часток (краплин рідини) їх побудовано в локальних прямокутних системах

координат (рис.7.11), початок відліку яких розташовано на вході в криволінійну ділянку в точці на стінці внутрішнього радіусу r_1 сепараційного каналу, тобто розглядається найгірший випадок для забезпечення гарантованої ефективності сепарації, коли для оцінки вірогідності вловлювання на зовнішній поверхні стінки криволінійного сепараційного каналу розглядається найбільш віддалена частка (крапля), яка в додаток в початковий момент знаходиться в області найбільш вірогідного вторинного унесення. Як витікає з наведених схем, при цьому забезпечується ефективне вловлювання дисперсних часток (краплин) розміром $2R > 5$ мкм (рис.7.11а, б, в, г, д), а високодисперсні частки (краплі) розміром $2R \leq 5$ мкм уносяться з газовим потоком (рис.7.11д). Для підвищення ефективності сепарації необхідно або збільшувати довжину дуг криволінійних ділянок (зменшувати кут розкриття гофр) при тому ж радіусу гофр, або зменшувати радіус при тій же довжині дуги, що одночасно призводить до зростання гідравлічного опору сепараційного каналу (підрозд.7.3).



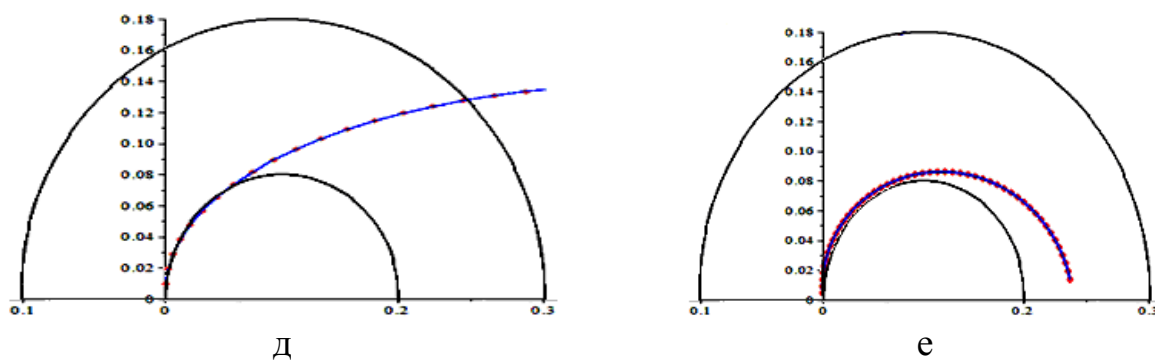


Рисунок 7.11 – Розрахункові лінії плинугазового потоку (а) в криволінійній ділянці сепараційного каналу та траєкторії руху краплин рідини розмірами $2R \times 10^{-6} \text{ м}$ [Помилка! Джерело посилання не знайдено.]: б – 150; в – 100; г – 50; д – 5; е – 1.

Подібний характер мають і траєкторії руху дисперсних часток (краплин рідини) в наступній криволінійній ділянці сепараційного каналу (рис.7.12).

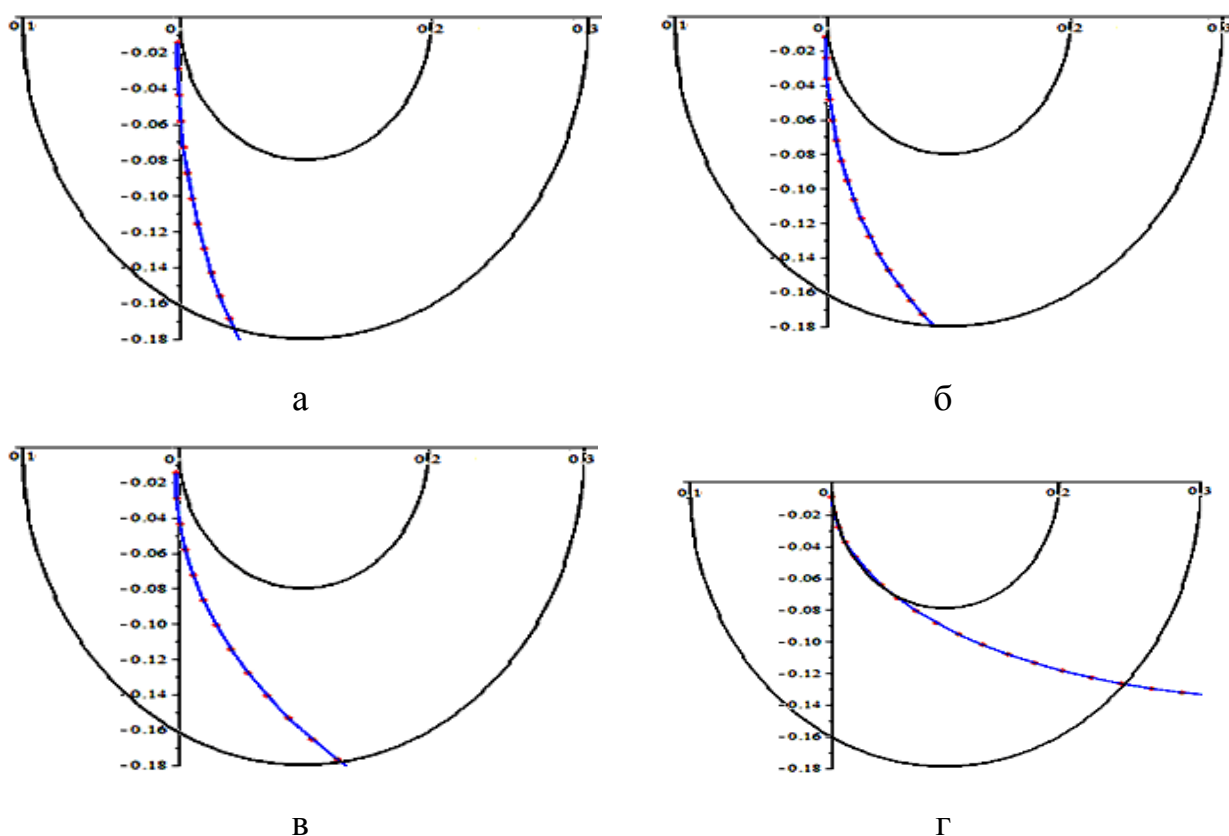


Рисунок 7.12 – Розрахункові траєкторії руху в криволінійній ділянці сепараційного каналу краплин рідини розмірами $2R \times 10^{-6} \text{ м}$ [338]: а – 150; б – 100; в – 50; г – 5.

Розрахунковий розподіл дисперсних часток (краплин рідини) $n(R)$, які

переносяться газовим потоком по перетину криволінійного сепараційного каналу задається циклом:

$$n(R) = \begin{cases} \ddot{\text{a}} \ddot{\text{e}} \ddot{\text{y}} j \in 0 \dots P; \\ \left| \begin{array}{l} n(R)_j \leftarrow 0; \\ \ddot{\text{a}} \ddot{\text{e}} \ddot{\text{y}} i \in 0 \dots N; \\ n(R)_j \leftarrow n(R)_j + 1, \ddot{\text{y}} \hat{e} \hat{u} \hat{i} \cdot r_{i,j} > r_2; \end{array} \right. \\ n(R). \end{cases} \quad (7.7)$$

Розв'язання статистичної задачі з визначення розрахункового розподілу вловлених дисперсних часток (краплин рідини) на зовнішній стінці криволінійного сепараційного каналу можна представити у вигляді циклу:

$$n(R)_{\text{нò}} = \begin{cases} n(R)_{\text{нò}} \leftarrow 0 \\ \ddot{\text{a}} \ddot{\text{e}} \ddot{\text{y}} j \in 0 \dots P \\ n(R)_{\text{нò}} \leftarrow n(R)_{\text{нò}} + 1, \ddot{\text{y}} \hat{e} \hat{u} \hat{i} \cdot n(R)_j > 0, \\ n(R)_{\text{нò}} \end{cases}, \quad (7.8)$$

де $n(R)_{\text{ст}}$ – кількість розрахункових дисперсних часток (краплин рідини), які досягли зовнішньої стінки каналу.

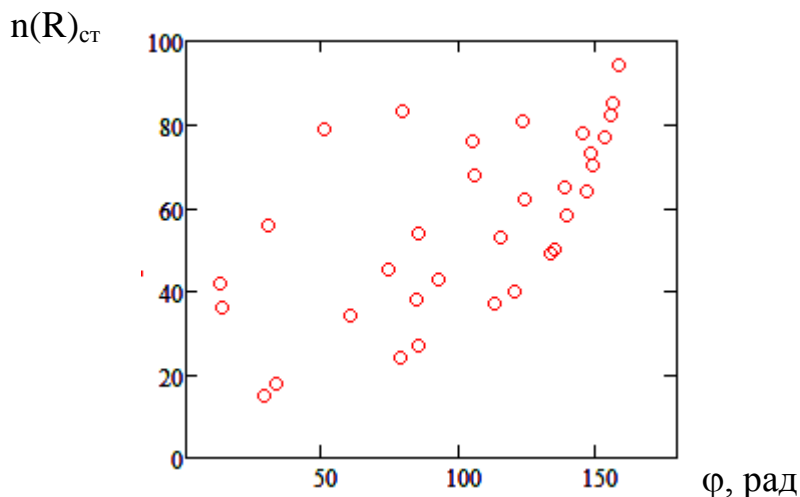


Рисунок 7.13 – Розрахунковий розподіл вловлених часток (краплин) $n(R)_{\text{ст}}$ на зовнішній стінці сепараційного каналу ($r=r_2$) [341]

Обчислення за циклами (7.4), (7.7) та (7.8) визначають розрахунковий розподіл дисперсних часток (краплин рідини) $n_{\text{ст}}$ на зовнішній стінці криволінійного сепараційного каналу (рис.7.13). Аналізом розрахункових даних

з'ясовано, що краплі рідини вловлюються по всій довжині гофрованих жалюзійних пластин, але найбільша їх концентрація досягається на стінці в області западин криволінійних сепараційних каналів (рис.7.11а, рис.7.13, $\varphi=75\div 135^\circ$). За різницею точок перетину траєкторій руху часток і зовнішньої стінки каналу можна визначити зони ефективного вловлювання дисперсних часток в сепараційному каналі, тобто ці зони визначають місце доцільного розташування в інерційних сепараційних каналах фільтруючих елементів з метою уникнення вторинного унесення бризок сепарованої рідини.

Для визначення необхідного місця розташування фільтруючого елемента та його геометричних розмірів, визначається функція щільності розподілу (рис.7.14) вловлених дисперсних часток (краплин рідини) $n(R)$ на зовнішній стінці криволінійного сепараційного каналу ($r=r_2$), при цьому вирішується статистична задача, яку можна представити у вигляді циклу:

$$n(R) = \begin{cases} \text{ä } \ddot{y} \text{ } t \in 0 \dots \frac{180}{\Delta \varphi} - 1; \\ \left| \begin{array}{l} n(R)_t \leftarrow 0; \\ \text{ä } \ddot{y} \text{ } j \in 0 \dots P; \\ n(R)_t \leftarrow n(R)_{t-1} + 1, \text{ } \ddot{y} \hat{=} \hat{=} \Delta \varphi t < \varphi_j \leq \Delta \varphi (t + 1); \end{array} \right. , & (7.9) \\ n(R). \end{cases}$$

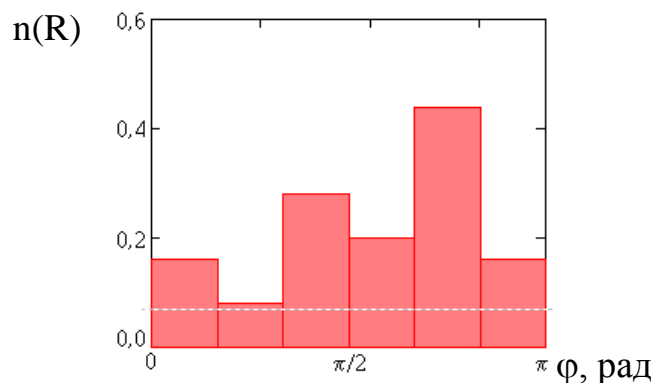


Рисунок 7.14 – Функція щільності розподілу вловлених часток $n(R)$ на зовнішній стінці сепараційного каналу ($r=r_2$) [341]. де $n(R)$ – кількість вловлених дисперсних часток (краплин рідини) на кроці t , долі; t – крок

розрахунку; $\Delta\phi$ – кутовий крок розрахунку.

Отже, для криволінійного каналу, утвореного стінками з напівкілець різного радіусу, для мінімізації зриву вловленої плівки рідини, доцільним є розташування фільтруючого елемента в місцях западин гофрованих жалюзійних пластин, тобто на ділянках максимального скупчення уловлених краплин (рис.7.14). Саме в цих зонах на внутрішній поверхні жалюзей є доцільним розташування фільтруючих елементів. При чому їх розмір та геометрія визначається розподілом краплин рідини по зовнішній стінці каналу (рис.7.13, 7.14), отриманим вирішенням статистичних задач (сектор $\phi=60-150^\circ$), а також характером руху та взаємодії плівки сепарованої рідини з газовим потоком. Отримані дані характеризують процес сепарації краплинної рідини з газового потоку на перших криволінійних ділянках інерційно-фільтруючого сепараційного каналу (рис.7.11, 7.12). Для знаходження розподілів складових швидкостей газового потоку, траєкторій руху та ефективності уловлення краплин рідини на кожній наступній криволінійній ділянці, слід розв'язувати задачу ітераційно за наведеною вище методикою.

Застосовуючи CFD-методи для математичного (чисельного) моделювання процесів сепарації гетерогенних систем, що полягають у виділенні областей двох типів, які описуються у рамках дискретного і континуального підходів, здійснено спроби імітаційного моделювання процесів перенесення турбулентним газовим потоком, інерційної сепарації та вторинного унесення дисперсних часток (краплин рідини) в криволінійних сепараційних каналах зі стінками синусоїдального профілю, результати яких наведено на рис.7.15-7.17.

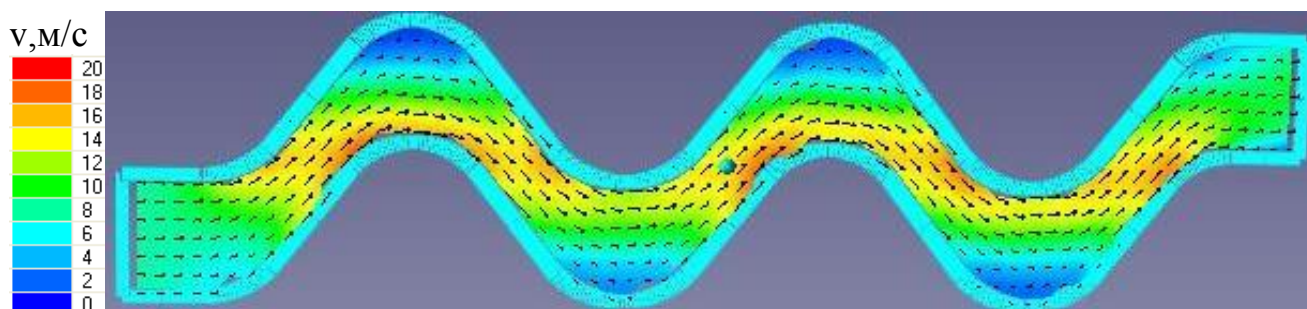


Рисунок 7.15 – Розподіл полів швидкостей v газового потоку по криволінійному

сепараційному каналу синусоїдального профілю

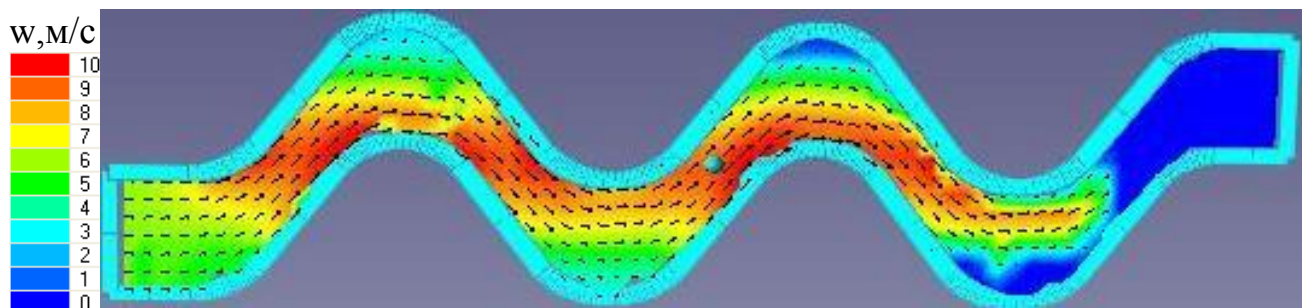


Рисунок 7.16 – Розподіл полів швидкостей w дисперсних часток (краплин рідини) в потоці газу по криволінійному сепараційному каналу синусоїдального профілю

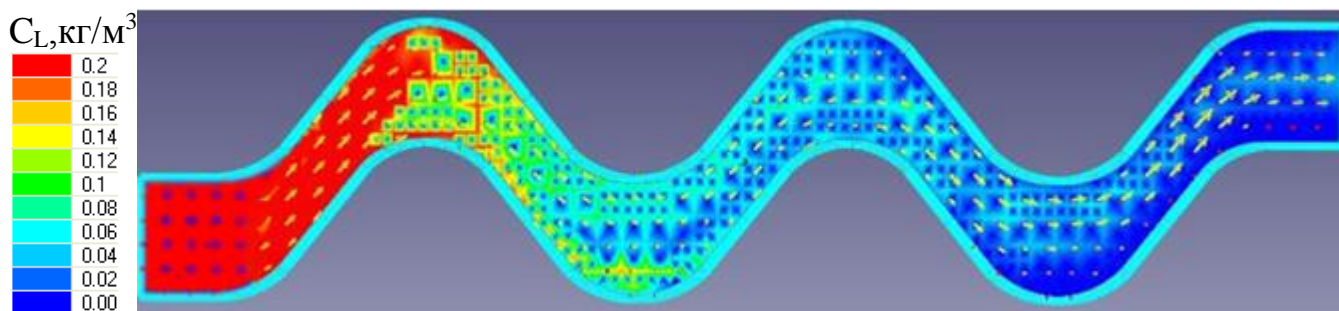


Рисунок 7.17 – Вміст рідини C_L в потоці газу по криволінійному сепараційному каналу синусоїдального профілю

7.4. Оптимальні режими відведення вловленої рідини для упередження вторинного бризкоунесення, зниження гідравлічного опору та підвищення ефективності сепарації інерційно-фільтруючих газосепараторів

Сепараційні блоки інерційно-фільтруючих сепараторів представляють собою набір листових жалюзійних гофрованих пластин різної конфігурації та профілю (п.7.1.1), які збираються в насадкові жалюзійні секції (пакети). При

роботі інерційно-фільтруючих сепараторів на елементах цих насадкових жалюзійних секцій відбувається основний процес сепарації газокраплинного потоку. Так, в криволінійних каналах між стінками, утвореними гофрованими жалюзьями, краплі рідини з газокраплинного потоку, під дією інерційних сил та молекулярного тертя осаджуються на поверхні сепараційних елементів з утворенням тонкої плівки, яка стікає ламінарно вниз по вертикальних стінках або в шарі фільтруючих елементів під дією сили тяжіння, а потім збирається системою переливних лотків та дренажних каналів і відводиться з системи з гідравлічним затвором. Основна частина сепарованої рідини за умови дотримання нормальних (оптимальних) режимних параметрів відділяється у вигляді окремих укрупнених краплин або плівки рідини, яка стікає в основному на перших вхідних криволінійних ділянках каналів. Газовий потік, який рухається перехресно до стікаючої плівки вздовж криволінійних сепараційних каналів, взаємодіє з краплями та плівкою рідини, а при досягненні критичних швидкостей руху газового потоку нормальна робота сепаратора порушується внаслідок припинення стікання краплин вниз по стінках, заволікання плівки рідини в напрямку руху газового потоку та зриву плівки з кромки жалюзійних пластин насадкових секцій. При швидкості газу в інерційно-фільтруючих сепараційних каналах, яка перевищує оптимальну (припустиму), може відбуватися руйнування плівки турбулентним газовим потоком та вторинне унесення рідини за межі сепараційних пристроїв. Припустима швидкість газового потоку в насадкових жалюзійних секціях залежить від профілю гофрованих пластин-жалюзей, відстані між ними, їх висоти, а також властивостей сепарованих газорідинних систем та початкового співвідношення потоків рідини та газу (початкового вмісту рідини в газокраплинному потоці). Відомо, що чим тонше плівка, тим при меншій швидкості газу починається її руйнування та унесення [322]. Таким чином, значення критичної швидкості, при якій відбувається руйнування та вторинне унесення плівки сепарованої рідини з криволінійного сепараційного каналу, залежить від профілю жалюзей та відстані між в насадкових жалюзійних секціях (пакетах). Значення критичної

швидкості є визначальним при розрахунках та проектуванні насадкових жалюзійних сепараційних пристроїв [324, 329].

Як вже було відмічено вище (підрозд.3.2), стікання по стінці сепараційного каналу рідини в плівці з гладкою поверхнею розділення фаз має місце тільки за малих значень числа Рейнольдса рідинної плівки ($Re_{пл} < 30$). Критичне значення цієї величини, за якого починається утворення хвиль на поверхні плівки, що вільно стікає по стінках в полі сили тяжіння, може бути визначено у відповідності до теорії пограничного шару з вирішення задачі визначення взаємодії гравітації, в'язкості та поверхневого натягу [309, 311, 312, 342, 343]. При високо інтенсивних гідродинамічних режимах руху газокраплинного потоку по криволінійному інерційно-фільтруючому сепараційному каналу відбувається як сепарація краплин з потоку на стінках каналу, так і внаслідок взаємодії з плівкою рідини високотурбулізований газовий потік може частково заволікати сепаровану рідину у вигляді краплин і за таких режимів двофазна система є нестабільною. В залежності від конструктивних особливостей і способу організації потоків, характеристик фаз та параметрів процесу інерційно-фільтруючої сепарації початкові умови унесення бризок можуть бути обумовлені різними механізмами: призупиненням відведення (дренажу) плівки вловленої рідини з зони сепарації та фільтруючих елементів через систему переливних лотків та отворів до дренажних каналів в подвійних жалюзях внаслідок недостатньої їх ширини, захлинанню криволінійних сепараційних каналів недостатньої ширини (відстань між жалюзями в жалюзійному блоці) з виникненням емульсійного режиму та інверсії фаз внаслідок збільшення співвідношення (питомого навантаження) рідинної та газової фаз, зриву краплин з поверхні плівки (динамічне або хвильове унесення) та вибивання вторинних бризок краплями, що осаджуються за інерційними механізмами (ударне бризкоунесення). Кожен з зазначених механізмів характеризується відповідними умовами початку унесення бризок і його інтенсивністю, а за умов виконання оптимізаційного гідродинамічного профілювання геометричної конфігурації криволінійних

сепараційних каналів при плинні в них газодисперсного потоку основними є динамічний (хвильовий) та ударний механізми. Основною причиною руйнування структури плівки та унесення краплин (бризок) є взаємодія турбулентних пульсацій, сил поверхневого натягу, в'язкості та інерції. На етапі експериментальних досліджень гідродинаміки масштабних моделей криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналів візуальними спостереженнями та за результатами аеродинамічних зондувань газового потоку з'ясовано, що вторинне унесення краплин (бризок) відбувається при перевищенні швидкостей газового потоку деяких критичних (припустимих) значень $[v]=25-30$ м/с (п.7.1.2, табл.7.2).

Таким чином, ефективність сепарації зростає по мірі зменшення ширини каналу (відстані між гофрованими пластинами-жалюзьями) та підвищення швидкості руху газового потоку до припустимих граничних значень, після чого починається вторинне унесення краплин.

Оптимальна (робоча) швидкість v , м/с, газового потоку у вільному перетині насадкових жалюзійних інерційно-фільтруючих сепараційних секцій (пакетів) не повинна перевищувати критичного (припустимого) значення швидкості $[v]$, м/с газового потоку, яке запропоновано визначати за залежністю [324, 329], аналогічною як для розрахунків тарілчастих масообмінних пристроїв для контактування рідинної та газової (парової) фаз [344, 345]:

$$v \leq [v] = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}}, \quad (7.10)$$

де K – коефіцієнт, який враховує співвідношення потоків (вміст рідини в газовому потоці), в'язкість рідини та газу, тиск газу, поверхневе тертя (K -фактор) [315, 346, 347], м/с.

Після проведення серії дослідів на експериментальних зразках і випробувань дослідно-промислових зразків інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв на експериментальних установках, дослідно-демонстраційних та випробувальних стендах з метою визначення краплинного унесення, а також в результаті співставленням отриманих результатів

з'ясовано, що насадкові інерційно-фільтруючі сепараційні пристрої конструкції СумДУ мають значно ширший діапазон ефективної роботи за продуктивністю газу та співвідношенням фаз у порівнянні з аналогічними пластинчастими та жалюзійними розподільниками та відбійниками від світових виробників (Shell Schoepentoeter™, Sulzer Mellachevron™, Koch-Glitsch FLEXICHEVRON®) (табл.7.2).

Таблиця 7.2 – Порівняльна оцінка за значеннями К-фактору та розмірами 2R ефективно вловлюваних краплин типових інерційних, фільтруючих та нових інерційно-фільтруючих сепараційних вузлів (рис.1.1-1.13) [348, 349, 350-354]

Найменування	Тип пристрою	К-фактор $K = \frac{v}{\sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}}}$, м/с	Гідравлічний опір Δp , Па	Розмір сепарованих часток $2R \times 10^{-6}$, м
1	2	3	4	5
Shell Schoepentoeter™	жалюзійний розподільник-відбійник	0,45	-	>20
Sulzer Mellachevron™	жалюзійний куткового профілю	0,13-0,17	-	>25-50
Sulzer Mellachevron™	з подвійними жалюзьями куткового профілю з пастками та дренажними каналами	0,15-0,45	-	>10-40
Koch-Glitsch FLEXICHEVRON®	з подвійними жалюзьями трапецеїдального профілю з пастками та дренажними	0,11-0,35	100-900	>10

	каналами			
--	----------	--	--	--

Продовження табл.7.2

1	2	3	4	5
Інерційно-фільтруючі сепараційні пристрої СумДУ	з подвійними жалюзьями синусоїдального профілю з фільтр-коалесцерами та дренажними каналами	0,18-0,72	150-350	>5
Shell SMS TM /SMSM TM	мультициклонний прямоточний сепаратор	0,15-0,30	3000	>10
Sulzer MKS Multi Cassette TM	патронний фільтр-коалесцер	0,10-0,30	-	>8-10
Sulzer KnitMesh V-MISTER TM	сітчастий відбійник з дренажними каналами	0,08-0,15	8350-9800	>2-3

Причому за сепараційними характеристиками інерційно-фільтруючі сепаратори наближаються до класу високоефективних сітчастих відбійників (Sulzer KnitMesh V-MISTERTM), мультициклонних прямоточних сепараторів (Shell SMSTM/SMSMTM) та патронних фільтр-коалесцерів (Sulzer MKS Multi CassetteTM), одночасно вигідно відрізняючись від них та аналогічних пластинчастих сепараторів пониженим гідравлічним опором (табл.7.2), що пояснюється саме створенням умов стабільного стікання сепарованої рідини та упередженням при експлуатації режимів інтенсивного вторинного унесення бризок, завдяки застосуванню подвійних жалюзійних гофрованих пластин з дренажними каналами та фільтруючих елементів на стінках в області западин. Оптимальні режими відведення сепарованої рідини обумовлені потрібною

площею перетину шару фільтру та дренажних каналів, висотою розташування переливних жолобів.

7.5.Оцінка гідравлічного опору та прогнозування розрахункової ефективності сепарації високодисперсних систем в інерційно-фільтруючих газосепараторах

За методикою експериментальних досліджень (розд.2) при обробці результатів замірів інтегральних параметрів досліджуваних процесів інерційно-фільтруючої сепарації та характеристик фізичних моделей сепараційного обладнання (втрати напору (гідравлічний опір), ступінь розділення (ефективність сепарації)) застосовано метод фізичної аналогії сепараційних та гідравлічних показників, яким запропоновано оцінювати ефективність процесу сепарації за значенням гідравлічного опору інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв, що в подальшому дозволить здійснювати прогнозування та оцінку ефективності аналогічних сепараційних пристроїв за спрощеними методиками. Подібна фізична аналогія безумовно є виправданою, тому що внутрішнє тертя, обумовлене в'язкістю потоку та режимом його руху і тертя о стінки каналів, які визначають значення гідравлічного опору, та осадження дисперсних часток за рахунок інерційних сил на поверхнях осадження (стінках жалюзей, волокнах або сітках), викликані одним й тим же процесом руху двофазного потоку по сепараційних секціях.

Гідравлічний опір (падіння статичного тиску) окремих досліджуваних моделей сепараційних каналів може бути визначено і на підставі отриманих у результаті CFD-моделювань розподілів полів тисків у відповідних розрахункових областях геометричних моделей (рис.7.21), а також експериментально (рис.7.22).

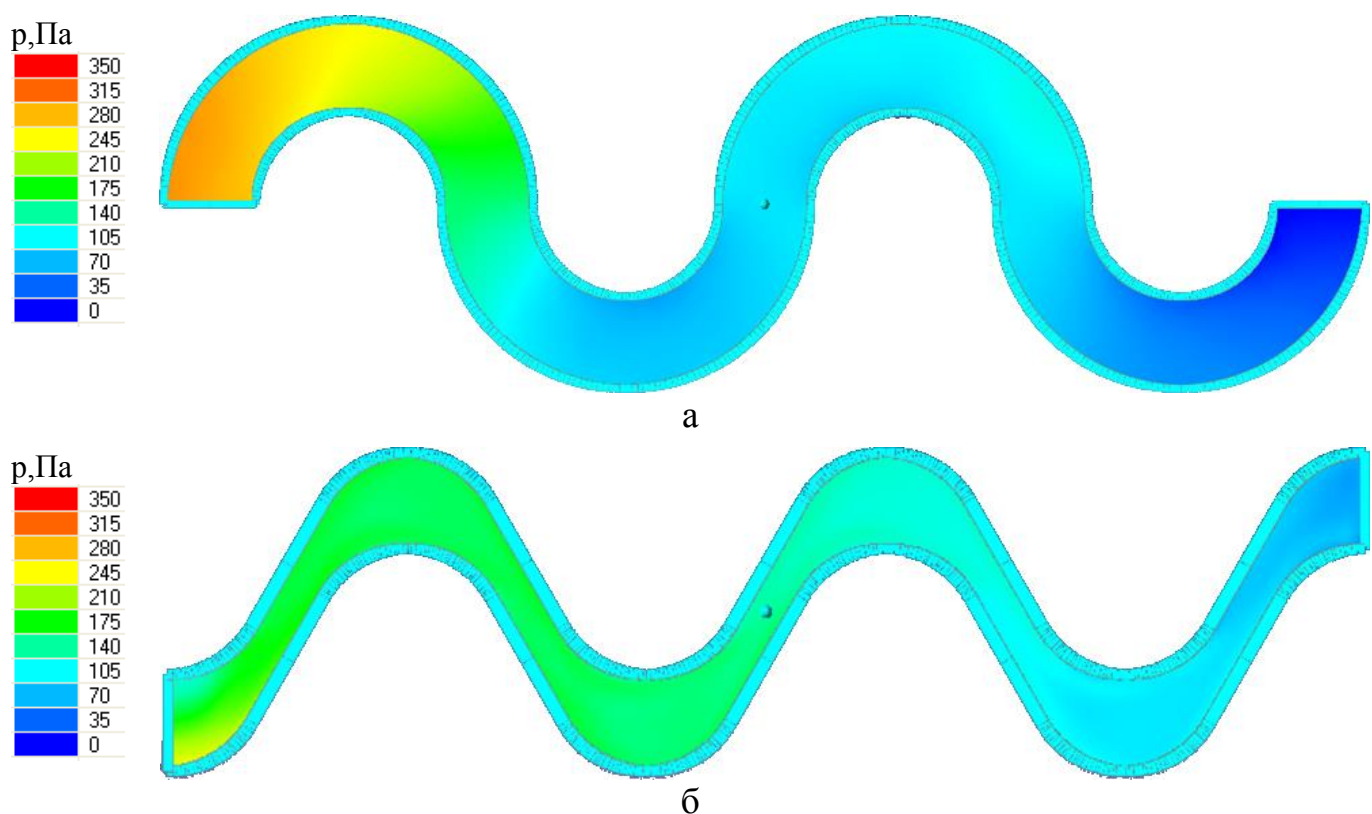


Рисунок 7.21 – Порівняльна оцінка градієнтів тисків ΔP при плинні газового потоку в криволінійних сепараційних каналах зі стінками з напівкілець різного радіусу (а) та синусоїдального профілю (б)

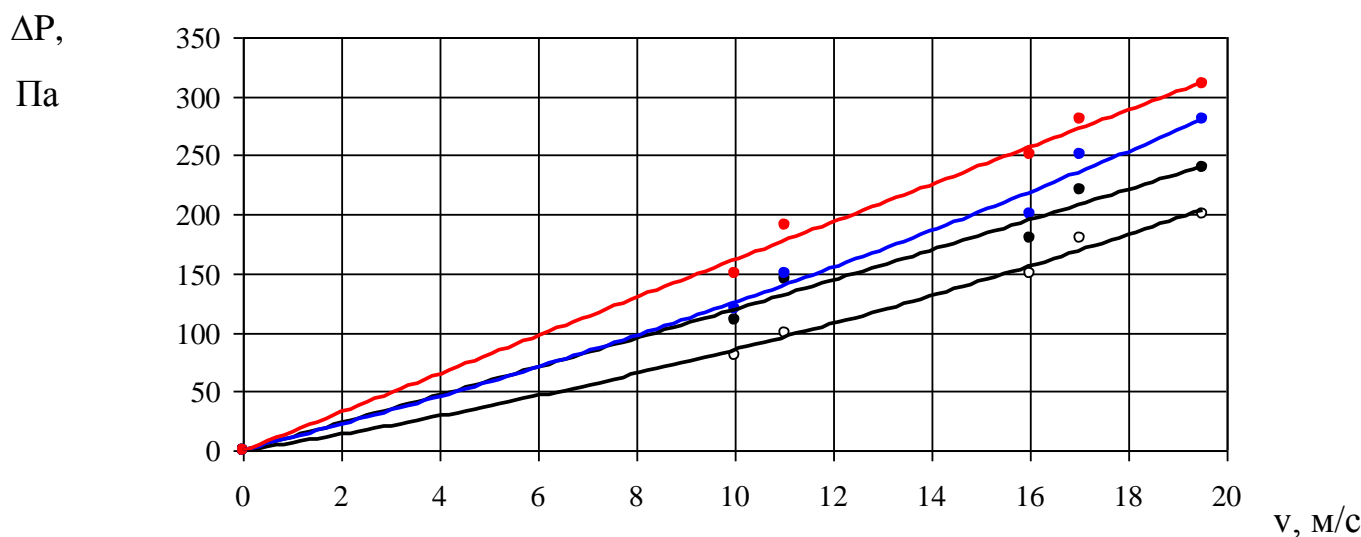


Рисунок 7.22 – Залежності гідравлічного опору інерційно-фільтруючого сепараційного каналу ΔP від швидкості v газового потоку та вмісту рідини L/G [355]: \circ - 0; \bullet - 0,1; \blacksquare - 0,2; \blacklozenge - 0,3.

При експериментальних дослідженнях властивостей та характеристик фільтруючих матеріалів (підрозд.7.2) визначено гідравлічний опір тонкошарових елементів зі зразків поліпропіленового голкопробивного полотна (рис.7.23).

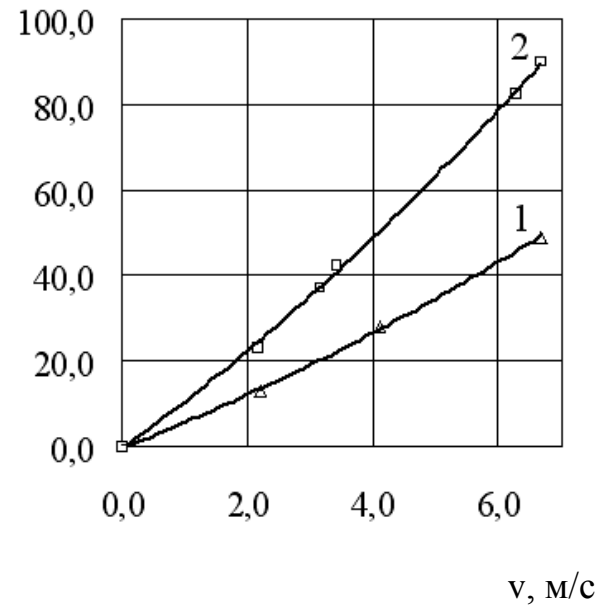


Рисунок 7.23 – Залежність гідравлічного опору ΔP тонкошарових волокнистих поліпропіленових фільтруючих елементів від швидкості фільтрування v при товщині: 1 - $\delta_\phi = 5 \times 10^{-3}$ м; 2 - $\delta_\phi = 10 \times 10^{-3}$ м.

Узагальнення результатів моделювань та розрахунку гідравлічного опору модельного зразка блочного двоступеневого газосепаратора (додаток Е, табл.Е.1) здійснено шляхом побудування графічних

залежностей гідравлічного опору ΔP від симплексу визначаючих параметрів газового потоку – $(v^2\rho)/2$ (рис.7.24). При чому, при визначенні загального гідравлічного опору газосепаратора враховано також місцеві опори в штуцерах на вході-виході газового потоку в сепараторі.

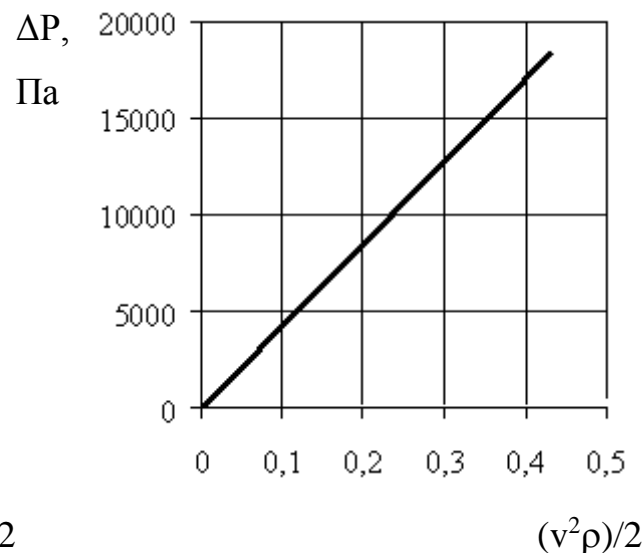
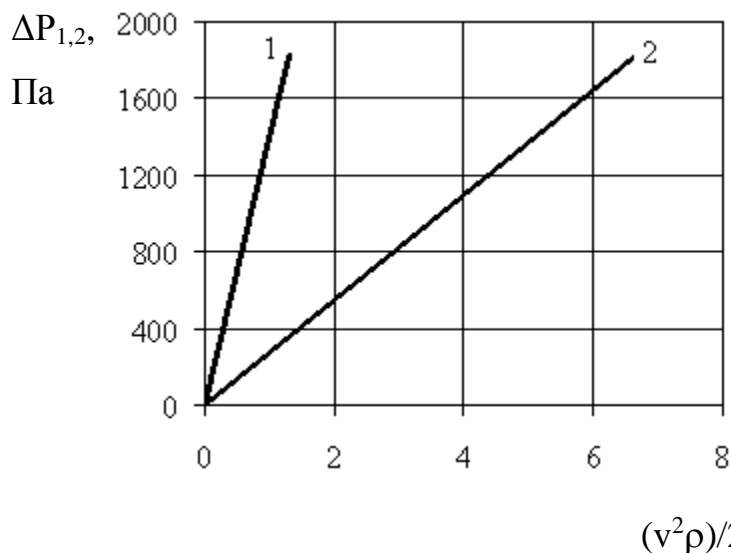


Рисунок 7.24 – Залежності гідравлічного опору жалюзійних вхідного розподільника-сепаратора ΔP_1 , інерційно-фільтруючого сепаратора ΔP_2 та загальний ΔP газосепаратора відповідно від симплексу визначаючих параметрів $(v^2\rho)/2$ газового потоку [330]

Для оцінки ефективності сепарації в криволінійних інерційних сепараційних каналах необхідно мати уявлення про розподіл за розмірами (фракційний склад) дисперсних часток та середній розмір краплин, а також об'ємний (ваговий) вміст рідкої фази на вході та виході відповідних ступенів сепарації. Вказані параметри газорідного потоку можливо визначити після розв'язання кінцево-об'ємним методом відповідних основних рівнянь сформульованої математичної моделі. У випадку, коли основними механізмами формування крапель у турбулентному потоці газу за відсутності конденсації є процеси подрібнення та коагуляції, які відбуваються одночасно, на вхід до криволінійного каналу потрапляє газокраплинний потік з встановленим визначеним логарифмічно-нормальним розподілом краплин за розмірами $n_0(R)$, рис.7.24. Розглядаючи квазістаціонарний плин газодисперсного потоку в криволінійних каналах, що описується рівнянням нерозривності, замінюючи вагову концентрацію дисперсних часток тотожно рівною їй густиною деякого абстрактного неперервного середовища, за умови усталеного руху газового потоку детермінована модель, що описує рух стокової частки в криволінійному потоці газу [356], з урахуванням певних припущень та початкових умов, попередніми дослідниками розроблено континуальну модель криволінійного плинину газодисперсного потоку [357], яка визначає розподіл дисперсної фази по розподілу окружної складової швидкості газу [356-358].

Розвиваючи дану модель з урахуванням отриманих розв'язків рівнянь руху і нерозривності потоку відносно складових локальних швидкостей газового потоку для окремого випадку плоскої невісесиметричної течії в криволінійному каналі (підрозд.3.1) представляється можливим розрахунковим методом визначити спосіб розподілу краплин по розмірах після кожної послідовної криволінійної ділянки сепараційного каналу (рис.7.25):

$$n_i(R) = n_{i-1}(R) \frac{v}{v - \frac{\tilde{N}\phi(2r - r_1 + r_2)}{r_2 - r_1}} \times \exp\left(\frac{\tilde{N}\phi(3r^2 - 3r(r_1 + r_2) + r_1r_2 + (r_1 + r_2)^2 / 2) - 4\tau_0\phi v((r_1 + r_2) - 2r)}{r_2 - r_1}\right), \quad (7.11)$$

де $\tau_0 = \rho_d d_m^2 / 18\mu$ – час релаксації дисперсних часток (краплин), с.

Для оцінки ефективності вловлювання дисперсних часток за загальноприйнятим критерієм, яким є коефіцієнт сепарації η , а розвинута континуальна модель криволінійної течії газодисперсного потоку [357] дозволяє розрахунковим методом визначити спосіб розподілу краплин по розмірах $n_i(R)$ і відповідно оцінити ефективність сепарації після кожної послідовної криволінійної ділянки інерційно-фільтруючого сепараційного каналу.

Фізична суть графічного зображення на рис.7.25 полягає в тому, що

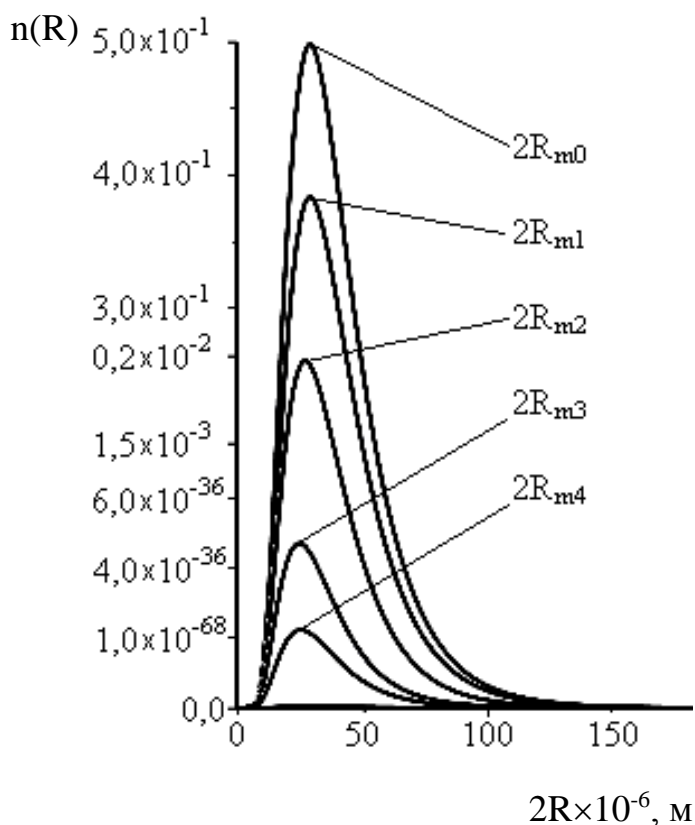


Рисунок 7.25 – Розрахунковий розподіл за розмірами $n(R)$ краплин у потоці після криволінійних ділянок в інерційно-фільтруючому сепараційному каналі

обчислена як інтеграл площа зон між кривими розподілу $n(R)$ на вході та виході з відповідних криволінійних ділянок відповідає ефективності сепарації η_i після кожної окремої криволінійної ділянки, а їх сумарна площа (площа зони обмеженої верхньою OR та нижньою OR_{mi} лініями розподілу) — сумарній ефективності сепарації η . Отримані результати математичних моделювань ($\eta_1=22,9\%$; $\eta_2=99,6\%$; $\eta_3=99,9\%$; $\eta_4=99,99\%$) підтверджують попередні припущення [359], що для ефективної сепарації ($\eta=99,5-99,9\%$) краплинної рідини у інерційно-фільтруючих сепараційних каналах достатньо від 2 до 4 криволінійних ділянок. Розвинута континуальна модель дає достатню збіжність результатів обрахунку сумарної ефективності сепарації в криволінійних каналах у порівнянні з аналогічними результатами, отриманими розв'язанням статистичної задачі з визначення розрахункового розподілу вловлених часток на зовнішній стінці каналу (підрозд.7.1.3).

Для співставлення та аналізу результатів розрахункових моделювань, а також з метою оптимізаційних статичних та динамічних моделювань процесів інерційно-фільтруючої сепарації проведено серію факторних експериментів за розробленою методикою експериментальних досліджень у відповідності до змінних геометричних параметрів (радіус гофр $r_1=25;55;70;100 \times 10^{-3}$ м, довжина прямолінійних ділянок між гофрама $L=100;150;200 \times 10^{-3}$ м, кут розкриття гофр $\varphi=60;90;120^0$) модельного експериментального зразка криволінійного інерційно-фільтруючого сепараційного каналу синусоїдального профілю та співвідношення потоків рідини до газу $L/G=0,1;0,2;0,3$ кг/кг (табл.7.1), зокрема з оцінки сумарної ефективності сепарації, результати яких наведено на рис.7.26-7.35.

Зі збільшенням швидкості руху газового потоку (в межах 0-20 м/с) по криволінійних інерційно-фільтруючих сепараційних каналах ефективність сепарації краплинної рідини зростає від 30% до 80% (рис.7.26), причому при підвищенні вмісту рідини на вході в сепараційний канал від $L/G=0$ до $L/G=0,2$ спостерігається й підвищення ефективності сепарації, а подальше підвищення вмісту рідини ($L/G=0,3$) негативно впливає на ефективність процесу сепарації,

що пояснюється захлинанням фільтруючих елементів, тому вміст рідини на вході до сепараційних пристроїв слід обмежити значенням $L/G \leq 0,2$ кг/кг (рис.7.26-7.35).

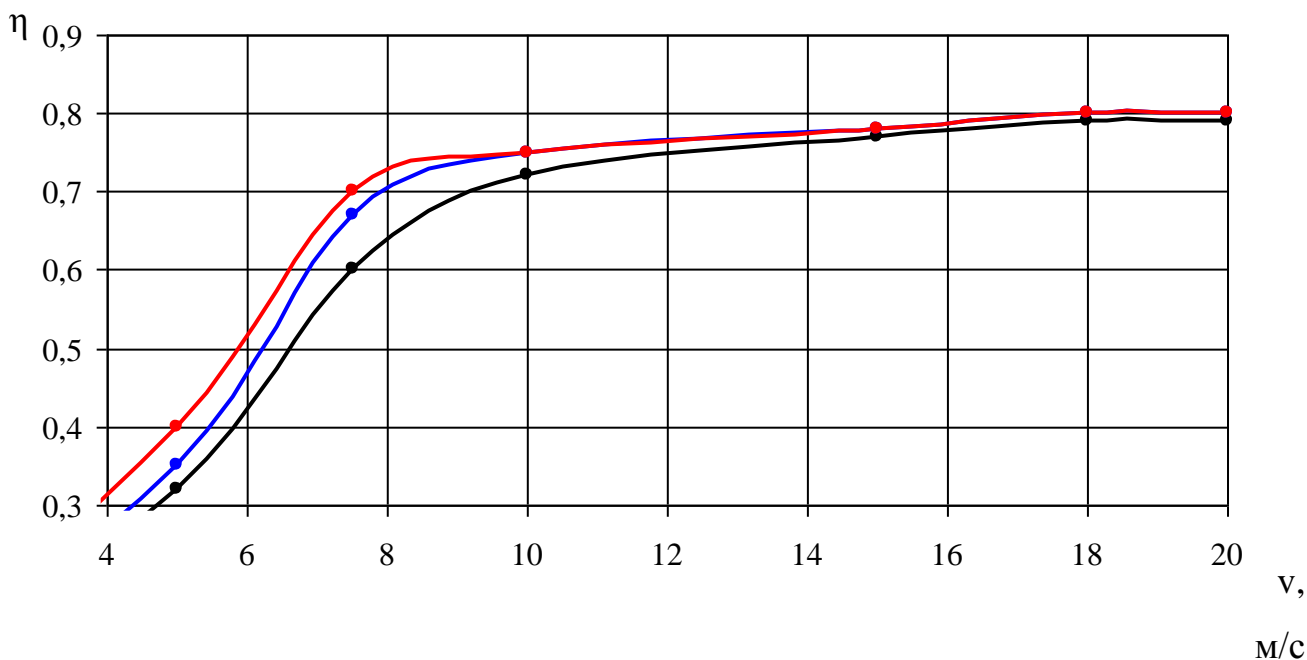


Рисунок 7.26 – Залежність ефективності сепарації η від швидкості газового потоку v в каналі ($R=25 \times 10^{-3}$ м, $L=200 \times 10^{-3}$ м, $\varphi=90^\circ$) при L/G : —●— - 0,1; —●— - 0,2; —●— - 0,3.

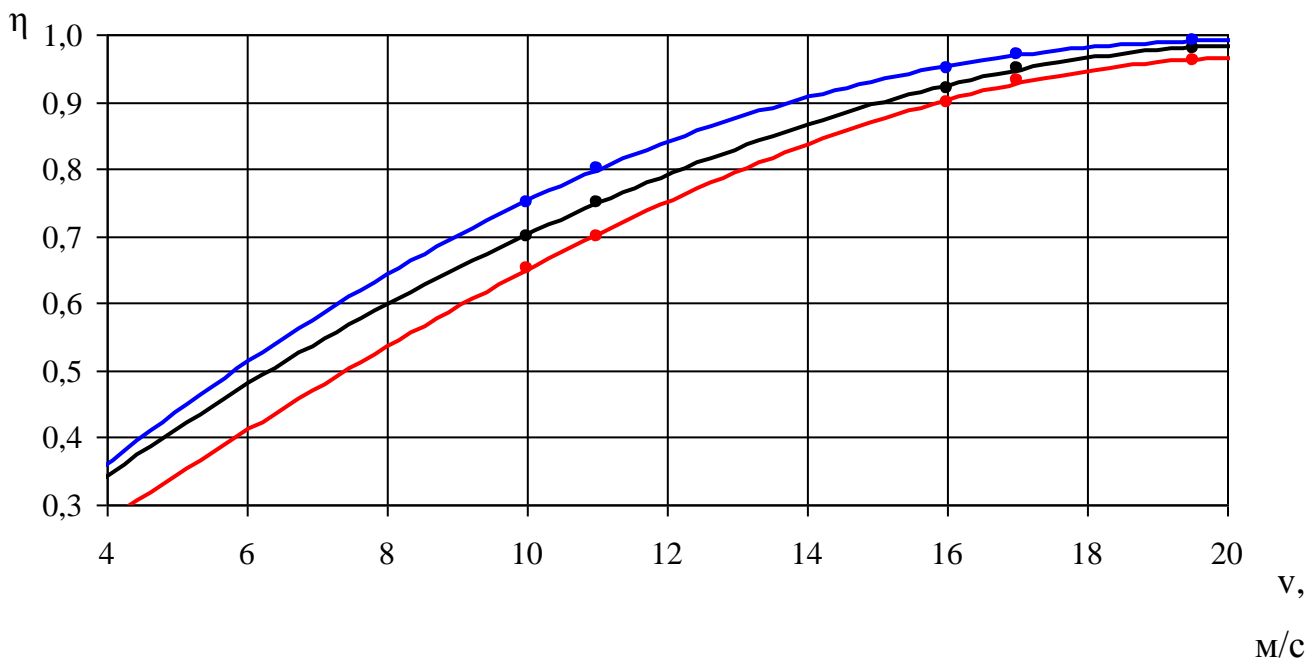


Рисунок 7.27 – Залежність ефективності сепарації η від швидкості газового потоку v в каналі ($R=55 \times 10^{-3}$ м, $L=200 \times 10^{-3}$ м, $\varphi=90^\circ$) при L/G : —●— - 0,1; —●— -

0,2; —●— - 0,3.

Порівнянням графічних залежностей рис.7.26-7.28, 7.35 з'ясовано, що зміна радіусу криволінійних ділянок гофрованих жалюзей також неоднозначно впливає на ефективність вловлювання краплинної рідини, а в межах змінних геометричних параметрів досліджуваних масштабних моделей (табл.7.1) інерційно-фільтруючих сепараційних каналів виявлено, що оптимальним є радіус гофр жалюзей $r_1=55 \times 10^{-3}$ м.

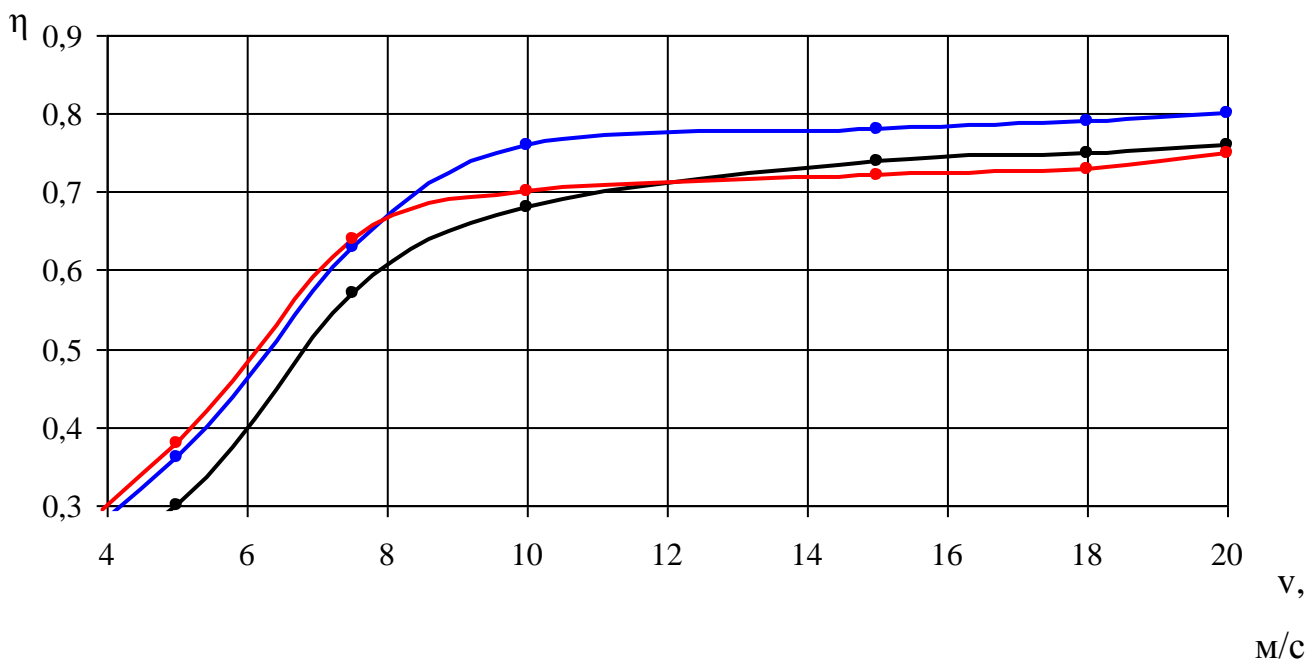


Рисунок 7.28 – Залежність ефективності сепарації η від швидкості газового потоку v в каналі ($R=100 \times 10^{-3}$ м, $L=200 \times 10^{-3}$ м, $\varphi=90^0$) при L/G : —●— - 0,1; —●— - 0,2; —●— - 0,3.

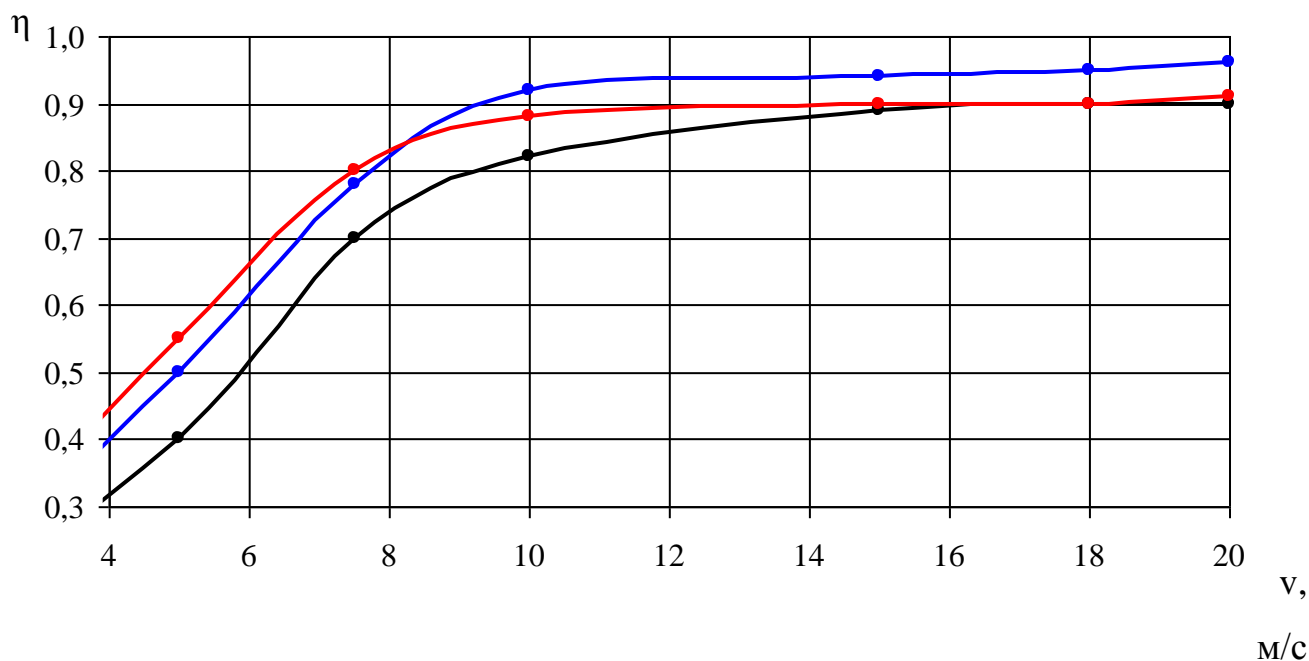


Рисунок 7.29 – Залежність ефективності сепарації η від швидкості газового потоку v в каналі ($R=55 \times 10^{-3}$ м, $L=100 \times 10^{-3}$ м, $\varphi=90^0$) при L/G : \blacktriangle - 0,1; \bullet - 0,2; \blacklozenge - 0,3.

Аналізом графічних залежностей рис.7.29-7.31, 7.33 підтверджено попередні припущення про доцільність утворення в інерційно-фільтруючих сепараційних каналах розгінних прямолінійних ділянок для підвищення ефективності сепарації газокраплинного потоку на криволінійних гальмівних ділянках.

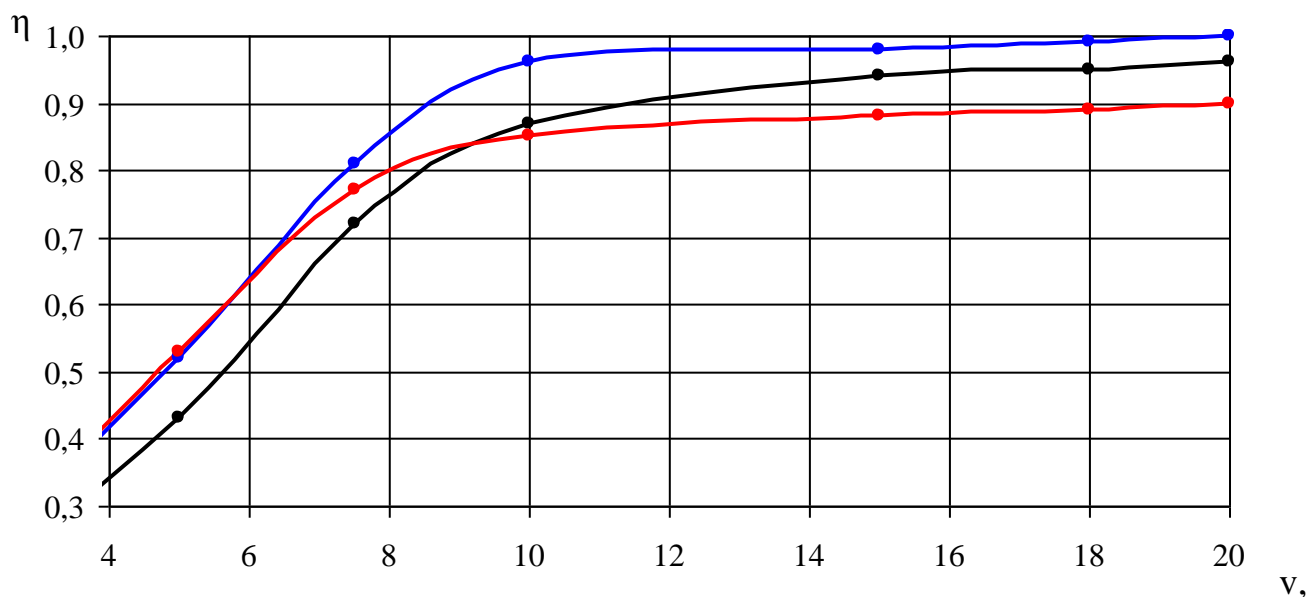


Рисунок 7.30 – Залежність ефективності сепарації η від швидкості газового потоку v в каналі ($R=55 \times 10^{-3}$ м, $L=150 \times 10^{-3}$ м, $\varphi=90^0$) при L/G : —●— - 0,1; —●— - 0,2; —●— - 0,3.

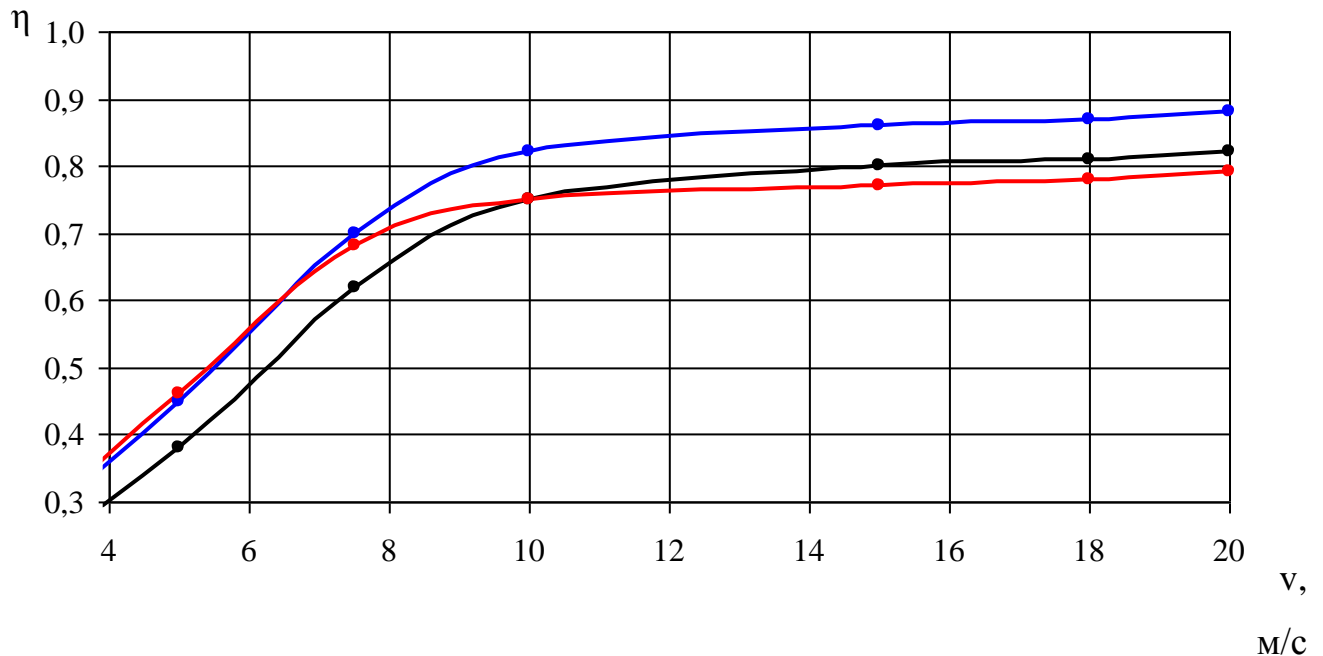


Рисунок 7.31 – Залежність ефективності сепарації η від швидкості газового потоку v в каналі ($R=55 \times 10^{-3}$ м, $L=200 \times 10^{-3}$ м, $\varphi=60^0$) при L/G : —●— - 0,1; —●— - 0,2; —●— - 0,3.

З вище викладених міркувань зрозуміло, що для підвищення ефективності сепарації необхідно або збільшувати довжину дуг криволінійних ділянок (зменшувати кут розкриття гофр) при тому ж радіусу гофр, або зменшувати радіус при тій же довжині дуги, причому оптимальним визначено кут розкриття гофр $\varphi=90^0$ (рис.7.27, 7.31, 7.32, 7.34).

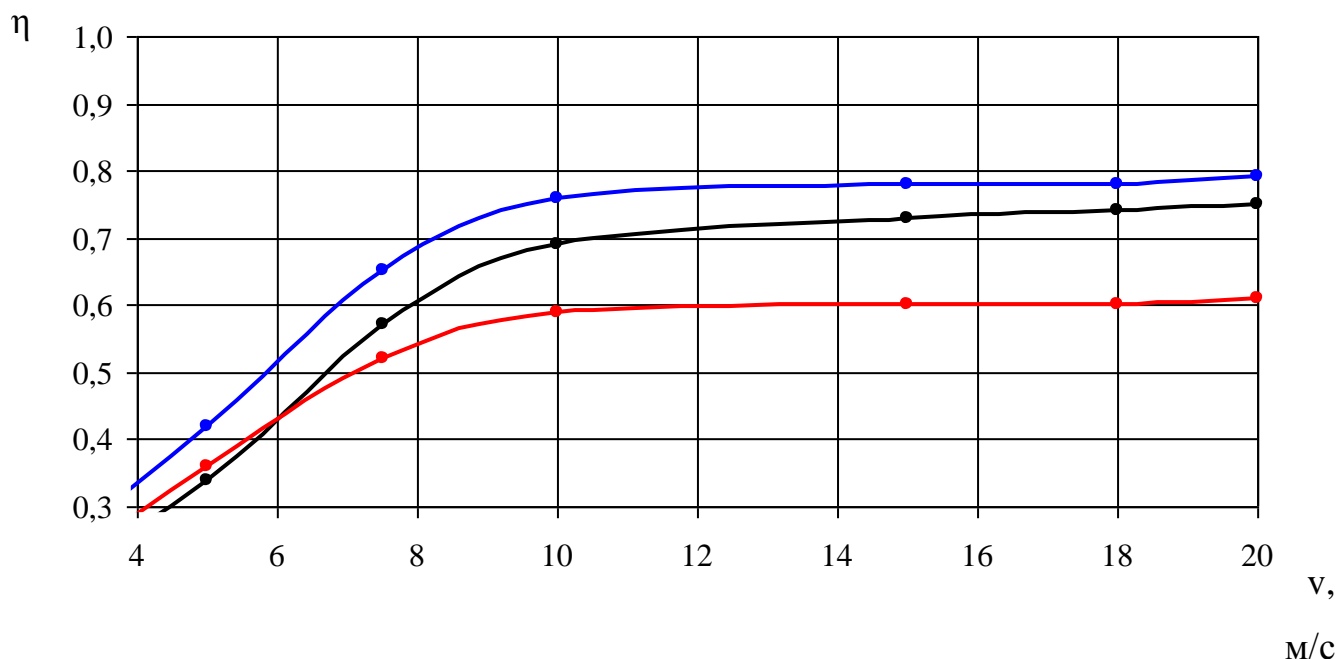


Рисунок 7.32 – Залежність ефективності сепарації η від швидкості газового потоку v в каналі ($R=55 \times 10^{-3}$ м, $L=200 \times 10^{-3}$ м, $\varphi=120^\circ$) при L/G : \blacktriangle - 0,1; \bullet - 0,2; \blacklozenge - 0,3.

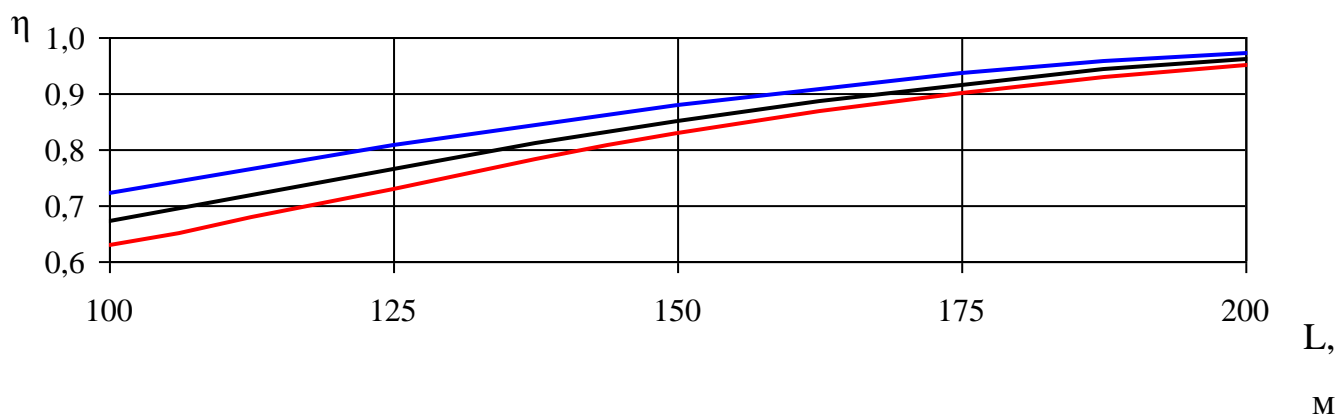


Рисунок 7.33 – Залежність ефективності сепарації η від довжини прямолінійної (розгінної) ділянки L в каналі при L/G : \blacktriangle - 0,1; \bullet - 0,2; \blacklozenge - 0,3.

Таким чином, за результатами експериментальних досліджень та їх аналізу виявлено оптимальні геометричні співвідношення основних розмірів криволінійного сепараційного каналу, якими є $r_1/L=1/2 \dots 1/4$ та кут розкриття гофр $\varphi=90^\circ$, що обумовлюють найвищу ефективність сепарації (на рівні 99%) краплинної рідини з газового потоку в межах співвідношення фаз $L/G=0,1-0,2$. Гідравлічний опір при цьому не перевищує 350 Па (рис.7.22).

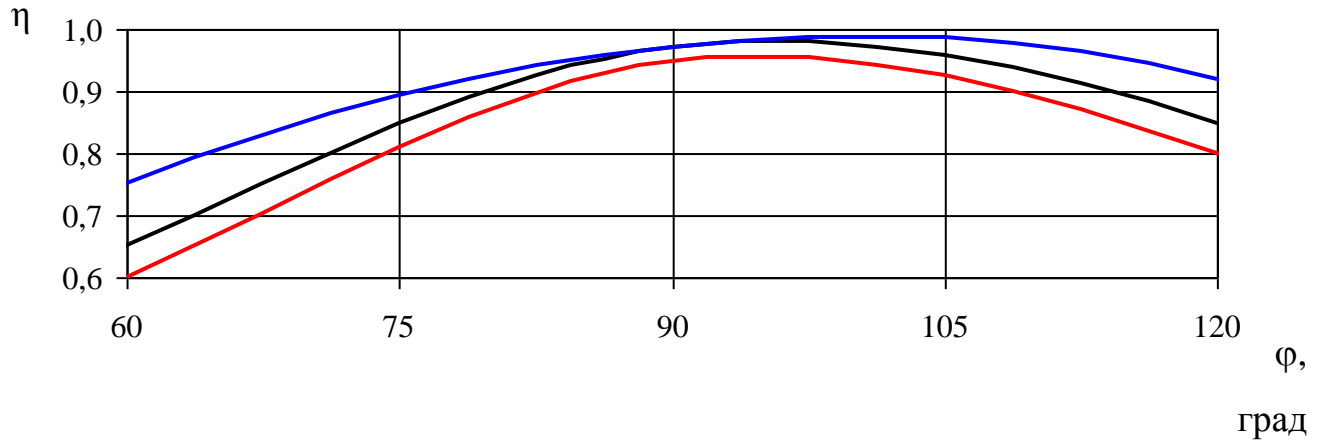


Рисунок 7.34 – Залежність ефективності сепарації η від кута розкриття гофр φ жалюзійних пластин, що утворюють стінки в каналі при L/G : —●— 0,1; —●— 0,2; —●— 0,3.

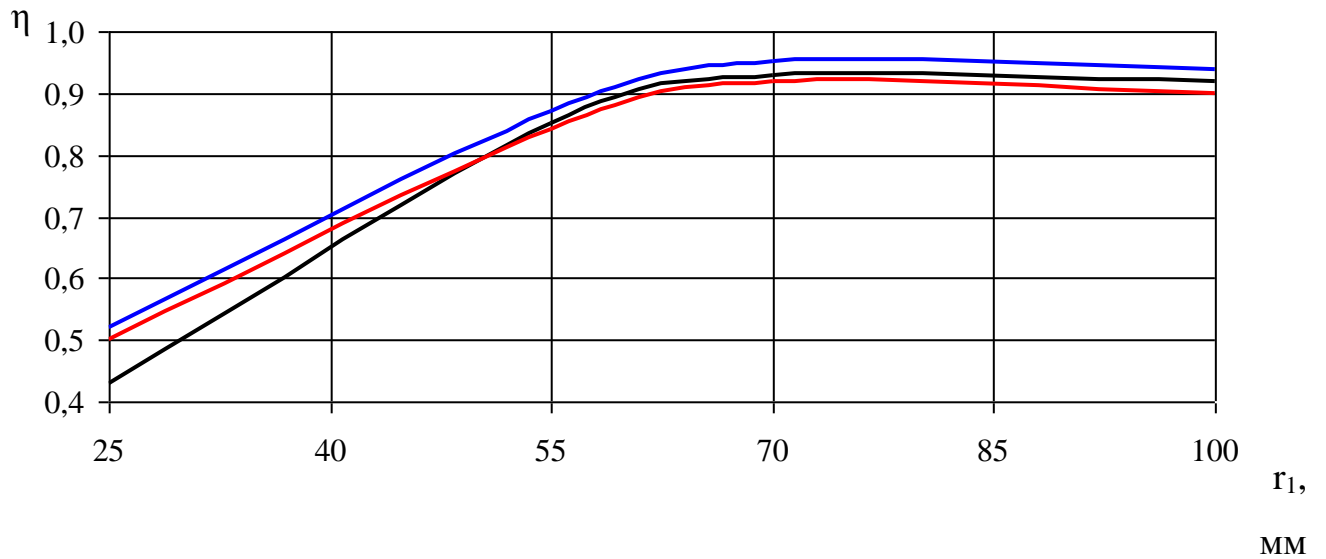


Рисунок 7.35 – Залежність ефективності сепарації η від радіусу гофр r_1 гофр жалюзійних пластин, що утворюють стінки в каналі при L/G : —●— 0,1; —●— 0,2; —●— 0,3.

7. ВИБІР І ОБҐРУНТУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЇ ГРАНУЛЯЦІЇ ВУГЛЕЦЕВОВМІСНИХ СУМІШЕЙ

Графіт є важливим матеріалом, що використовується в промисловості. Застосування графіту в промисловості і на виробництві досить широке, що пояснюється властивостями матеріалу. Він стійкий як до природних, так і до хімічних впливів, відрізняється високою токопровідністю, міцністю, невисокою твердістю. Під впливом температурного фактора має властивість тверднути. Його використовують для відливу деталей, щоб скоротити кількість браку. Ним змазують деталі для зменшення пригару. Графіт використовується в атомній промисловості, незамінний в кольоровий і хімічній промисловості. Також з цього природного мінералу добувають алюміній і його використовують для будови електричних печей. Його застосовують для виготовлення найважливіших запасних частин для побутової техніки.

У вітчизняному виробництві графіт використовується при виробництві підшипників, електричних щіток, гальванічних батарей, кілець тертя і багатьох інших.

Гранульований графіт знайшов досить широке застосування в металургійній промисловості. Його використання доцільне у випадках, коли необхідно розчинити матеріал максимально швидко, при цьому відіграє роль температурний показник. Використання гранульованого графіту:

- для науглерожування сталі, а також чавуну;
- в якості наповнювача для різних графітопластів;
- як розхідник при створенні вуглеграфітових матеріалів.

Виходячи з цієї досить широкої сфери застосування варто відзначити, що гранульований графіт є популярним матеріалом, який користується попитом. Сучасна промисловість не бачить аналога графіту. Для того, щоб конкурувати на ринку промисловості зі світовими компаніями потрібно покращити якість продукту. Метою досліджень було розробити методику гранулювання графіту, що задовольняє характеристики.

Гранулювання широко застосовується в багатьох галузях хімічної та нафтохімічної промисловості: виробництві пігментів, барвників, синтетичних миючих засобів, каталізаторів, пластичних мас, сажі, хімічних реактивів і т. д. Приготування гранул з пластифікуючими добавками дозволяє створювати тимчасові зв'язку між частинками, які легко руйнуються при застосуванні.

Застосування гранульованої сировини в металургійній промисловості допомагає не тільки механізувати процеси, але і підвищувати їх інтенсивність за рахунок збільшення поверхні контакту взаємодіючих середовищ.

Природний матеріал графіт відносять до самородних елементів. Він являє собою модифікацію вуглеводу (алотропну). Структура матеріалу - шарувата, а розташування шарів кристалічної решітки може бути різним відносно один одного (тобто утворювати політипи) [360 - 362].

Застосування графіту в промисловості і на виробництві досить широке, що пояснюється властивостями матеріалу. Він стійкий як до природних, так і до хімічних впливів, відрізняється високою токопровідністю, міцністю, невисокою твердістю. Під впливом температурного фактора має властивість тверднути. Взагалі, графіт є важливим матеріалом, використовуваним в промисловості. Його використовують для відливу деталей, щоб скоротити кількість браку. Ним змазують деталі для зменшення пригару. Він використовується в атомній промисловості, незамінний в кольоровий і хімічної промисловості. Також з цього природного мінералу добувають алюміній і його використовують для будови електричних печей.

Сучасна промисловість не бачить аналога графіту. Його застосовують для виготовлення найважливіших запасних частин для побутової техніки.

У вітчизняному виробництві графіт використовується при виробництві підшипників, електричних щіток, гальванічних батарей, кілець тертя і багатьох інших.

існує кілька марок графіту, що використовуються в різних галузях виробництва:

- графіт тигельний. Використовується при виробництві вогнетривких виробів. Сприяє більшій стійкості виробу до підвищення температур.

- кристалічний ливарний. Використовується в металопереробній, сталеплавильній і чавуноливарній галузях. Добре захищає поверхню матеріалу від розплавленого металу.

- акумуляторний. Використовується для виготовлення вугільних електродів.

- ливарний - для металургійного виробництва.

- графіт для виробництва олівцевих стрижнів. Використовується при виробництві олівців.

- елементний. Його використовують при виготовленні позитивних електродів. Графіт ГЕ сприяє збільшенню продуктивності конвеєрів.

- електровугільний. Використовується при виплавці сталі, магнію, алюмінію і так далі. З даного виду графіту виготовляють електрощітки для приладів.

- графіт для виготовлення мастил, покриттів і електропровідної гуми. З нього виходять дуже якісні пасти і мастила, які використовуються при виробництві гуми.

- графіт для виробництва вогнетривких виробів. Широко використовується при виробництві виробів стійких до загорання.

гранульований графіт знайшов досить широке застосування в металургійній промисловості. Його використання доцільне у випадках, коли необхідно розчинити матеріал максимально швидко, при цьому відіграє роль температурний показник (він не повинен бути занадто високим) [363].

У хімічній та пов'язаних з нею галузях промисловості для сипучих продуктів застосовують в основному барабанні гранулятори [362].

Для гранулювання матеріалів застосовують різні методи, які можна класифікувати наступним чином:

1. окатування (формування гранул, що досягається агрегуванням і нашаруванням частинок з ущільненням структури);

2. диспергування рідини у вільний об'єм або нейтральне середовище (утворення і затвердіння крапель рідини при охолодженні в газі або рідині);
3. диспергування рідини на поверхні гранул в підвішеному стані (кристалізація тонких плівок в результаті їх зневоднення або охолодження на поверхні гранул);
4. диспергування рідини в активне середовище (формування і затвердіння частинок в результаті утворення нової речовини у вільному обсязі або на поверхні гранул);
5. чешуювання (охолодження рідини на чужорідній поверхні з подальшим дробленням отриманої плівки);
6. пресування (отримання плиток, брикетів, таблеток з сухих порошоків з подальшим дробленням і розсівом прессата);
7. формування, або екструзія (продавлювання пастоподібної маси через отвори, дроблення і зміцнення джгута);
8. спікання (нагрів з утворенням агломератів, їх охолодження, дроблення і розсівання);

Відомі способи гранулювання порошкоподібних матеріалів на основі вуглецю

Відомі такі способи гранулювання порошоків з використанням зв'язуючого:

1. Спосіб полягає в змішуванні порошоків графіту і фенольної смоли, змочування їх сумішшю ацетону і води і подальше розпорошення. Однак при цьому зв'язуюче, що розчиняється, (фенольна смола) нерівномірно змочується утворюються гранули, і вони мають нестабільні характеристики.[363]
2. Спосіб гранулювання, що включає подачу на рухомий шар порошку крапель водного розчину поліакриламідру і подальше окатування і сушку гранул. Однак даний спосіб має наступні недоліки: водний розчин поліакриламідру має низький коефіцієнт поверхневого натягу і, отже, не забезпечує високу міцність гранул в сирому стані, коли міцність обумовлена капілярними силами, гранули виготовлені з графіту на основі водного розчину

поліакриламід, не володіють пластичністю, в процесі пресування в блоки, або заготовки не формуються. Крім того, в процесі зберігання, транспортування і подальшої переробки гранули руйнуються, поліакриламід та композиції на його основі схильні до утворення вибухонебезпечних сумішей [364].

3. Спосіб. В якості зв'язуючої речовини використовують водний розчин фурілового спирту, що містить 10-15% малеїнової кислоти від маси спирту, або колоїдно-графітового препарату. Основна відмінна риса способу полягає в тому, що в якості зв'язуючого використовують водний розчин фурілового спирту з каталізатором - малеїною кислотою або колоїдно-графітовий препарат. Використання даних сполучних дає можливість отримати пластичні і міцні гранули. Міцність гранул зумовлена як капілярними силами, які залежать від коефіцієнта поверхневого натягу зв'язуючих. Додаткова відмінність полягає в кількості введеної малеїнової кислоти. Кількість малеїнової кислоти в межах 10-15% від маси спирту забезпечує оптимальні умови його затвердіння. Додавання малеїнової кислоти менше 10% призводить до зниження швидкості затвердіння фурілового спирту, збільшення кількості малеїнової кислоти понад 15% зменшує життєздатність зв'язуючого. В якості зв'язуючого використовують 9 водний розчин фурілового спирту (ОСТ 59-127-73) в кількості 10 мас. до ваги порошку з 10 малеїною кислотою (по відношенню до зв'язуючого) [365].

8.1. Розроблення методик досліджень

Основною метою є отримання гранул графіту, що відповідають заданим критеріям сучасної металургії: мають високу монодисперсність гранулометричного складу (\varnothing 2-3 мм не менше 60%), низьку зольність (менше 1%), міцні (не менше 0,6 МПа). Для цього треба провести науково-дослідні роботи:

- підбір в'язкої речовини і розробка технологічних режимів гранулювання вуглецевмісних сумішей;
- визначення параметрів, які впливають на фізичні властивості гранул;

- напрацювання партії зразків вуглецевих сумішей в загальній кількості 6 кг;
- відпрацювання технології на лабораторному устаткуванні.

Основними факторами, що впливають на вибір оптимального способу гранулювання продуктів, є: початковий стан матеріалу, який повинен бути підданий гранулюванню; фізичні властивості вихідного матеріалу; хімічні властивості; вимоги до гранулометричному складу гранульованого продукту; вимоги до механічних властивостей гранул; проектна продуктивність грануляційної лінії; вимоги до автоматизації технологічного процесу; виробничі умови.

В якості вихідного матеріалу, для якого, необхідно було підібрати технологію гранулювання, взяли порошкоподібний дрібнофракційний порошок, що на 93-97% складається з вуглецю. Вихідний матеріал, за результатами попереднього дослідження, схильний до пилення, погано змочується і не розчиняється у воді, спиртах, вуглеводнях, горючий при впливі вогню та не плавиться при впливі температур до 800°C. Продуктивність проекрованої грануляційної лінії, становить 500-600 кг / год по готовому продукту.

Для малопродуктивних технологічних ліній отримання гранульованих продуктів з малорозчинних або нерозчинних порошкоподібних матеріалів найбільш оптимальним способом отримання гранул сферичної форми є метод «окатування» із застосуванням рідких в'язучих складів.

Суть методу «окатування» полягає в тому, що порошкоподібний матеріал сиплеться по «нескінченній» похилій поверхні. При цьому на шар матеріалу, що пересипається, наноситься з розподільчого пристрою рідина, що представляє собою розчин зв'язуючої речовини. При змочуванні порошкоподібний матеріал починає комкуватися, а грудки, що утворилися, починають котитися по похилій поверхні гранулятора. При коченні грудки матеріалу ущільнюються, їх міцність збільшується, при цьому грудки матеріалу набувають близьку до сферичної форму. У міру утворення з початкових грудок частинок з необхідними властивостями, гранули відводяться.

Перевагами гранулювання порошкоподібних матеріалів методом «окатування» з застосування рідких в'язучих є:

- простота апаратурного забезпечення технологічного процесу;
- застосування поширених і простих типів грануляційного обладнання;
- мала кількість виробничого обладнання;
- простота пуску і підтримки технологічного режиму роботи обладнання.
- можливість обслуговування технологічної лінії персоналом, які не мають високої кваліфікації.

До недоліків методу «окатування» можна віднести:

- необхідність видалення розчинника з гранульованого продукту, внесеного в складі розчину в'язучої речовини;
- високе пилоутворення при роботі технологічного обладнання;
- застосування технологічного обладнання, що має обертові механічні частини;
- необхідність регулярного проведення технічного обслуговування механічних обертових вузлів грануляційного обладнання;
- високий рівень шуму при роботі технологічної лінії;
- можливість отримання гранул близької до сферичної форми;
- порівняно низький ступінь монодисперсності готового гранульованого продукту.

Одним з основних компонентів технології гранулювання методом «окатування» є в'язка речовина, яка заповнює порожнечі між дрібними частинками вихідного порошку, сприяє початку утворенню гранул, утримує частинки порошку у вигляді гранул рідиною, і в подальшому, при видаленні розчинника, забезпечує міцність і зносостійкість сухих гранул. До основних вимог, які можна пред'явити до в'язучої речовини для гранулювання вуглецевовмісних сумішей можна віднести наступні: низька вартість; не дефіцитність; хороше змочування порошку, що гранулюється; забезпечення міцності сирих гранул; простота виготовлення; безпека використання в технологічному процесі гранулювання.

В результаті пошукових робіт було підбрано ряд органічних і мінеральних речовин і їх сумішей, відповідних вищенаведеним вимогам, на яких проводилося відпрацювання технології гранулювання вуглецевмісних сумішей

8.2. Опис експериментального стенда

Експериментальний стенд складається з наступних одиниць обладнання: Б – бак напірний для в'язучого розчину; К - компресор; Гр - гранулятор тарільчастий; Л - лоток; СШ - сушильна шафа.

Вихідний порошкоподібний матеріал (графіт) подається безпосередньо в гранулятор Гр (рис. 8.1 а). Одночасно з порошкоподібним матеріалом в гранулятор подається в'язучий розчин, яким зрошують поверхню порошку, що пересипається.

Стиснуте повітря, нагнітається до баку компресором Metabo 100L через газовий ротаметр VA-40 фірми Krohne Messtechnik GmbH & Co. З напірного бака в'язучий розчин подається в розпилювач, за допомогою стиснутого повітря. В'язучий розчин подається через рідинний ротаметр VA-40 фірми Krohne.

Процес розпилення відбувався при витраті повітря від 0,04 до 0,3 м³/год та для рідини від 10 до 50 л/год.

Регулювання кількості подачі в'язучого розчину проводиться за допомогою регулювального вентиля. У міру заповнення тарілки гранулятора Гр готові «мокрі» гранули пересипаються через борт і падають в лоток Л. Далі з лотка Л «мокрі» гранули переміщуються в сушильну шафу СШ Binder ED 23. Сушка гранул забезпечує видалення розчинника, часткове розплавлення основного в'язучого компонента в гранулах. Під час проведення дослідження змінювали частоту обертання чаші тарільчастого гранулятора. Зміна частоти обертання здійснювалася за допомогою тахометра DT-2234С.

Також під час проведення дослідження змінювали кут нахилу чаші тарільчастого гранулятора. Зміна кута нахилу здійснювалася за допомогою додатка для смартфона SmartProtractor.

Для проведення досліджень: за визначенням зольності в продукті була використана електропіч СНО -3.6.2 / 10, для визначення гранулометричного складу були використані сита, для вимірювання міцності гранул використовували прилад МВІ №296-18.

Тарільчастий гранулятор (рис. 3.1 б) складається з станини на якій закріплена тарілка з електродвигуном і редуктором. Кут нахилу тарілки гранулятора регулюється за допомогою кутоміра

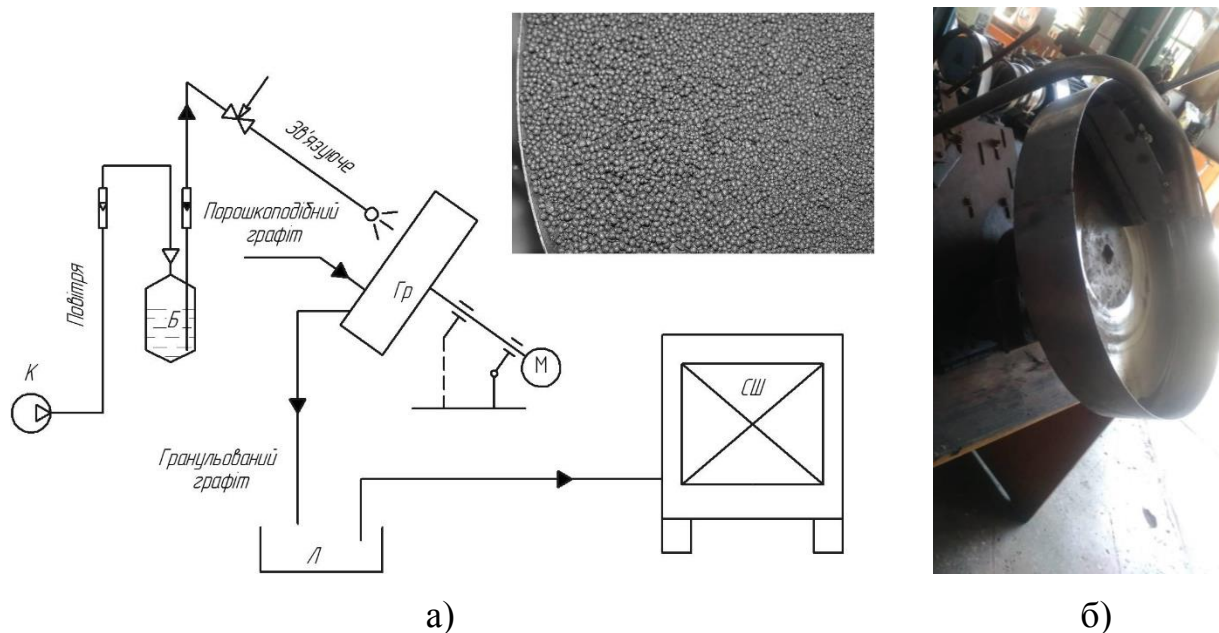


Рисунок 8.1—а)схема експериментального стенду: К-компресор; Б - бак; Гр - гранулятор; Л - лоток; СШ – сушильна шафа; б) загальний вигляд тарільчастого гранулятора

8.3. Методика проведення досліджень

Методика визначення зольності у продукті

Зола, що залишилася після спалювання продукту на повітрі, утворюється з неорганічних сполук, що входять до складу вуглецевмісної сировини і з

присутніх мінеральних речовин. Кількість сірки, що залишилася в золі частина залежить від умов озолення.

Суть методу полягає в тому, що пробу палива спалюють в печі, що нагрівається з певною швидкістю до температури ($815 \pm 10^\circ\text{C}$), і витримують при цій температурі до постійної маси. Зольність в процентах розраховують за масою залишку після прожарювання.

Для здійснення методики використовується апаратура:

- Ваги з похибкою зважування не більше 0,1 мг;

- Муфельна піч будь-якого типу з максимальною температурою нагріву $900-1000^\circ\text{C}$, що забезпечує постійні температуру і швидкість нагріву відповідно до вимог ІСО 1171-97;

- Тиглі, човники для спалювання із кварцу й порцеляни або платини, глибиною від 8 до 15 мм;

- Ізоляційна пластина з кварцу товщиною 6 мм або аналогічний пристрій, розмір якого дозволяє легко вводити його в муфельну піч;

Для визначення зольності використовують аналітичну пробу. При необхідності проби доводять до повітряно-сухого стану, розклавши тонким шаром на мінімальний час, необхідний для досягнення приблизної рівноваги масової частки вологи з атмосферою лабораторії. Перед початком визначення, аналітичну пробу ретельно перемішують протягом 1 хв, переважно механічним способом.

Тигель або човник з навісом поміщають в муфельну піч при кімнатній температурі. Протягом 60 хв підвищують температуру печі до 500°C і підтримують цю температуру протягом 30 хв. Далі продовжують нагрівання до $(815 \pm 10)^\circ\text{C}$ в тій же печі і витримують при цій температурі не менше 60 хв.

Після охолодження тигель або човник з зольним залишком зважують. Проводять контрольні прожарювання при $(815 \pm 10)^\circ\text{C}$ протягом декількох 15-хвилинних періодів до тих пір, поки наступна зміна маси стане не більше 1 мг.

Електропіч призначена для використання в лабораторіях, в одиничному і дрібносерійному виробництвах.

Відрізняється малою енергоємністю і низькими витратами на обробку.

Метод заснований на визначенні масової частки фракцій, отриманих шляхом механічного або ручного розсівання проби на ситах.

Відбір і підготовку проб проводять згідно з ГОСТ 21560.0-82.

Для здійснення методики використовується апаратура:

- Механічний встряхувач або інший подібний пристрій з амплітудою коливання вібростенда від 1,5 мм до 3,0 мм і частотою коливання від 2,6 Гц до 50 Гц згідно з чинним НД;

- Сита з решітних полотен;

- Ваги лабораторні загального призначення.



Рисунок 8.2 – Загальний вигляд СНО – 3.6.2/10.

Методика визначення гранулометричного складу

Пробу масою 170-250г. зважують і записують результати.

При визначенні гранулометричного складу вручну сито або набір сит беруть обома руками і піддають зворотно-поступальному перемішування близько 120 разів на хвилину при амплітуді близько 70 мм. Якщо гранули

важко піддаються просівання, зворотно-поступальний перемішування слід три рази на хвилину переривати круговими рухами.

Після розсівання відбирають залишок з кожного сита і зважують. Результати зважування записують з точністю до першого десятичного знака.

Втрати при просіюванні НЕ повинні перевищувати 1%.

Масову частку фракції (X) у відсотках обчислюють за формулою:

$$X = \frac{m_1 \cdot 100}{m} \quad (8.2)$$

де m - маса проби, г;

m₁-маса фракції, г.

Методика визначення міцності гранул

Для вимірювання міцності гранул використовували прилад МВІ №296-18

Принцип дії приладу заснований на вимірюванні величини мінімальної сили, під впливом якої відбувається руйнування гранули при її стисненні між двома паралельними площинами.

Прилад являє собою пристрій, який вимірює і фіксує силу, що впливає на гранулу в момент початку її руйнування. Прилад складається з матриці, з'єднаної з датчиком сили, пуансона, що приводиться в зворотно-поступальний рух електричним двигуном. Випробувана гранула поміщається на матрицю, включається двигун, відбувається руйнування за допомогою пуансона. Результат вимірювання фіксується на індикаторі. Прилад працює в режимах одноразового і багаторазових вимірювань.



Рисунок 8.3 – Загальний вигляд МВІ 296-18.

Метод заснований на визначенні граничної сили, необхідної для руйнування гранул випробуваної фракції при одноосьовому стисканні між двома паралельними площинами.

Засоби вимірювальної техніки, допоміжні пристрої, випробувальне обладнання, матеріали, реактиви:

- гігрометр психометричний ВІТ - 1, ВІТ - 2 або психрометр універсальний згідно з чинним НД;

- пінцет металевий згідно з чинним НД;

- стаканчик для зважування з щільно закривається кришкою;

- прилад для визначення статичної міцності гранул типу ІПГ - 1 або типу ОСПГВ - 1М або інші аналогічні прилади, що мають діапазон вимірювань міцності від 0,1 МПа до 10 МПа, з відносною похибкою не більше $\pm 4\%$ і швидкістю переміщення робочого столика від 0,8 мм / с до 1,0 мм / с;

- механічний встряхувач або аналогічний пристрій для розсівання з амплітудою коливання вібростенда від 1,5 мм до 3,0 мм і частотою коливання від 2,6 Гц до 50 Гц згідно з чинним НД;

Виконання вимірювань:

Відбирають пінцетом двадцять гранул за формою, найбільш наближаються до сферичної, поміщають в щільно закривається стаканчик для зважування, для того щоб вологість гранул в процесі випробування не змінювалася. Всі гранули послідовно одна за одною руйнують на приладі і за шкалою заміряють силу в кілограм-силах. Результати вимірювань, отримані в результаті пластичної деформації гранул, з обробки виключають. Проводять додаткові виміри такої кількості гранул, які піддалися пластичної деформації.

Результати випробування в мегапідсилах (МПа) округлюють до десятих часток, а в кілограм-силах ($\text{кгс} / \text{см}^2$) - до цілих чисел. Допускається міцність гранул висловлювати в кілограм-силах на одну гранулу або в ньютонів на одну гранулу як середнє арифметичне двадцяти окремих результатів вимірювань.

8.4. Результати теоретичних та експериментальних досліджень

8.4.1 Отримані результати експериментальних досліджень

4.1.1 Підбір складу в'язучого розчину

Виходячи з основних вимог до в'язкого розчину, проводився пошук індивідуальних речовин і готових складів здатних забезпечити стійкий процес гранулоутворення і механічні властивості сухих і «мокрих» гранул. Як готового складу для використання в якості в'язучого речовини був обраний клей. Цей склад являє собою суміш соснової каніфолі і формальдегіду розчиненої в етиловому спирті. Склад має гарні в'язучі властивості, помірно складно розпорошується, має низький вміст мінеральних речовин, добре змочує вуглецевий порошок. До головних недоліків використання складу органічної речовини 4, в якості в'язучого для гранулювання порошоків, що містять вуглець, ставитися його порівняно висока вартість (орієнтовно 270 грн за 1 кг за станом на серпень 2018 року).

Так само для лабораторних випробувань було запропоновано використовувати суміші з індивідуальних компонентів, які необхідно виготовляти самостійно. Робоча суміш повинна складатися з компонентів:

- безпосередньо в'язкої речовини, здатного забезпечити «склеювання» частинок порошку;
- розчинника забезпечує швидке і повне розчинення всіх компонентів в'язучого розчину, утворення гомогенного розчину, хорошу текучість, легке видалення при сушінні.

В якості в'язучих компонентів в лабораторних дослідженнях випробовувалися: лужний розчин органічної речовини 1; водна емульсія органічної речовини 2, гідролізна органічна речовина 3, каніфоль, крохмаль. Як розчинник для приготування експериментальних розчинів використовувалися: вода, спирт етиловий 96,6% об.

Вихідні компоненти використовувалися в різних комбінаціях при приготуванні в'язучого розчину. Всі склади застосовувалися для виробництва експериментального гранульованого продукту. У процесі грануляції оцінювалися такі параметри, швидкість гранулоутворення, гранулометричний склад, міцність «мокрих» гранул, стираність гранул, якість поверхні окремих гранул, міцність висушених гранул.

Склад випробовуваних в'язучих складів і результати експериментальних спостережень за першим етапом досліджень наведені в таблиці 8.1.

Так як результати роботи були впроваджені в промисловість тому назва речовин які використовувалися в якості в'язучої речовини зазначається у загальному вигляді.

Таблиця 8.1 Результати експериментальних досліджень по підбору в'язучого розчину

№ з/п	Маса речовини, що гранулюється	Склад в'язучої речовини						Сумарна маса в'язучої розчину, гр	Міцність сухих гранул*, МПа
		Назва в'язучої речовини	Маса сухого в'язучого компонента, гр	Концентрація в'язучого компонента, % мас	Назва розчинника	Маса розчинника, гр	Концентрація розчинника, % мас		
1а	81	Органічна речовина 1*	0,9	7,2	вода	11,6	92,8	12,5	-
4а	160	Органічна речовина 1*	0,98	3,6	вода	26,2	96,4	27,18	-
8а	100	Органічна речовина 1*	0,98	4,4	вода	21,2	95,6	22,18	-
9а	100	Органічна речовина 1*	0,86	4,4	вода	18,6	95,5	19,48	-
1	200	Органічна речовина 2*	3,4	10,7	вода	27,4	86,6	31,62	1,25
2	200	Органічна речовина 3	15	32	вода	31	66,2	47,5	0,08
4	200	Органічна речовина 2*	3,4	7,4	вода	41,6	91,2	45,64	0,56
5	200	Органічна речовина 3	15	29,4	вода	35,3	69,3	50,94	0,21
6	200	Органічна речовина 3	15	29,4	вода	35,8	70,3	50,95	0,14
7	200	Органічна речовина 2*	3,4	8,4	вода	37,1	91,3	40,64	1,12
8	200	Органічна речовина 3	30	48,5	вода	31	50,1	61,9	(0,69)
9	200	Органічна речовина 2*	3,4	11	вода	26,8	87,6	30,63	(0,7)
11	200	Органічна речовина 4*	50	-	-	-	-	50	0,88

15	200	Органічна речовина 1*	1,8	4,9	вода	93,9	34,8	37,03	(0,24)
16	200	органічна речовина 4	55	-	-	-	-	55	(0,47)
17	136	Органічна речовина 2* + Органічна речовина 3	13	32	вода	27,4	66,4	41	0,2
20	200	Каніфоль	11	13	спирт етило- вий	72	86,7	83	
21	200	Органічна речовина 3+ Органічна речовина 2*	21,7	35,7	вода	39	63,6	60,8	0,62
24	200	Органічна речовина 3+Орга- нічна речовина 4	30		-	-	-	-	-

міцність сухих гранул * - в осередках таблиці, де не вказана міцність сухих гранул, міцність готового продукту оцінювалася виміром навантаження до руйнування гранул. Значення міцності вказане в дужках заміряють на пристрої ППГ-1;

органічна речовина 1* - це лужний розчин органічна речовина 1 з концентрацією сухого залишку 16% щільністю 1350 кг / м³;

органічна речовина 2 * - водна емульсія органічної речовини 2 з вмістом сухого залишку 35% і щільністю 1030 кг / м³;

органічна речовина 4 * - складається на 45% з каніфолі соснової, 37% етилового спирту, 17% ефіру 10% масла рослинного.

8.4.3. Визначення оптимального складу в'язучого розчину

В результаті проведення лабораторних досліджень з підбору в'язучого складу було визначено, що оптимальним в'язким розчином є склад отриманий на основі гідролізованої органічної речовини 3. Для визначення впливу концентрації в'язучого на процес гранулоутворення і міцність гранульованих продуктів дослідним шляхом було визначено мінімальну (вміст органічної речовини 3 при якій гранули не утворюються) і максимальна (погане розпорошення і погане гранулоутворення) концентрації в'язкої речовини в робочому розчині в'язучого. В отриманому діапазоні концентрацій були проведені лабораторні випробування з отриманням дослідних партій гранул. Після сушіння партій отриманих гранульованих продуктів була виділена товарна фракція гранул 2 - 3 мм. Отримані гранули були випробувані на міцність на пристрої для визначення міцності гранул ІПГ - 1. Отримані результати досліджень наведені в таблиці 8.2

Таблиця 8.2 Результати експериментальних досліджень по визначенню оптимального складу в'язучого розчину

№ з/п	Маса речовини, що гранулюють, гр	Склад в'язучого розчину						Сумарная маса в'язучого розчину, гр	Міцність сухих гранул, (МПа)
		Назва в'язучої речовини	Маса сухого в'язучого компонента, гр	Концентрація в'язучого компонента, % мас	Назва розчинника	Маса розчинника, гр	Концентрація розчинника, % мас		
26	200	Органічна речовина 3	24	28,3	вода	60,3	70,9	84,9	0,38
5	200	Органічна речовина 3	15	29,4	вода	35,3	69,3	50,94	0,44
23	200	Органічна речовина 3	15	32,7	вода	30,3	65,9	45,9	0,43
25	200	Органічна речовина 3	30	33	вода	60,3	66,3	90,94	0,42
12	200	Органічна речовина 3	20	39,3	вода	30,3	59,4	50,94	0,39
10	200	Органічна речовина 3	20	39,3	вода	30,5	60,27	50,93	0,39
19	200	Органічна речовина 3	20	43,6	вода	25,5	55,5	45,9	0,66
8	200	Органічна речовина 3	30	48,5	вода	31	50,1	61,9	0,69

На підставі проведених лабораторних випробувань по отриманню дрібних партій гранульованих вуглецевих сумішей, результати яких наведені раніше, було встановлено склад і діапазон концентрацій індивідуальних речовин в в'язкому розчині відповідних оптимальними умовами гранулювання. Була проведена перевірка отриманих, в результаті проведення попередніх етапів, технологічних параметрів гранулювання в умовах безперервного технологічного гранулювання порошків, що містять вуглець.

Як технологія, яка забезпечує найкращі умови проведення технологічного процесу, була визначена технологія з попереднім змішуванням сухого порошку і частини в'язучого розчину з отриманням зволоженої, але яка зберігає сипкість «затравочної» маси. В експериментальних роботах було встановлено, що оптимальне співвідношення розчину подається на зрошення і розчину змішаного з вихідним порошкоподібним матеріалом становить 1: 2 відповідно.

Для проведення випробувань було взято навішування вихідного порошкоподібного матеріалу 1000 грам. В'язучий розчин був виготовлений з таких компонентів:

- сполучна речовина гідролізнаорганічна речовина 3 - 1500 гр. (33% мас.);
- розчинник вода - 3015 гр (67%).

Сумарна маса в'язучого розчину 4515 гр.

Сушка гранул проводилася при температурі 160⁰С.

В результаті проведеного лабораторного випробування з отримання гранульованих вуглецевих сумішей в умовах безперервного технологічного процесу гранулювання методом окатування були отримані наступні результати:

- процес гранулоутворення проходив стійко;
- запылювання порошку в процесі гранулювання відсутнє;
- короткий пусконаладжувальний режим роботи гранулятора;
- міцність отриманих сухих гранул 1,17 МПа;
- продуктивність лабораторного гранулятора з діаметром тарілки 600 мм при куту нахилу 45° до горизонту склала 8 кг / год;

- після закінчення процесу гранулювання залишок в'язучого розчину склав 500 гр.

Фракційний склад отриманої експериментальної партії гранульованої суміші, що містить вуглець при проведенні лабораторних досліджень представлений в таблиці 8.3. Перевірка фракційного складу отриманого гранульованого продукту проводилася шляхом розсіву на ситах.

Таблиця 8.3 Фракційний склад отриманого гранульованого продукту

Розмір частинок, мм	>7	7-5	5-1	<1
Маса, гр	224	253	5972	674
Доля, %	3,1	4	83,5	9,4

8.4.4. Аналіз і обґрунтування науково технічних результатів досліджень

На підставі результатів досліджень з підбору в'язучих речовин для гранулювання методом окатування порошкових сумішей, що містять вуглець зроблені наступні висновки.

При виробництві гранульованих продуктів з вуглецевих порошоків найбільш високу міцність готових гранул і хороше гранулоутворення забезпечили в'язучі склади на основі лужного розчину органічної речовини 1 і розчину органічної речовини 3. Застосування лужного розчину органічної речовини 1 забезпечив високу міцність гранульованого продукту. При цьому саме ця сполучна речовина має низьку вартість, добре розпилюється і забезпечує стійкий і якісний процес гранулоутворення. Гранулометричний склад різних в'язучих речовин показав, що найкращий гранулометричний склад має в'язучий розчин на основі органічної речовини 3 (рис 8.1).

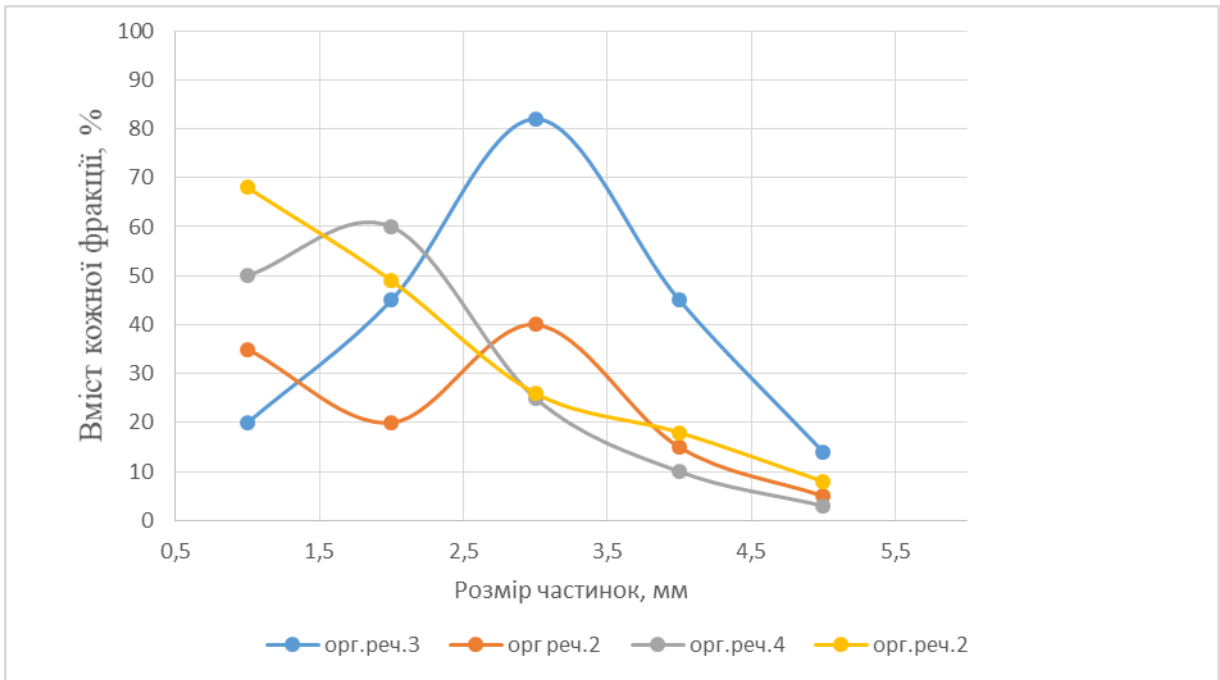


Рисунок 8.1. – Гранулометричний склад різних зв'язуючих

Аналіз на зольність показав, що використання в якості сполучного речовини лужного розчину органічної речовини¹ дає значний відсоток вогнетривкого залишку, що не припустимо для даного типу гранульованих продуктів (рис 8.2)

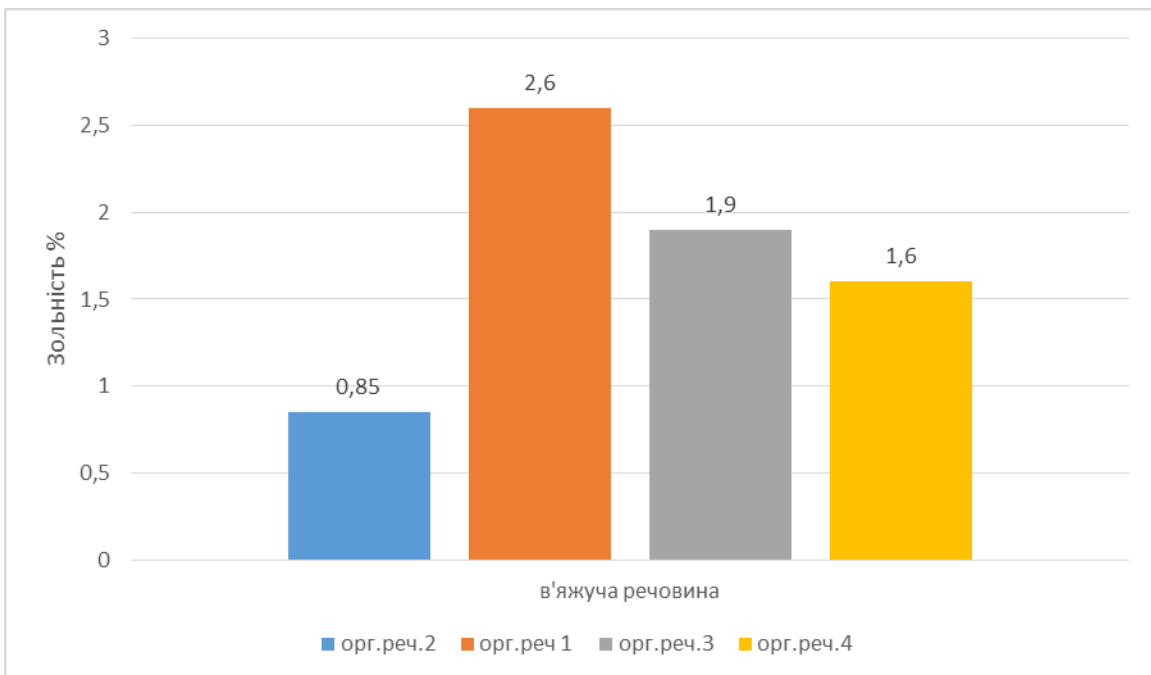


Рисунок 8.2 - Аналіз на зольність

Високими технологічними характеристиками володіють в'язкі розчини на основі водної емульсії органічної речовини 2. Ці в'язучі розчини забезпечують високу статичну міцність гранул і стійкість до стирання. Але гранули, виготовлені із застосуванням органічної речовини 2, мають властивість до самозаймання на повітрі при температурі до 400⁰С, що так само не задовольняє вимогам до готового продукту.

Експерименти з гранулювання порошків показали високу якість гранульованих продуктів виготовлених з використанням в'язучих складів на основі органічної речовини 4, в тому числі низьку зольність при відсутності самозаймання при нагріванні до високих температур. Основним недоліком використання органічної речовини 4 в якості в'язучої речовини є її вартість. Орієнтовні оцінки показують, що фінансові витрати на в'язучу речовину при використанні органічної речовини 4 вище на один два порядки ніж при використанні інших сполучних речовин. Цей недолік органічної речовини 4 як сполучної речовини, можливо вирішити в рамках іншого дослідження по виготовленню аналога з меншою вартістю.

Використання гідролізної органічної речовини 3 в якості сполучного речовини є найбільш оптимальним варіантом при виготовленні гранульованих продуктів з вуглецевих сумішей. Збільшення зміст органічної речовини 3 в гранульованому продукті дозволяє підвищити міцність гранул, але при цьому збільшує вміст негорючих залишків. Так само гранули виготовлені з використанням гідролізної органічної речовини 3, для забезпечення високої міцності, необхідно сушити при температурі 160⁰С.

Експериментальні роботи по використанню інших сполучних речовин (спиртового розчину каніфолі, модифікованого крохмалю і ін.) Не дали надійних результатів.

Проведені лабораторні випробування в'язучих складів виготовлених на основі водного розчину гідролізної органічної речовини 3 показали що гранично низькою концентрацією органічної речовини 3 в в'язкому розчині, здатним забезпечити гранулоутворення є концентрація нижче 28%. При підвищенні концентрації органічної речовини 3 в розчині міцність гранул

підвищується. При концентрації органічної речовини 3 в в'язкому розчині 48,5% розчин погано розпоршується, забиває канали форсунок, не забезпечує стійкого гранулоутворення. Але при цьому утворилися гранули, щонають високу міцність.

Графічна залежність міцності гранул від змісту органічної речовини 3 в складі сполучного розчину наведена на рисунку 8.3.

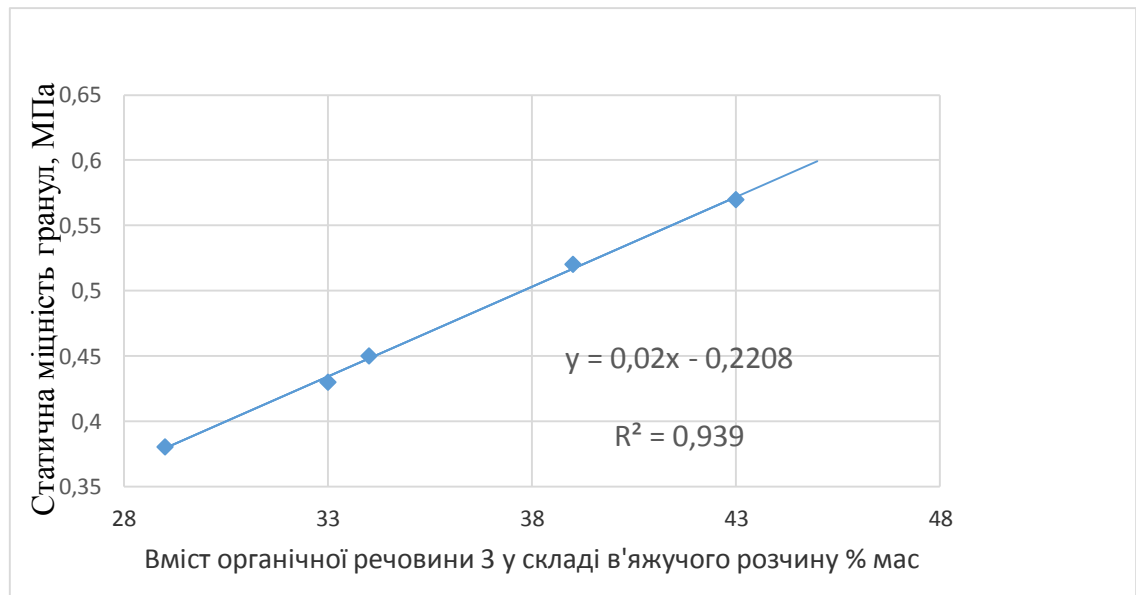


Рисунок 8.3 - Графічна залежність міцності одержуваних експериментальних гранульованих вуглецевих продуктів від вмісту органічної речовини 3.

Як можна припустити з графіка (рисунок 8.2), міцність гранул фактично лінійно залежить від вмісту органічної речовини 3 в в'язкому розчині у всьому діапазоні стійкого гранулоутворення.

Результати випробувань отриманих в результаті лабораторних досліджень по отриманню гранульованих вуглецевих продуктів в умовах безперервного стійкого технологічного процесу дозволяють зробити наступні висновки.

Використання в'язкого розчину на основі гідролізної органічної речовини 3 (концентрація 33% мас.) з використанням розчинника (0,77% мас.) дає стійкий процес гранулоутворення забезпечує вузький

гранулометричний склад готового продукту. Графічно гранулометричний склад відображений на рисунку 8.3

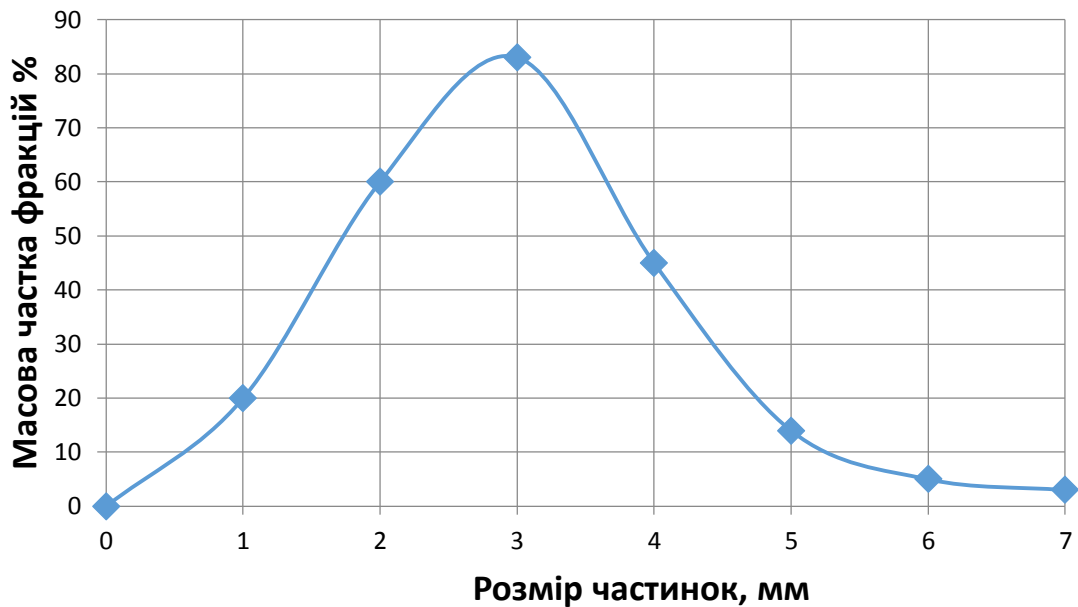


Рисунок 8.4 Фракційний склад гранульованого вуглецевмісного продукту

1) Як видно з графіка (рисунок 8.4) зміст товарної фракції гранул при безперервному стійкому процесі гранулювання становить понад 83% з урахуванням малого обсягу напрацьованої партії (6 кг) і зміст в отриманому гранульованому продукті гранул вироблених в пуско-налагоджувальному режимі. При безперервному виробництві гранульованого продукту в умовах промислового виробництва частка товарної фракції буде більше.

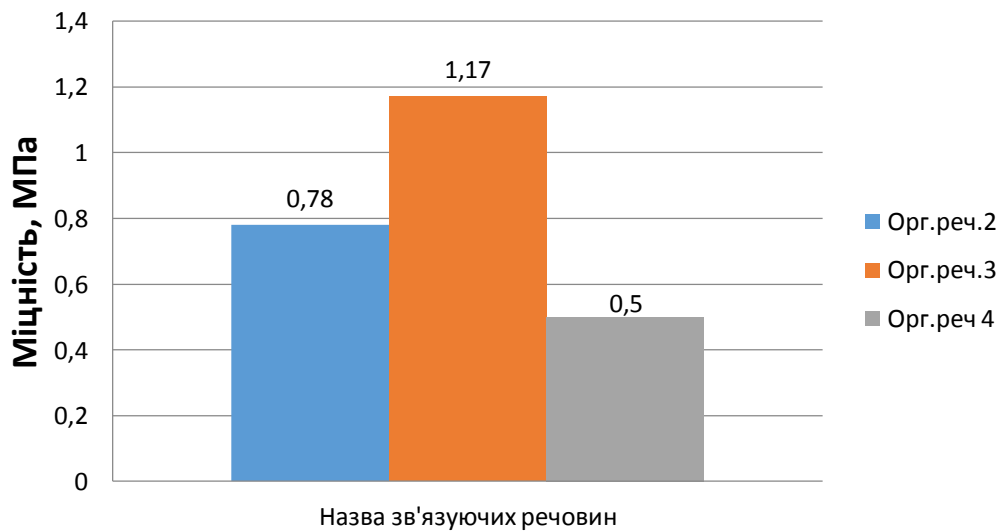


Рисунок 8.5 – Міцність отриманого гранульованого продукту в залежності від в'язучого

2) При безперервному режимі гранулювання вуглецевмісного порошку на тарілчастому грануляторі міцність отриманого гранульованого продукту має значення 1,17 МПа (рис.8.5), що майже в 3 рази перевищує міцність гранул вироблених малими партіями з аналогічним вмістом компонентів в'язучого розчину. Стійкий безперервний процес гранулоутворення сприяє більш тривалому окатуванню гранул в робочій області гранулятора без початку процесу стирання, кращому ущільненню гранул, зниження кількості пилу в готовому продукті.

3) При безперервному процесі гранулювання знижується витрата в'язучого розчину. При проведенні експериментальних робіт з безперервного гранулювання витрати в'язучого розчину знизилися на 30% в порівнянні з виробництвом малих (200 гр порошку) партій. Це дозволяє знизити фінансові витрати на виготовлення в'язучого розчину, а так само знизити частку вогнетривкої залишку в готовому продукті.

8.5. Апробація та впровадження

Наукові результати досягнень цієї роботи було висвітлено на **8 TH INTERNATIONAL YOUTH SCIENCE FORUM “LITTERIS ET ARTIBUS”** в секції «Chemistry & Chemical Technology» (CCT) (див. додаток). Науково-технічні досягнення, а саме, конструктивні параметри гранулятора і режим його роботи, використані при розробці технології гранулювання вуглецевмісної суміші у вигляді технічної пропозиції щодо вдосконалення конструктивної схеми гранулятора, експериментальних досліджень утворення гранул.

Результати серії експериментальних досліджень представляють науково-практичну цінність в перспективі отримання гранул з вуглецевмісної суміші.

Результати роботи були впроваджені у виробництві грануляції графіту в ТОВ «Праймекс Трейд» (м.Дніпро, Україна).

Застосування результатів дослідження дозволяє покращити якість продукції, зменшити викиди пилу в атмосферу.

ВИСНОВКИ

1. На базі основних законів теорії гідродинаміки і тепломасообміну, теоретичного, комп'ютерного моделювання та експериментальних досліджень розроблено та обґрунтовано наукові положення, висновки та рекомендації, сукупність яких є новими результатами в галузі процесів та обладнання з використанням двофазних потоків.

2. Отримав подальший розвиток науковий підхід до фізичного моделювання і теоретичного дослідження вихрових потоків під час гранулювання у зваженому шарі.

3. За допомогою теоретичних досліджень вперше одержано рівняння, що дозволяють визначити гідродинамічні характеристики руху однофазного та двофазного вихрового потоку, описати процеси класифікації та сепарації гранул та крапель.

4. Експериментально досліджено режими функціонування вихрового зваженого шару, одержані залежності для визначення опору зваженого шару і критичної швидкості руху газового потоку в різних режимах роботи вихрового гранулятора.

5. Запропоновано нові способи гранулювання у вихровому зваженому шарі та обладнання для їх здійснення, які захищені патентами. Нові конструктивні та технологічні рішення дозволяють підвищити якість гранульованої продукції (ступінь монодисперсності, міцність, спеціальні показники пористих речовин тощо) за рахунок вдосконалення гідро- і термодинамічних умов одержання гранул від етапу диспергування до етапу термічної обробки після формування необхідної структури.

6. Створено оригінальну методику інженерного розрахунку грануляторів вихрового типу зі змінною за висотою площею поперечного перерізу і внутрішньою циркуляцією ретур, яка захищена авторським свідоцтвом на твір.

7. Отримані наукові результати та практичні рекомендації впроваджені на вітчизняних і закордонних підприємствах хімічної

промисловості (ENTEREGESDO S.L., «Exprofert OU», ПАТ «Севєродонецьке об'єднання АЗОТ», ПАТ «Концерн Стірол».

8. Розроблено фізичну модель руху газокраплинних потоків по сепараційних каналах та фільтруючих секціях інерційно-фільтруючих газосепараторів за-сновану на основних механізмах формування потоку газу та краплин рідини у інерційно-фільтруючих газосепараторах, яка пояснює рух (перенесення) краплин рідини у турбулентному газорідинному потоці, основні механізми та закономірності процесів сепарації, визначає оптимальні гідродинамічні режими для упередження вторинних процесів (руйнування структури плівки вловленої рідини, унесення бризок), що супроводжують основний процес сепарації, для зниження гідравлічного опору та підвищення ефективності сепарації інерційно-фільтруючих сепараторів.

9. Адекватність розроблених моделей визначається нерозходженням за-кладених в них теоретичних (гідродинамічних) основ процесів інерційно-фільтруючої сепарації з фундаментальними положеннями механіки рідини і газу, механіки аеродисперсних систем, міграційної теорії процесів турбулентного перенесення та осадження дисперсних часток з турбулентного потоку.

10. Фізичними та математичними моделюваннями підтверджено, що при перехідних режимах ($2300 \leq Re \leq 10000$) газовий потік в'язко безвідривно об-гинаючи обтікає виступи та западини, практично точно повторюючи геомет-ричну конфігурацію криволінійних сепараційних каналів зі стінками з пос-тійним радіусом та синусоїдального профілю.

11. При розвинутій турбулентній течії потоку виявлено збіль-шення більш ніж у два рази локальних швидкостей газового потоку поблизу виступів криволінійних ділянок стінок каналу, що є зонами потенційного диспергування плівки вловленої рідини та вторинного бриз-коунесення.

12. Узагальнення та співставлення розрахункових значень складових шви-дкості руху суцільного потоку з відповідними значеннями, отриманими екс-периментально доводить достатню збіжність, розбіжність результатів не пе-ревищує 5%.

13. Аналізом розрахункових траєкторій руху газокраплинного потоку на криволінійних ділянках сепараційного каналу визначено, що краплі рідини вловлюються по всій довжині гофрованих жалюзійних пластин, але найбільша їх концентрація досягається на стінці в області западин криволінійних сепараційних каналів, при цьому забезпечується ефективно вловлювання дисперсних часток (краплин) розміром $2R > 5$ мкм, а високодисперсні частки (краплі) розміром $2R \leq 5$ мкм уносяться з газовим потоком.

14. За результатами експериментальних досліджень модельних зразків криволінійних сепараційних каналів і їх узагальнення визначено основні гідродинамічні та сепараційні характеристики сепараційних елементів інерційно-фільтруючих сепараторів (К-фактор 0,18-0,72 м/с, гідравлічний опір, вловлювання краплин розміром від $2R > 5$ мкм, ефективність сепарації 70-90%). Адекватність поширення отриманих залежностей обмежується областю перехідного та турбулентного гідродинамічних режимів руху газового потоку ($2300 \leq Re \leq 100000$), а також ламінарного режиму стікання сепарованої рідини в плівці без хвилеутворення ($Re_{пл} < 30$).

15. За сепараційними характеристиками інерційно-фільтруючі сепаратори наближаються до класу вискоефективних сітчастих відбійників (Sulzer KnitMesh V-MISTER™), мультициклонних прямоочних сепараторів (Shell SMS™/SMSM™) та патронних фільтр-коалесцерів (Sulzer MKS Multi Cassette™), одночасно вигідно відрізняючись від них та аналогічних пластинчастих сепараторів пониженим гідравлічним опором.

16. Обґрунтовано вибір волокнистих фільтруючих матеріалів на основі поліпропілену для сепарації вуглеводневих газів та очищення газових викидів з агресивними компонентами. Експериментально доведено анізотропію властивостей поліпропіленового голкопробивного полотна.

17. Розвинуто континуальну модель криволінійної течії газодисперсного потоку, яка дозволяє розрахунковим методом визначити спосіб розподілу краплин по розмірах і відповідно оцінити ефективність

сепарації після кожної послідовної криволінійної ділянки інерційно-фільтруючого сепараційно-го каналу. Отримані результати математичних моделювань підтверджують попередні припущення, що для ефективної сепарації (99,5-99,9%) крап-линної рідини у інерційно-фільтруючих сепараційних каналах достатньо від 2 до 4 криволінійних ділянок. На підставі узагальнення експериментальних даних кінетики фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів (система тверде тіло – газ) у безрозмірних комплексах теоретично розраховано втрату напору, коефіцієнти тепло- і масовіддачі та прогнозувати економічну доцільність процесу.

18. Теоретично та експериментально проведено дослідження розчинення полідисперсних сумішей на прикладі розчинення калій сульфату та бензойної кислоти, які відрізняються концентрацією насичення, у апараті періодичної дії за умови зміни рушійної сили.

19. Експериментально досліджено неперервне прямотечійне розчинення шару бензойної кислоти у вертикальному апараті та визначено концентрації на певних висотах шару. Складено математичну модель процесу розчинення та наведено її узагальнений розв'язок та розв'язок для даної системи.

20. Встановлено, що розчинення твердих речовин у стаціонарному шарі зернистого матеріалу супроводжується нестаціонарними явищами зміни концентрації у часі, які ускладнюють розрахунок розчинення.

21. Представлено принципову схему масообміну у трифазній системі, подано розподілення концентрацій у системі газ – рідина – тверде тіло та надано пояснення кожної масообмінної стадії: фізичної абсорбції, масовіддачі, дифузійно-контрольованого хімічного розчинення.

22. Визначено рушійну силу процесу хімічного очищення газу від SO₂ і коефіцієнт прискорення масообміну у трифазній системі у порівнянні до фізичної абсорбції та графічно оцінено його залежність від параметрів системи. Наведено математичні моделі та їх комп'ютерне рішення для процесу фізичної абсорбції та хемосорбції оксиду сірки з метою очищення викидних газів перед їх викидом до атмосфери.

23. Розглянуто дифузійно контрольований процес розчинення твердих тіл, який супроводжується значним тепловим ефектом у зоні взаємодії, що змінює фізико-хімічні параметри рідини у зоні взаємодії. Розроблено математичну модель нестационарного процесу теплообміну з поверхневим джерелом тепла, що дає змогу визначити температури у твердому тілі та рідинному середовищі.

24. На основі проведених досліджень масообміну у трифазній системі запропоновано технологічну схему очищення газового середовища від діоксиду сірки та наведено методику розрахунку апарату фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів.

25. На основі аналізу процесу гранулювання графіту було розроблено технологію грануляції та підбрано зв'язуючу речовину, що задовольняє усі параметри, тобто отримуємо гранули, що мають високу міцність, низьку зольність.

26. Проведено ряд експериментальних досліджень по гранулюванню графіту.

27. Розроблена конструкція тарілчастого гранулятора, що дозволяє ефективно проводити процес грануляції графіту та зменшити запиленість повітря у виробничому приміщенні.

28. Оптимальний склад в'язучого розчину грануляції графіту повинен містити органічну речовину (30-34% мас.). Як розчинник рекомендується використовувати пом'якшеної воду.

29. Для досягнення повної переробки вихідної сировини в товарну фракцію готового продукту (графіту) рекомендується використовувати в технологічній лінії ретурну гілку складається з класифікатора гранул, дробарки, транспортувального обладнання. Основним завданням ретурної гілки є виділення товарної фракції гранульованого продукту і повернення некондиції в початок технологічної лінії

30. Дослідження щодо застосування інших видів грануляционного обладнання графіту дозволять розробити технологічний процес для створення виробничої лінії високої продуктивності

31. Апробовано результати досліджень грануляції графіту на Львівській конференції LITTERIS ET ARTIBUS також успішно впроваджено у виробництво ТОВ «Праймекс Трейд» (м.Дніпро, Україна).

ПЕРЕЛІК ДЖЕРЕЛ ПОСИЛАНЬ

1. Энергетична стратегія України на період до 2030 р. [Електронний ресурс].
Режим доступу:
http://www.hydro.com/http://search.ligazakon.ua/1_doc2.nsf/link1/FN002747.html
2. Sen P. K. Energy efficient design: Tools, techniques and applications to the petroleum and chemical industry / P. K. Sen, K. Malmedal, J. Malinowski //Petroleum and Chemical Industry Technical Conference (PCIC) – 2015. – P.92-99.
3. Классенж П.В. Гранулирование / Классен П.В., Гришаев И.Г., Шомин И.И. – М.: Химия, 1991. – 240 с.
4. Davidson J.F. Fluidization / Davidson J.F., Clift R., Harrison D. – Academic Press, 1985. – 733 p.
5. Гельперин Н.И. Основы техники псевдооживления / Гельперин Н.И., Айнштейн В.Г., Кваша В.Б. – М.: Химия, 1967. – 664 с.
6. Wen-Ching Yang. Handbook of fluidization and fluid-particle systems / WenChing Yang. – New York: Marcel Dekker, 2003. – 850 p.
7. Gidaspow D. Multiphase flow and fluidization: continuum and kinetic theory descriptions with applications / Gidaspow D. – San Diego: Academic Press, Inc, 1994. – 467 p.
8. Kunii D, Levenspiel O. Fluidization engineering / Boston: Butterworth-Heinemann, 1991. – 491 p.
9. Kwauk M. Fluidization: Idealized and Bubbleless, with Application / Beijing: Science Press; and New York: Ellis Horwood, 1992. – 277 p.
10. L.G. Gibilaro. Fluidization-dynamics. The formulation and applications of a predictive theory for the fluidized state / Woburn:Butterworth-Heinemann, 2001. – 232 p.
11. Митрофанова О.В. Гидродинамика и теплообмен закрученных потоков в каналах ядерно-энергетических установок. – М.: Физматлит, 2010. – 288-355с.

12. Халатов А.А. Теория и практика закрученных потоков / Халатов А.А. – К.: Наукова думка, 1989. – 192 с.
13. P.G.Saffman. Vortex Dynamics. Cambridge University Press, 1992.
14. Jie-Zhi Wu, Hui-Yang Ma, Ming-De Zhou. Vorticity and Vortex Dynamics. – Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 2006. – 776 p.
15. James C. Wu. Elements of Vorticity Aerodynamics. Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 2018. – 140 p.
16. Chemical Engineering / by J.M.Coulson, J.F.Richardson // Pergamon Press, 1982. – 648 p.
17. Романков П.Г. Массообменные процессы химической технологии (системы с дисперсной твердой фазой) / Романков П.Г., Фролов В.Ф. – Л.:Химия, 1990.- 384с.
18. Атаманюк В.М. Наукові основи фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів / В.М.Атаманюк, Я.М.Гумницький.- Львів: Видав. Львівської політехніки, 2013. – 276с.
19. Аксельруд Г.А., Растворение твердых веществ. / Г.А.Аксельруд, А.Д. Молчанов – М.: Химия. – 1977. – 272с.
20. Aksielrud G. (1978). Ekstrakcja w ukladzie cialo stale – ciecz./ G. Aksielrud, W.Lysianski. – Warszawa: Wydaw, Nauk.- Techn.,1978.- 275s.
21. Романков П.Г. Экстрагирование из твердых материалов/ П.Г.Романков, М.И.Курочкина. – Л.:Химия, 1983.- 256с.
22. Кіндзера Д.П. Сушіння паливних матеріалів різнодисперсного складу у щільному шарі: дис. кан. техн. наук: 05.17.08 /Діана Петрівна Кіндзера. – Львів; 2003. – 226с.
23. Rutland, D.F. A non-linear effect in the capillary instability of jets [Text] / D. F. Rutland, G.J. Jameson // J. Fluid Mech. – 1971. – Vol. 46. – p. 267-271.
24. Mayer, W.O. Coaxial atomization of a round liquid jet in a high gas stream: a phenomenological study [Text] / W.O. Mayer // Experiments in Fluids. – 1994. – Vol. 16. – p.401-410.

25. Дж. В. Стреттон. (Лорд Релей). Теория звука [Текст] : пер. с англ. – Н.П. Успенского С.А. Каменецкого. – 2-е изд. – М. : Государственное издательство технико-теоретической литературы, 1955. – 354с.
26. Вивденко М.И. Исследование условий получения равномерных капель размером 1-0,5 мм [Текст] / К. Н. Шабалин, М. И.Вивденко // Химия и химическая технология. – 1965. – Т.8, №4. – с.685-690.
27. Norsk Hydro ASA [Электронный ресурс]. Режим доступа: <http://www.hydro.com/>.
28. Производство аммиачной селитры в аппаратах большой единичной мощности / [Иванов М.Е. , Поляков Н.Н., Поплавский В.Ю. и др.]; под ред. В.М. Олевского. – М.: Химия, 1990. – 288 с.
29. Nakamura S. The TOYO Urea Granulation Technology: The Challenges and Achievements in Producing Urea Granules / 20th AFA International Annual Technical Conference «Fertilizers Industry: Technology Development & Environmental Protection», 2007, pp.1-14.
30. Saikh M.A. A technical note on granulation technology: a way to optimise granules / International Journal of Pharmaceutical Sciences Review and Research, vol. 4, 2013, pp.55-67.20. Stahl H. Comparing Granulation Methods / Hürth: GEA Pharma Systems, 2010. – 10 p.
31. Urea Casale S.A. [Электронный ресурс]. Режим доступа: <http://www.casale.ch/>.
32. Kahl Group [Электронный ресурс]. Режим доступа: <http://www.amandus-kahl-group.de>.
33. Stamicarbon [Электронный ресурс]. Режим доступа: <http://www.stamicarbon.ru>.
34. Toyo Engineering Corporation [Электронный ресурс]. Режим доступа: <http://www.toyo-eng.com>.
35. Changzhou Xianfeng Drying Equipment Company Ltd [Электронный ресурс]. Режим доступа: <http://www.xianfengdrying.tradeprince.com/>.
36. Fluid bed technology bringing ideas in motion [Электронный ресурс]. Режим доступа: <http://www.neuhaus-neotec.de>

37. Glatt Innovative Technologies for Granules and Pellets [Электронный ресурс]. Режим доступа: <http://www.glatt.com>.
38. Shanghai Pilotech Instrument Equipment Co [Электронный ресурс]. Режим доступа: <https://www.shpilotech.com/project/yc-03-lab-spray-granulator/?gclid=EAIaIQobChMItdfA>
39. Patel P., Telange D., Sharma N. Comparison of Different Granulation Techniques for Lactose Monohydrate / International Journal of Pharmaceutical Sciences and Drug Research, vol. 3, 2011, pp. 222-225.
40. Progress in fluidization and fluid particle systems/ Ed. by D. King. New York: American Institute of Chemical Engineers: 1996. 129 p.
41. Ravi Teja Pusapati, T. Venkateswara Rao. Fluidized bed processing: A review / Indian Journal of Research in Pharmacy and Biotechnology. – 2014. – 2(4). – pp. 1360-1365.
42. Essays, UK. (November 2018). Fluidized Bed Systems A Review Engineering Essay. [Электронный ресурс]. Режим доступа: <https://www.ukessays.com/essays/engineering/fluidized-bed-systems-a-review-engineering-essay.php?vref=1>
43. H. Bodhanwalla, M. Ramachandran. Parameters affecting the Fluidized bed performance: A review/ REST Journal on Emerging trends in Modelling and Manufacturing. – 2017. – Vol. 3(1). – pp. 17-21.
44. Pat. № 2017089976A1 WO, Int. Cl, B01J2/10. Multifunctional granulator / Peter Peciar, Oliver Macho, Marián Peciar, Roman Fekete – № PCT/IB2016/057081; filed 23.11.2016; issued 01.06.2017.
45. Pat. № 9868098 US, Int. Cl, B01J2/16. Fluidized bed granulation / Wei Wang, Mengguang Wang – № 14/173361; filed 05.02.2014; issued 16.01.2018.
46. Pat. № 203002319, CN, Int. Cl B01J2/16. Fluidized bed granulator / Wang Zhen; assignee Novast Lab Chian Ltd. – № 20122705380U; filed 19.12.2012; issued 19.06.2013.
47. Pat. № 202683157, CN, Int. Cl B01J2/16. Fluidized bed hopper liting granulator / Tong Chaobing; Bian Chengkou; assignee Nanjing Huaiteng

Machinery Science & Technology Co Ltd . – № 20122228542U; filed 21.05.2012; issued 23.01.2013.

48. Pat. № 2012282361, US, Int. Cl B29B9/00; B01J2/003; B01J2/02; B01J2/04; B01J2/16. Method of granulation with a fluidized bed granulator / Kojima Yasuhiko, Yanagawa Takahiro; assignee Kojima Yasuhiko, Yanagawa Takahiro, Toyo Engineering Corp. – № 201213467634; filed 09.05.2012; issued 08.11.2013.

49. Pat. № 20110133839 KR, Int. Cl B01J2/16 B01J2/04; B01J2/16; F26B3/08. Fluidized bed granulator / Lee Sung Min; assignee Dae Sung Machinery Co Ltd. – № 20100053464; filed 07.06.2010; issued 14.12.2011.

50. Pat. № 201684575 CN, Int. Cl B01J2/16. Fluidized bed granulator / Xinyue Wang; assignee Xinyue Wang. – № 102183636U; filed 30.04.2010; issued 29.12.2010.

51. Pat. № 101829521 CN, Int. Cl B01J2/16. Fluidized bed granulator / Xinyue Wang; assignee Xinyue Wang. – № 20101166803; filed 30.04.2010; issued 15.09.2010.

52. Pat. № 201510861 CN, Int. Cl B01J2/16. Continuous fluidized bed spray granulator / Xinyue Wang; assignee Xinyue Wang. – № 20092232092U ; filed 22.09.2009; issued 23.06.2010.

53. Pat. № 20090081235 KR, Int. Cl B01J2/16; B01J8/18. Fluidized bed granulator / Lee Sung Min; assignee Dae Sung Machinery Co Ltd. – № 20080007207; filed 23.01.2008; issued 28.07.2009.

54. Pat. № 2003117377 JP, Int. Cl B01J2/16. Fluidized bed compression granulator / Nishii Kazuo, Okuda Kazutoshi, Kono Yukio; assignee Dalton Corp. – № 20010312086; filed 10.10.2001; issued 22.04.2003.

55. Pat. № 2002361066 JP, Int. Cl B01J2/16, B01J2/00. Fluidized bed granulator / Honma Daishiyo, Tsunenari Yoshinobu, Koyama Yuji, Yamazaki Takashi, Maki Toru, Takezawa Masahiro; assignee Taisho Pharma Co Ltd, Powrex Kk. – № 20010169646; filed 06.05.2001; issued 17.12.2002

56. Pat. № 201434561 CN, Int. Cl B02C23/08, F26B21/00, F26B3/08. Machine for continuous spraying, fluidizing, granulating and drying/ Guangwen Liu;

assignee Shenyang Xinqi Daily Chemicals Co Ltd. – № 2009211990U; filed 17.03.2009; issued 31.03.2010.

57. Pat. № 20040048861 KR, Int. Cl B01J2/16, C01B17/20, C01B17/38. Process for producing anhydrous alkali sulfide dried by fluidized bed spray granulation and device therefor / Alt Hans Christian, Golz Andreas ; assignee Degussa. – № 20030087343; filed 04.12.2002; issued 10.06.2004.

58. Pat. № 2790 JO, Int. Cl B01J19/26, B01J2/16, B01J8/26. Apparatus for Producing Nitrate Granules/ Eygelaar Johannes Petrus Gysbert; assignee Omnia Fertilizer Ltd. – № 2003155 ; filed 26.11.2002; issued 15.03.2014.

59. Pat. № 1407814 DK, Int. Cl B01J2/16. Process and apparatus with a fluidised bed apparatus for producing granules / Jacob Michael, Rümpler Karlheinz Dr; assignee Glatt Ingtech Gmbh. – № 20020021923T; filed 28.09.2002; issued 11.08.2014.

60. Pat. № 102005037630 DE, Int. Cl A61K9/16. Verfahren zur Herstellung von Teilchen aus pharmazeutischen Substanzen, Teilchen aus pharmazeutischen Substanzen sowie deren Verwendung/ Jacob Michael, Grave Annette; assignee Glatt Gmbh. – № 20051037630; filed 09.08.2005; issued 15.02.2007.

61. Pat. № 102013102133 DE, Int. Cl B01J2/16, B01J8/18, F26B11/02. Wirbelschicht-Trockner mit mehreren Kammern / Bohle Lorenz , Bohle Armin; assignee L B Bohle Maschinen & Verfahren Gmbh. – № 201310102133; filed 05.03.2013; issued 10.09.2014.

62. Pat. № 3004124 FR, Int. Cl B01J2/16, B01J8/24, B01J8/26. Procédé de granulation et enrobage en lits fluidisés continus-dispositifs techniques / Ninane Leon, Hubert Ghislain; assignee Ninane Leon, Hubert Ghislain. – № 20130000791; filed 03.04.2013; issued 10.10.2014.

63. Pat. № 2400924 ES, Int. Cl B01J2/00, B01J2/16. A fluid bed apparatus for coating solid particles / Ris Juerg Paul; assignee GEA Pharma Systems AG. – № 20070789893; filed 06.07.2003; issued 15.04.2013.

64. Pat. № 2011056348JP, Int. Cl B01J2/16, B01J2/00. Fluidized bed treating method and fluidized bed apparatus / Tochio Hisakazu, Matsui Ko ; assignee Powrex Corp. – № 20090206383; filed 07.09.2009; issued 24.03.2011.

65. Pat. № 2012028894 WO, Int. Cl. B01J2/16, B01J8/08. Fluid bed apparatus and method for processing a particulate material / Bubendorf Francois, Ris Juerg, Sokcevic Dragomir, Viarouge Daniel; assignee GEA Pharma Systems AG, Bubendorf Francois, Ris Juerg, Sokcevic Dragomir, Viarouge Daniel. – № 2010IB02121; filed 30.08.2010; issued 08.03.2012.
66. Pat. № 1513609DK, Int. Cl. B01J2/16, B01J8/18, B01J8/24, B01J8/32, B01J8/36. Fluidized bed process and apparatus / Maryakhin Roman; assignee Particle Treat Technologies LT. – № 2010IB02121; filed 03.06.2003; issued 10.05.2010.
67. Pat. № 438459 AT, Int. Cl. B01J2/16, B01J8/36, F26B3/08. Fluid bed apparatus module and method of changing a first module for a second module in a fluid bed apparatus / Hansen Ove, Page Trevor Gordon, Waldron Michel Simon; assignee Collette NV. – № 20040806437T; filed 23.12.2004; issued 15.08.2009.
68. Pat. № 7534278 US, Int. Cl. B01D46/04. Granulator device for the treatment of powdered products / Salvatore Fabrizio Consoli, Andrea Nora, Roberto Trebbi; assignee I.M.A. Industria Macchine Automatiche S.p.A. – № 10/567094; filed 02.08.2004; issued 19.05.2009.
69. Pat. № 8708551 US, Int. Cl. B01F7/16, B01F7/18, B01J2/10. Continuous granulator and method of continuous granulation of powder material / Ove Emil Hansen, Trevor Gordon Page, Michel Simon, Warldon; assignee Collete NV. – № 11/910690; filed 18.06.2004; issued 29.04.2014.
70. Pat. № 1698393 EP, Int. Cl. B01J2/16. Process and device for fluidized bed granulation / Bedetti Gianfranco, Burlando Carla; assignee Urea Casale S.A. – № 05004654.9; filed 03.03.2005; issued 06.09.2006.
71. Pat. № 6492024 US, Int. Cl. B32B5/16. Precision granulation / Rim Torben Walter; assignee Aeromatic-Fielder AG. – № 09/604968; filed 28.01.2000; issued 10.12.2002.
72. Pat. № 6680032 US, Int. Cl. B01J8/08, B01J8/18, B01J8/20. Process and apparatus for preparing granules / Hans Uhlemann, Burkhard Braun, Heinz Haussman, Gerhard Stopp, Horst Karkossa; assignee Bayer AG. – № 09/604968; filed 11.01.1993; issued 20.01.2004.

73. Pat. № 2011/0220745 US, Int. Cl. B02C23/24. Dry granulation in gas stream / Giovanni Politi; assignee Polibiotech SRL. – № 13/127865; filed 04.11.2009; issued 15.09.2011.
74. Евразийский патент № 019150, МПК В01J2/16, С06В31/28, С01С1/18. Гранулы нитрата аммония / Висажье Франсуа Кристиаан, Пиле Рай-нер Ральф; заявитель и патентообладатель Омниа Фертилайзер Лими-тед. – № 2006/06446. заявл. 02.08.2006, опубл. 30.01.2014.
75. Евразийский патент № 001126, МПК В01J2/04, В01J2/16, С05С9/00. Способ и устройство для гранулирования / Хонда Тетсузо, Кидо Ка-миказу, Янагисава Юзуру, Фудзии Хидетсугу; заявитель и патентообладатель Тойо Инжиниринг Корпорейшн. – № 199800686. заявл. 03.09.1998, опубл. 30.10.2000.
76. Пат. №2181621 Российская Федерация, МПК В01J8/18. Аппарат для обработки дисперсных материалов в псевдооживленном слое / Еро-феев В.К.; Шалимов В.П.; заявитель и патентообладатель Балтий-ский государственный технический университет "Военмех" им. Д.Ф. Устинова. – № 2001100771/12; заявл. 09.01.2001; опубл. 27.04.2002.
77. Пат. №2318587 Российская Федерация, МПК В01J2/16. Аппарат для получения гранулированных продуктов / Кочетов О.С., Кочетова М.Об, Кочетов Сергей Савельевич, Кочетов Сергей Сергеевич; заявитель и патентообладатель Кочетов О.С. – № 2006120096; заявл. 09.06.2006; опубл. 10.03.2008.
78. Пат. №2410153 Российская Федерация, МПК В01J2/16. Аппарат для получения гранулированных продуктов / Шатов А.А., Кутырев А.С., Тимофеев А.С., Мальцева И.Д., Байбулатов С.И.; заявитель и патентообладатель Открытое акционерное общество «Сода» – № 2009123433/12; заявл. 16.06.2009; опубл. 27.01.2011.
79. Пат. №2464080 Российская Федерация, МПК В01J2/16, В01J8/18. Способ и устройство для получения гранул / Леду Франсуа, Ванмарке Люк, Волке Ховард, Де Бакке Петер, Де Фау Ремко, Элдерсон Руланд; заявитель

- и патентообладатель Яра интернейшнл АСА – № 2010147325/05; заявл. 28.04.2009; опубл. 20.10.2012.
80. Декл. пат. №1890 U Україна, МПК 7 B01J8/44. Апарат псевдозріженого шару / Корнієнко Я.М., Заграй Я.М., Мікульонок І.О.; заявник та патентовласник Корнієнко Я.М., Заграй Я.М., Мікульонок І.О. – №2002054443; заявл. 30.05.2002; надрук. 15.07.2003.
81. Пат. №35070 U Україна, МПК (2006) B01J2/00. Апарат псевдозріженого шару / Андреев І.А., Довжик М.Т., Мікульонок І.О.; заявник та патентовласник Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут» – №u200805441; заявл. 25.04.2008; надрук. 26.08.2008.
82. Пат. №35907 U Україна, МПК (2006) B01J2/00, B01J2/16. Апарат псевдозріженого шару / Андреев І.А., Довжик М.Т., Мікульонок І.О.; заявник та патентовласник Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут» – №u200805445; заявл. 25.04.2008; надрук. 10.10.2008.
83. Декл. пат. №49636 U Україна, МПК 6 B01J2/00, B01J8/18. Апарат для проведення зневоднення та грануляції гомо- і гетерогенних систем у псевдозріженому шарі / Заграй Я.М., Корнієнко Я.М., Мікульонок І.О.; заявник та патентовласник Заграй Я.М., Корнієнко Я.М., Мікульонок І.О. – №2002010344; заявл. 14.01.2002; надрук. 16.09.2002.
84. Crowe C.T. Multiphase flow handbook / New York: Taylor & Francis Group, LLC, 2006. – 1128 p.
85. Wen-Ching Yang. Fluidization, solids handling, and processing / Wen-Ching Yang. – Westwood: Noyes Publications, 1998. – 890 p.
86. Lipsanen T. Process analytical technology approach on fluid bed granulation and drying: identifying critical relationships and constructing the design space. – Helsinki: University Printing House, 2008. – 51 p.
87. Mukesh Gohel, Rajesh Parikh, Amirali Popat, Ashutosh Mohapatra, Bhavesh Barot, Chetan Patel, Hardik Joshi, Krishnakant Sarvaiya, Lalji Baldaniya, Pritesh Mistry, Punit Parejiya, Ramesh Parmar, Stavan Nagori, Tushar Patel.

Fluidized Bed Systems: A Review / [Электронный ресурс]. Режим доступа: https://www.researchgate.net/publication/260025445_Fluidized_Bed_Systems_A_Review

88. Seyed Hadi Seyedin, Ehsan Zhalehrajabi, Mehdi Ardjmand, Ali Akbar Safekordi, Shahram Raygan, Nejat Rahmanian. Using response surface methodology to optimize the operating parameters in a top-spray fluidized bed coating system / *Surface & Coatings Technology*. – 2018. – Vol. 334. – pp. 43-49.
89. Fluid Bed Technology in Materials Processing: Catalog information. – Florida: CRC Press LLC, 2000. – 512 p.
90. Parikh. D.M. Handbook of Pharmaceutical Granulation Technology / Parikh. D.M. – New York: Informa Healthcare, 2010. – 659 p.
91. S. Sundaresan. Instabilities in Fluidized Beds / *Annual Review of Fluid Mechanics*. – 2002. – Vol. 18(35). – pp. 63-88
92. K.M. Mandich, R.J. Cattolica. Stability of gas-fluidized beds / Ninth International Conference on CFD in the Minerals and Process Industries CSIRO, Melbourne, Australia. – 2012. – pp. 1-6.
93. Rubino O.P. Fluid-Bed Technology. Overview and Criteria for Process Selection // *Pharmaceutical Technology*, No. 23, pp. 104-117, 1999.
94. Teunou E., Poncelet D. Batch and continuous fluid bed coating - review and state of the art // *Journal of Food Engineering*, No. 53, pp. 325-340, 2002.
95. Guignon B., Duquenoy A., Dumoulin E.D. Fluid Bed Encapsulation of Particles: Principles and Practice // *Drying Technology*, No. 20, pp. 419-447, 2002.
96. Кутепов А.М. Общая химическая технология / А.М.Кутепов, Т.И.Бондарева, М.Г.Беренгартен. – М:Высшая школа,1990. – 520 с.
97. Процеси і апарати харчових виробництв / за редакцією І.Ф. Малєжика. – К: НУХТ, 2003. – 400 с.
98. Варфоломеев С.Д. Биотехнология / С.Д.Варфоломеев, С.В.Калюжный. – М: Высш. Школа, 1990. – 296 с.
99. Зеликман А.Н. Теория гидрометаллургических процессов / А.Н. Зеликман, Г.М.Вольдман, Л.В.Белявская. – М:Металлургия,1975. – 500 с.

100. Кузьминов С.С. Химическое фрезерование / С.С.Кузьминов, А.М.Лапин и др. – Минск: Высшая школа, 1973. – 184 с.
101. Пляцук Л.Д. Процеси та апарати природоохоронних технологій / Л.Д.Пляцук, Л.Л.Гурець. – Суми: Університетська книга, 2011. – 270 с.
102. Хацевич О.М. Безхлорне калійне добриво. Технологія конверсії мірабіліту з калій хлоридом у хлормагнієвому розчині/ О.М. Хацевич, М.І. Артус, Костів І.Ю. // Хім. пром. України. - 2015. №3 (128). - С. 37 — 41.
103. Вальков А.В. Способ извлечения редкоземельных элементов из гидратно-фосфатных осадков переработки апатита: Пат. 2524966 Россия, МПК C01F 17/00 (2006.01), C22B 3/26 (2006.01), C22B 59/00 (2006.01), № 2012123103/05; Заявл. 05.06.2012; Опубл. 10.08.2014.
104. Пичугина А.И. Влияние катионов Cu^{2+} и Fe^{3+} на скорость растворения миллерита в азотной кислоте / А.И. Пичугина, В.И. Луцик, М.А. Чаткина, Е.С. Большаков // Химическая термодинамика и кинетика: Сборник докладов 5 Международной научной конференции. Великий Новгород, 2015, с. 167 – 168.
105. Stankovic S. Bioleaching of copper from samples of old flotation tailings / S.Stankovic, I.Moric, A. Pavic, S.Vojnovic et al. // J. Serb. Chem. Soc. – 2015, V.80, № 3. - P. 391 – 405.
106. Shvartsev B. Influence of solution volume on the dissolution rate of silicon dioxide in hydrofluoric acid / B. Shvartsev, D. Gelman, I. Komissarov, Epshtein A. et al. // Chem.Phys.Chem. – 2015.V.16 , № 2. - P. 370 – 376.
107. Goteryd L. Contaminants of post-leaching copper solutions and their behavior during extraction with industrial extractants / L. Goteryd, G. Pietek // Phys. Probl. Miner. Process – 2013. V.49, № 1. - P. 133 – 143.
108. Здановский А.Б. Галургия // Л.: Химия. - 1972 . - 528с.
109. Киргинцев А.Н. Растворимость неорганических веществ в воде / А.Н.Киргинцев, Л.Н.Трушникова, В.Г.Лаврентьева . – Л.:Химия, 1972. – 248с.
110. Макарова И.В. Растворимость гликолята натрия в водных растворах изопропилового спирта: [Текст] / И.В. Макарова, А.И. Легаев, В.А. Куничан, Н.Н. Волкова // Науч.-техн. вестн. Поволжья. – 2014. – № 3, с. 147 – 149.

111. Zou Fengxia. Experimental measurement and modelling of solubility of inosine-5'-monophosphate disodium in pure and mixed solvents/ Zou Fengxia. Zhuang Wei, Wu Jinglan, Zhou Jingwe et al.// J. Chem. -Thermodyn. - 2014.- V.77.- P.14-22.
112. Okuniewski M. Solubility data and modeling for sugar alcohols in ionic liquids./M.Okuniewski, D.Ramjugernath, .N. Paramespri, U.Domanska //J. Chem. Thermodyn.- 2014.- V. 77.- P. 23-30.
113. Tully G. Solubility of benzoic acid and aspirin in pure solvents using focused beam reflective measurement/ G.Tully,G. Hou, B.J.Glen //Chem. and Eng. Data.- 2016.- V. 61, № 1,- P. 594-601
114. Yu X. Solubilities of adipic acid in cyclohexanol + cyclohexanone mixtures and cyclohexanone+cyclohexane mixtures./ X. Yu, Zh.Shen, Q. Sun et al. //J. Chem. and Eng. Data.- 2016. – V.61. № 3. - P. 1236-1245.
115. Zhev K. Solubility of calcium carbonate in ammonium chloride aqueous solution at T= (298.15, 323.15, and 348.15 K) /K .Zhev, H. Chen, C. Liu, W.Shen et al // J. Chem. Eng. Data, - 2015,- 60 (11), p. 3201–3208.
116. Богачев Н.А., Растворимость солей d-элементов в органических и водно-органических растворителях. I. Сульфаты меди, кобальта и кадмия./ Н.А. Богачев, А.О.Горбунов, А.А.Тихомирова и др.// Журнал общей химии, - 2015.- Т.85, № 11. - С.1765-1768 .
117. Huang X. Determination and correlation of solubility and solution thermodynamics of coumarin in different pure solvents./ X.Huang, J.Wang, et al. //Fluid Pfuue Equil.- 2015 V. 394,- P. 148-155.
118. Фадеев И. В.Исследование растворимости и ингибиторного действия систем моно-, тетра-, пентаборат натрия-этилендиамин—вода при 25 °С./ И. В., Фадеев, Ш. В.Садетдинов, В. К. Половняк //Науч.-техн. вести. Поволжья.- 2014.- N 5.- с. 13-17. 36.
119. Почиталкина И.А.Определение растворимости и спонтанного снятия пересыщения в водных растворах карбоната кальция /И.А. Почиталкина, П.А. Кекин, И.А. Петропавловский// «Вода: химия и экология» - 2015,- №2,- с. 72-76.

120. Шукуров Ж. С. Получение комплекснодействующего и высокоэффективного дефолианта./ Ж. С.Шукуров, Ж. С.Аскарва С.Тухтаев //Узб. хим. ж.- 2014,- № 5, с. 3-9.
121. Xiao Li-Bai. Dissolution properties of ammonium dinitramide in N-methyl pyrrolidone./ Xiao Li-Bai, Zhao Feng-Qi, Luo Yang, Xins Xiao-Ling et al. J.// Therm. Anal, and Calorim.- 2014.- V. 117, №1.- P. 517-521.
122. Silveira F. Detachment of non-dissolved clusters and surface roughening in solid dissolution/ F. Silveira, Arao R.F.//Electrochem.J.- 2013.- V.111.- P.1-8.
123. Гумницький Я.М. Інженерна екологія, ч.ІІ./ Я.М.Гумницький, І.М.Петрушка – Львів: Видав. Львівської політехніки. – 216. – 348с.
124. Натареєв С.В., Массоперенос в системі з твердим телом / С.В. Натареєв, Н.Р. Кокина, О.С. Натареєв, Е.А. Дубкова //Теор. основи хим.технол. - 2015.- т.49, №1. С. 74 — 78.
125. Karadas C. Determination of copper (II) in natural waters by extraction using N-o-vanillidine-2-amino-p-cresol and flame atomic absorption spectrometry / C. Karadas, D. Kara // Instrum. Sci. and Technol. – 2014. - 42 , № 5, С. 548 – 561.
126. MacCaroty J. Dissolution and rheological behaviour of hematite and quartz particles in aqueous media at pH 1 / J. MacCaroty, A. Nosruti, W. Skinner// Chem. Eng. Res. and Des. – 2014. – V.92,N11. – P. 2509-2522.
127. Chemical Engineering / by J.M.Coulson, J.F.Richardson // Pergamon Press, 1982. – 648 p.
128. Романков П.Г. Массообменные процессы химической технологии (системы с дисперсной твердой фазой) / Романков П.Г., Фролов В.Ф. – Л.:Химия, 1990.- 384с.
129. Аксельруд Г.А., Растворение твердых веществ. / Г.А.Аксельруд, А.Д. Молчанов - М.: Химия. - 1977. - 272с.
129. Брагинский Л.Н. Перемешивание в жидких средах/ Л.Н.Брагинский, В.И.Бегачев, В.М.Барабаш// Л:Химия. – 1984. – 336с.
130. Юрим І.М. Гідродинаміка пароутворення в умовах вакуумування / І.М. Юрим, Я.М.Гумницький// Вісник ДУ"ЛП" - Львів, 1998. - N 339,-с.126-128.

131. Narajahan S. Suspension of solid by bubble agitation / S.Narajahan, V.K.Bhatia, D.K.Guna. // *Can. J. Chem. Engng.* – 1079. – V.47. – P.360-364.
132. Patil V.K. Solid – liquid mass transfer coefficients in bubble columns up to one metre diameter./ V.K.Patil, M,M.Sharma // *Chem. Eng. Res. And Des.* – 1983.- V.61,N1. – P.21-28.
135. Гумницький Я.М. Інтенсифікація процесу фізичного розчинення в трьохфазній системі при розрідженні / Я.М.Гумницький, І.М. Майструк // *Хімічна промисловість України*, - 1999.-N2. - с.23 - 26.
- 136.Гумницький Я.М.,. Інтенсивність перемішування паровою фазою / Я.М.Гумницький, І.М. Юрим // *Вісник ДУ'ЛП"*. = Львів,1997. - N 333.- С.94-196.
137. Юрим І.М. Гідродинаміка пароутворення в умовах вакуумування / І.М. Юрим, Я.М.Гумницький// *Вісник ДУ'ЛП"* - Львів, 1998. - N 339,-с.126-128.
138. Гумницький Я.М. Кінетика фізичного і хімічного розчинення плоских об'єктів в умовах вакууму/ Я.М.Гумницький, А.Осман,І.М. Юрим // *Вісник ДУ'ЛП"*, Львів, 1996. - N 298,
139. Гумницький Я.М., Юрим І.М. Розчинення твердих частинок в умовах кипіння рідини//*Вісник ДУ"ЛП"*, Львів, N 316,1997р.
140. Гумницький Я.М., Майструк І.М. Кінетичні закономірності процесу розчинення твердих тіл в умовах вакуумування// *Журнал " Технічні вісті"* Укр. ^інж. тов. у Львові, 1998/1(6), 2(7).-с. 39 - 42.
141. Gumnitsky J.M. Mass transfer at the system with solid phase accompanied by evolution of gaseous phase / J.V.Gumnitsky, T.M.Pelekh, I.M.Yurym // 12th International Congress of Chemical and Process Engineering "CHISA' 96". Praha, Czech Republic, 1996. - P. 157 - 162.
142. Gumnitsky J. The mass transfer during dissolving solids in condition of gas supply and in vacuum/ J.Gumnitsky, M.Yurym, A.Osman// *Inzeneria Chemiczna. Konferencja naukowa*, V.1. – Krakow, 1994. – s. 319-325.
143. Вітенько Т.М. Гідродинамічна кавітація у масообмінних, хімічних і біологічних процесах: монографія / Т.М. Вітенько. - Тернопіль, в-во ТДТУ ім. Пулюя, 2009. - 224с.

144. Витенько Т.Н. Массообмен при растворении твердых тел с использованием гидродинамических кавитационных устройств./ Т.Н. Витенько, Я.М. Гумницкий // Теор. осн. хим. техн.- Москва: - 2006. - том 40. - №6. -С.639-644.
145. T.N. Viten'ko. Mass Transfer during Dissolution Of Solids Using Hydrodynamic Cavitation Devices / T.N. Viten'ko and Ya.M. Gumnitskii // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. - 2006. -Vol. 40. - No. 6, P. 598-603.
146. Вітенько Т.М. Механізм, кінетика та інтенсифікуюча дія гідродинамічної кавітації при розчиненні твердих речовин./ Т.М. Вітенько, Я.М. Гумницький // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій. - 2008. - №32.-С. 28-34.
147. Вітенько Т.М. Експериментальна оцінка хімічної дії гідродинамічної кавітації / Т.М. Вітенько // Вісник Тернопільського державного технічного університету. - 2009. - Т. 14. - №24. - С. 165-170.
148. Вітенько Т.М. Розподіл енергії при активації води в умовах кавітаційного перемішування / Т.М. Вітенько // Вісник Тернопільського державного технічного університету. - 2006. - т. 11. —№4.-С. 214-219.
149. Вітенько Т.М. Гідродинамічна кавітація як один із методів інтенсифікації процесів розчинення. / Т.М. Вітенько // Промислова гідравліка і пневматика. - Вінниця: - 2007. - №1(15). - С14-18.
150. Вітенько Т.М. Природний гіпс. Інтенсифікація розчинення з використанням гідродинамічної кавітації / Т.М. Вітенько // Хімічна промисловість України. - К: - 2005. - №4. - С. 15-18.
151. . Кулов Н.Н., Математическое моделирование в химической технологии и биотехнологии /Н.Н. Кулов Н.Н., Л.С.Гордеев Л.С.// ТОХТ, 2014. - т.48, №3 - с. 243 — 248.
152. Вигдорчик Е.М. Математическое моделирование непрерывных процессов растворения/ Е.М.Вигдорчик, А.Б.Шейнин// Л:Химия,1971. – 246с.

153. Li B. Determination and correlation of solubilities of lithium chloride and sodium chloride in NMP. / B. Li, D. Du, W. Zhang, K. Meng // *Huagong xuebao = SIESC J.* – 2014. 65 – № 12, - с. 4664 – 4668.
154. . Рустамов Я.И. Кинетические закономерности и математическая модель процесса растворения в воде калиевой соли карбоксиметилцеллюлозы: / Я.И. Рустамов, Ш.Г. Мамедова // *Хим. пром-сть.* – 2015. – т.92 № 1, - с. 45 – 48.
155. . Zhou Li-ming Process optimization for ammonia-based flue gas desulfurization / Shi Yong-yong, Li Hai-yang, Xie Fang et al. // *Huaxue gongcheng = Chem. Eng. (China).* – 2014. 42 – № 4, с. 7 – 12.
156. Wang Z. Dissolution kinetics of calcium sulfate dihydrate / Z. Wang, J. Zhou, J. Zhu, Wu H. et al. // *Huagong xuebao = SIESC J.* – 2015. 66 – № 3, с. 1001 – 1006.
157. Frikha N. Modelling of a solid dissolution in liquid with chemical reaction: application to the attack reaction of phosphate by sulphuric acid.//N. Frikha N., A. Hmercha, S.Gabsi //*Can. J. Chem. Eng.*- 2014.- V.92, № 10,- P. 1829-1838.
158. Суханова А. С. Кинетика растворения как способ диагностики тонкой кристаллической структуры оксида железа// А. С. Суханова, Л. Г. Аниканова// 67 Всероссийская научно-техническая конференция студентов, магистрантов и аспирантов высших учебник заведений с международным участием, Ярославль:Тезисы докладов. Ч. 1.- 2014.- с. 35.
159. Брагинский Л.Н. Перемешивание в жидких средах/ Л.Н.Брагинский, В.И.Бегачев, В.М.Барабаш// Л:Химия. – 1984. – 336с.
160. Gumnitsky J. The mass transfer during dissolving solids in condition of gas supply and in vacuum/ J.Gumnitsky, M.Yurym, A.Osman// *Inzeneria Chemiczna. Konferencja naukowa, V.1.* – Krakow, 1994. – s. 319-325.
161. Аль-Ашкар Ясер Фільтраційне сушіння дисперсних матеріалів в щільному шарі при ІЧ-нагріванні: 05.17.08 Автореф. дис. ... канд. техн. наук – Львів, 1997. – 15с.
162. *Chemical Engineering* / by J.M.Coulson, J.F.Richardson // Pergamon Press, 1982. – 648 p.

163. Атаманюк В.М. Наукові основи фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів / В.М.Атаманюк, Я.М.Гумницький.- Львів: Видав. Львівської політехніки, 2013. – 276с.
164. Аксельруд Г.А., Растворение твердых веществ. / Г.А.Аксельруд, А.Д. Молчанов - М.: Химия. - 1977. - 272с.
165. Aksielrud G. (1978). Ekstrakcja w ukladzie cialo stale – ciecz./ G. Aksielrud, W.Lysianski. - Warszawa: Wydaw, Nauk.- Techn.,1978.- 275s.
166. Романков П.Г. Экстрагирование из твердых материалов/ П.Г.Романков, М.И.Куручкина. - Л.:Химия, 1983.- 256с.
167. Кіндзера Д.П. Сушіння паливних матеріалів різнодисперсного складу у щільному шарі: дис. кан. техн. наук: 05.17.08 /Діана Петрівна Кіндзера. – Львів; 2003. – 226с.
168. Суслов А.Д., Иванов С.В., Мурашкин А.В., Чижиков Ю.В. Вихревые аппараты. М.: Машиностроение, 1985. – 256 с.
169. Khalatov A. A. Heat transfer in swirled flows / Journal of Engineering Physics and Thermophysics, vol. 64, No. 6, 1993, pp. 546-553.
170. Н.А. Войнов. Вихревые контактные ступени для ректификации/Н.А. Войнов, Н.А. Николаев, А.В. Кустод, А.Н. Николаев, Д.В. Тароватый/ Химия растительного сырья. – 2008. – № 3. – С.173–184.
171. Swirl diffusers with adjustable blades / рекламний проспект корпорації IMOS Systemair, 2014.
172. Pat. № 8590864 US, Int. Cl F02M29/06. Semi-tubular vane air swirler / Matthew S. Anderson, John P. McClure, Clark Fraser Paterson; assignees Woodward FST Inc., Woodward Inc.– № 12/909384; filed 21.10.2010; issued 26.11.2013.
173. B.I. Bogdanov, D.R. Rusev, Y.H. Hristov, I.G. Markovska, D.P.Georgiev Design of a Grid for Preparation of high Density Granules from Dispersed Materials / World Academy of Science, Engineering and Technology, Vol. 5, 2011, pp. 694-697.

174. M. M. Paulose. Hydrodynamic study of swirling fluidized bed and the role of distributor. Ph.D. thesis, Cochin university of science and technology, 2006.– 124 p.
175. M.S. Ishak, M.N. Jaafar, Y.A. Eldrainy. The Effect of Radial Swirl Generator on Reducing Emissions from Bio-Fuel Burner System / Modern Applied Science, vol. 3, No. 6, 2009, pp. 45-51.
176. Ледник С.А. Совершенствование оборудования в технологиях переработки биомассы дерева на основе вихревых контактных ступеней: автореф. дисс. на соискание науч. степени канд. техн. наук: спец. 05.21.038 / С.А.Ледник - Красноярск, 2013. – 20 с.
177. M. Wormsbecker, T.S. Pugsley, H. Tanfara. The Influence of Distributor Design on Fluidized Bed Dryer Hydrodynamics/ The 12th International Conference on Fluidization - New Horizons in Fluidization Engineering, 2007, pp. 815-822.
178. J. De Wilde. Gas-Solid Heat and Mass Transfer Intensification in Rotating Fluidized Beds in a Static Geometry / in book Heat Transfer - Theoretical Analysis, Experimental Investigations and Industrial System, 2011, pp. 594-616.
179. Pat. № 3904548 US, Int. B01J11/68. Regenerating catalyst with tangential introduction and circumferential swirl in a fluidized bed / Frank N. Fagan, Joe E. Penic, Klaus W. Schatz; assignee Mobil Oil Corporation.– № 395816; filed 10.09.1973; issued 09.09.1975.
180. Стороженко Г.И, Болдырев Г.В., Ярощук В.Г., Маценко М.И., Самура В.А., Дворников Н.А.. Новая технология сухого обогащения ве-рмикулита. // Строительные материалы. – 2004. - №1. - С. 20 - 21.
181. Гупта Л., Лилли Д, Сайред Н. Закрученные потоки / Пер. с англ. — М.: Мир, 1987. - 588 с.
182. Теплообмен и гидродинамика закрученных и вихревых потоков в каналах / Т. В. Доник, Д. Н. Письменный ; под ред.: А. А. Халатов ; НАН Украины, Ин-т технической теплофизики. – Киев : Наукова дум-ка, 2014 . – 189 с.

182. Ляпощенко О.О. Удосконалення процесів газосепарації та газосепараційного обладнання нафтогазопереробних виробництв / Ляпощенко О.О. - Матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів та студентів інженерного факультету. — Суми: Вид-во СумДУ, 2006. — вип. 8. — с.16.
183. Фукс Н. А. Механика аэрозолей / Фукс Н.А. - М: — 1985 г. — 351 с.: ил.
184. Швидкий В.С. Очистка газов: справочник / Швидкий В.С., Ладигічев М.Г. - М.: Теплоэнергетик, 2002. – 640 стр.
185. Борис А.А., Определение режима течения потока газожидкостной смеси в трубопроводах на установках путевого сброса воды арланской группы месторождений оао «АНК «БАШНЕФТЬ» / Борис А.А., Лягов А.В. - Электронный научный журнал «Нефтегазовое дело», 2012, № 2 – Режим доступа: <http://www.ogbus.ru> – с.66-78.
186. Стасенко А. Л. Физические аспекты многофазных течений в аэродинамике, летательной технике и авиационной экологии / Стасенко А. Л. - ТРУДЫ МФТИ. — 2011. — Том 3, № 4 – с.108-126.
187. Райст П. Аэрозоли. Введение в теорию: Пер. с англ./ Райст П. – М.: Мир, 1987. – 280 с., ил.
188. Ветошкин А. Г. Процессы и аппараты пылеочистки. / Ветошкин А. Г. — Пенза: Изд-во Пенз. гос. ун-та, 2005. — 210 с., ил.
189. Архипов В.А. Аэрозольные системы и их влияние на жизнедеятельность. / Архипов В.А., Шереметьева У.М. – Томск: Издательство Томского государственного педагогического университета. 2007. – 136 с.
190. Ушаков С. Г. Инерционная сепарация пыли / Ушаков С. Г. Зверев Н.И. – М.: Энергия, 1974.– 164 с.
191. Аль Раммахи М.М. Гидродинамические характеристики инерционно-фильтрующих сепараторов: дис. канд. техн. наук: спец. 05.17.08 / Аль Раммахи М.М. – К, 2014. — 188 с.
192. Процеси і апарати харчових виробництв / за редакцією І.Ф. Малєжика. – К: НУХТ, 2003. – 400 с.

193. Варфоломеев С.Д. Биотехнология / С.Д.Варфоломеев, С.В.Калюжный. – М: Высш. Школа, 1990. – 296 с.
194. Зеликман А.Н. Теория гидрометаллургических процессов / А.Н. Зеликман, Г.М.Вольдман, Л.В.Белявская. – М:Металлургия,1975. – 500 с.
195. Кузьминов С.С. Химическое фрезерование / С.С.Кузьминов, А.М.Лапин и др. – Минск: Высшая школа, 1973. – 184 с.
196. Пляцук Л.Д. Процеси та апарати природоохоронних технологій / Л.Д.Пляцук, Л.Л.Гурець. – Суми: Університетська книга, 2011. – 270 с.
197. Xiaolei Li. Removal of SO₂ using ammonium bicarbonate aqueous solution as absorbent in a bubble column reactor / Li Xiaolei, Zhu Chunying, Ma Youguang // *Front. Chem. Sci. and Eng.* – 2013. – V.7, № 2,- с. 185 – 191.
198. Lu J. Kinetics of forward extraction of boric acid from salt lake brine by 2-ethyl-1,3-hexanediol in toluene using single drop technique / J. Lu, J. Liu, Y. Sun, Ch. Li // *J. Chem. Eng.* – 2014.- V.22 , № 5,- P. 496 – 502.
199. Курилець О.Г. До питання про утилізацію цинку із відпрацьованого поглинального розчину процесу очищення газів від сірководню цинковмісними розчинами/ О.Г.Курилець, О.В.Мартинець// Вісник ДУ «Львівська політехніка»:Хімія, технологія речовин та їх застосування». – 1999. - №361. – С.9 – 11.
200. Дерейко Х.О. Дослідження механізму та способів інтенсифікації хемосорбційного поглинання діоксиду сірки розчином гідроксиду натрію/ Х.О.Дерейко, Я.М.Гумницький, М.С.Мальований// *Экотехнологии и ресурсосбережение.* – 2002. - №2. – С.33-37.
201. Дерейко Х.О. Хемосорбція SO₂ лужними розчинами у апаратах з висококоінтенсивною гідродинамікою/ Х.О.Дерейко, Я.М.Гумницький, М.С.Мальований// Вісник ДУ «Львівська політехніка»:Хімія, технологія речовин та їх застосування». – 1999. - №361. – С.127 – 130.
202. Дерейко Х.О.Очищення димових газів від SO₂ шляхом фізичної абсорбції та хемосорбції вапняковою суспензією/ Х.О.Дерейко, Я.М.Гумницький, М.С.Мальований// *Держ. Науково-техн.вісник «Розвідка і*

розробка нафтових і газових родовищ». – Івано-Франківськ.- 2000.- Вип.37 (том 9). – С.168-173.

203. Почиталкина И.А. Определение растворимости и спонтанного снятия пересыщения в водных растворах карбоната кальция: [Текст] / И.А. Почиталкин, П.А. Кекин, И.А. Петропавловский / Вода: химия и экол. – 2015. – № 2,- с. 72 – 76.

204. Соцкая Н.В. Кинетика катодного выделения водорода на электроосажденных сплавах системы Ni-P: [Текст] / Н.В. Соцкая, О.В. Долгих, Л.В. Сапронова, Ю.Г. Кравцова // Физикохимия поверхности и защита матер. – 2015. Т.51 – № 3,- с. 251.

205. Бегунова Л.А. Кинетика растворения магния в водных растворах его солей / Л.А.Бегунова, Д.Е.Симоненко// Изв. Вузов.Приклад. хим. и биотехнол. – 2015.- №3.- С.10-14.

206. Rossrucker L. The pH dependence of magnesium dissolution and hydrogen evolution during anodic polarization/ L. Rossrucker, A.Samaniego et al// Electrochem.Soc. J. – 2015.- V.162,N7. – P. C333-C339.

207. Musare K. Enhanced anodic dissolution of magnesium in quaternary-ammonium-based ionic liquid coelanted small amount of water/ K. Musare, I. Sasaki, N. Kitada et al.// Electrochem. Soc. J.- 2013.- V.160.- S.453-458.

208. Абжалов Б.С. Исследование растворения висмута в водных растворах соляной кислоты при поляризации несимметричным переменным током / Б.С. Абжалов, Б.М. Суннатов, А.Б. Жаксылыкова // Эволюция научной мысли: Сборник статей Международной научно-практической конференции. Уфа, 25 марта, 2015, с. 11 – 13.

210. Пичугина А.И. Влияние катионов Cu^{2+} и Fe^{3+} на скорость растворения миллерита в азотной кислоте / А.И. Пичугина, В.И. Луцик, М.А. Чаткина, Е.С. Большаков // Химическая термодинамика и кинетика: Сборник докладов 5 Международной научной конференции. Великий Новгород, 2015, с. 167 – 168.

211. Козадеров О. А. Массоперенос и фазообразование при анодном селективном растворении гомогенных сплавов: [Текст] / О.А. Козадеров, А.В. Введенский // Воронеж. – 2014, - с. 288.
212. Ильяшевич В.Д., Особенности переработки рутениевых концентратов / В.Д. Ильяшевич, Д.Р. Шульгин, Е.И. Павлова // 20 Международная Черняевская конференция по химии, аналитике и технологии платиновых металлов, Сборник тезисов. Красноярск, 2013, с. 140.
213. Благин А.В. Тепло- и массоперенос в технологическом процессе градиентной жидкофазной эпитаксии с использованием линейных зон: [Текст] / А.В. Благин, Л.В. Благина, А.В. Малибашев, Н.А. Нефедова // Изв. вузов. Сев.-Кавк. регион. Техн. н. – 2015 – № 2, с. 96 – 100.
214. Артюхов А.Е. Исследование температурных полей теплоносителя в установках получения 3D наноструктурированного пористого поверхностного слоя на гранулах аммиачной селитры/ А.Е. Артюхов, В.И.Склабинский// Журнал нано- та електронної фізики. – 2017.- Т.9,№1.- С. 10-15.
215. Artyukhov A.E. Production of granules with special properties in small-sized vortex devices/ A.E.Artyukhov, V.I.Sklabinsky// Modern scientific research and their practical application. – 2012.- V.J31207.-P.138-147.
216. Ляпощенко О. О. Гідродинаміка інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв очищення природного газу: дис. канд. техн. наук: спец. 05.17.08 — К., 2006. — 159 с.
217. Ляпощенко О.О. Фізичні умови утворення та сепарації газоконденсатних систем / Ляпощенко О.О., Настенко О.В. - Сучасні технології в промисловому виробництві: матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів факультету технічних систем та енергоефективних технологій. — 2013. — Ч.2. — С.136.
218. Ескендиоров М.З. Коагуляция и осаждение туманов в прямоточном аппарате с регулярным осаждением турбулизирующих элементов: автореф. дис...канд.техн.наук: 05.17.08. – К, 1991. – 17с.

219. Синайский Э. Г. Сепарация многофазных многокомпонентных систем./ Синайский Э. Г., Лапта Е. Я., Зайцев Ю. В. — М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 2002. — 621 с.: ил.
220. Синайский Э.Г. Разделение двухфазных многокомпонентных смесей в нефтегазопромышленном оборудовании / Синайский Э.Г. — М.: Недра,1990.—272 с.
221. Ляпощенко О.О. Физическая модель формирования высокодисперсных систем в турбулентном потоке газа / Ляпощенко О.О., Логвин А.В., Аль Раммахи М.М., Настенко О.В. - Сборник научных трудов SWorld. «Современные направления теоретических и прикладных исследований '2013». – Выпуск 1. Том 7. –2013 – С.70-75.
222. Ляпощенко О.О. Physical model of high-disperse gas-condensate systems formation in turbulent gas flow / Ляпощенко О.О., Логвин А.В., Аль Раммахи М.М., Настенко О.В. - E-Journal - Modern scientific research and their practical application. Vol.J21310, 2013.
223. Ляпощенко О.О. Физическая модель формирования высокодисперсных систем в турбулентном потоке газа / Ляпощенко О.О., Настенко О.В., Логвин А.В., Аль Раммахи М.М., Настенко О.В. - Современные направления теоретических и прикладных исследований '2013. Режим доступа: <http://www.sworld.com.ua/index.php/ru/technical-sciences-113/chemical-113/17267-113-0988>
224. Врагов А.П. Процессы и оборудование газоразделительных установок. / Врагов А.П. – Сумы: изд-во СумГУ, 2004.
225. Алиев И.А. Фазовое равновесие в водоуглеводородных системах / Алиев И.А., Расулов С.М. - MODERN HIGH TECHNOLOGIES, №3, 2011 – с.16-19.
226. Федешин В.О. Особливості термодинаміки природних газів і проблеми конденсатовилучення / Федешин В.О., Пилип Я.А., Багнюк М.М. - Дослідження та методи аналізу, № 4(17), 2005 – с.19-23.
227. Гуревич Д.Ф., Защитно-предохранительные устройства нефтегазового оборудования: справочное пособие / Гуревич Д.Ф., Шпаков О.Н., Заринский О.Н. – Л., 1991. - 347 с.

228. Берлин М.А. Переработка нефтяных и природных газов / Берлин М.А., Гореченков В.Г., Волков Н.П. – М.: Химия, 1981. – 472 с.
229. Жданова Н.В. Осушка природных газов. / Жданова Н.В., Халиф А.Л. – М.: Недра, 1975. – 189 с.
230. Ляпощенко О.О. Analysis of the conditions of phase equilibrium and influence of the united heat and mass transfer on the effectiveness of separation in the inertial-filtering separator / Ляпощенко О.О., Настенко О.В. - Chemistry & chemical technology – Vol. 9, No. 1, 2015 – P. 125-130.
231. Романов П.Г. Гидромеханические процессы химической технологии. / Романов П.Г, Курочкина М.И. – 3-е изд.перераб. – Л.: Химия, 1982 - 288стр.
232. Гасан Н.А. Ламинарное течение вдоль вертикальной стенки / Гасан Н.А. - Journal of applied mechanics Transaction of the ASME, Series E – Издательство: Мир, 1967, - с.85-87.
233. Цибульский В.Р. Математическая модель динамики процесса сепарации газа в системе первичного контроля масс газожидкостной смеси / Цибульский В.Р., Соловьев И.Г., Субарев Д.Н. - Весник ТГУ, №7, 2011 – с.159-165.
234. Биргер М.И. Справочник по пыле- и золоулавливанию / Биргер М.И., Вальдберг А.Ю., Мягков Б. И. — 2-е изд., перераб. и доп. — М.: Энергоатомиздат, 1983. — 312 с., ил.
235. Амелин А.Г. Теоретические основы образования тумана в химических производствах / Амелин А.Г. - Государственное научно-техническое издательство химической литературы, Москва, 1951.
236. Лойцянский Л.Г. Механика жидкости и газа. / Лойцянский Л.Г. – 3-е изд., перераб. И доп. – М.: Наука, 1970. – 904с.
237. Ужов В. Н. Подготовка промышленных газов к очистке / Ужов В. Н. Вальдберг А.Ю. – М.: Химия, 1975. – 216 с.
238. Ужов В. Н. Очистка промышленных газов от пыли. / Ужов В. Н. Вальдберг А.Ю., Мягков Б.И., Решидов И.К. – М.: Химия, 1981. – 392с.
239. Ужов В. Н. Очистка промышленных газов фильтрами. / Ужов В. Н., Мягков Б.И. - М.: Химия, 1970. – 320с.

240. Щукин В.К. Теплообмен, массообмен и гидродинамика закрученных потоков в осесимметричных каналах / Щукин В.К., Халатов А.А. – М.: Машиностроение, 1982. – 200 с.
241. Страус В. Промышленная очистка газов. / Страус В. – М.: Химия. 1981. – 616с.
242. Вальдберг А.Ю. Образование туманов и каплеулавливание в системах очистки газов. / Вальдберг А.Ю., Мошкин А.А., Каменщиков И.Г. – М.: ОАО «НИИОГАЗ», 2003. – 256с.
243. Вальдберг А.Ю. Эффективность улавливания капель тумана в волокнистых фильтрах при малых скоростях фильтрации / Вальдберг А.Ю., Мошкин А.А., Каменщиков И.Г. - Химическое нефтегазовое машиностроение. – 1999. – №1. – с.40-42.
244. Вальдберг А.Ю. Расчет эффективности высокоскоростных волокнистых фильтров / Вальдберг А.Ю., Мошкин А.А. - Химическое нефтегазовое машиностроение. – 1999. – №4. – с.32-34.
245. Алиев Г.М.-А. Техника пылеулавливания и очистки промышленных газов: справочник / Алиев Г.М.-А. – М.: Химия, 1986. – С. 306
246. Дьяченко Н.Н. Математическая модель течения полидисперсного ансамбля твердых частиц в ускоряющихся потоках / Дьяченко Н.Н, Дьяченко Л.И. - Вестник томского государственного университета, № 3(11), 2010, - с.95-99.
247. Ахмедов Р.Б. Аэродинамика закрученной струи / Ахмедов Р.Б. – М.: Энергия, 1997. – 238 с.
248. Склабинский В.И. Modeling and Design of Inertial – Filtering Gas Separators-Condensers for Compressor Units of Oil and Gas Industry / Склабинский В.И., Ляпощенко О.О., Аль Раммахи М.М., Настенко О.В. - Applied Mechanics and Materials — 2014. — Vol.630.— P.117-123.
249. Boothroyd R.G. Flowing Gas-Solids Suspensions / R.G.Boothroyd. — New York: Harper & Row, 1972. — 289 p.
250. CFD Analysis of Spray Propagation and Evaporation Including Wall Film Formation and Spray/Film Interaction / [R.Schmehl, H.Roskamp, M.Willmann,

- S.Witting] // International Journal of Heat and Fluid Flow. — 1999. — Vol.20. — P.520-529.
251. Wilcox D.C. Turbulence modeling for CFD / D.C.Wilcox. — [3rd ed.] — DCW Industries, 2006. — 522 p.
252. Нигматулин Р.И. Динамика многофазных сред / Нигматулин Р.И. — М: Химия, 1987. — Часть 1. — С.189
253. Нигматулин Р.И. Динамика многофазных сред / Нигматулин Р.И. — М: Химия, 1987. — Часть 2. — С.360.
254. Ляпощенко О.О. Аналіз фазової рівноваги та моделювання супутнього теплообміну в процесі інерційно-фільтрувальної сепарації конденсацією / Ляпощенко О.О., Настенко О.В. - Сучасні технології у промисловому виробництві: матеріали та програма III Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції, 2014.-Ч.2.-С.98.
255. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. / Касаткин А.Г. — 11-е изд., стереотип., дораб. Перепеч. — М.: Альянс, 2005. — 784с.
256. Кузнецов А.А. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. / Кузнецов А.А., Кагерманов С.М., Судаков Е.Н. - Изд.2-е пер. и доп. - Л., «Химия», 1974.
257. Мильштейн Л.М. О критериях дифференцированной оценки сепарационных устройств / Мильштейн Л.М. - Переработка нефти и газов. — 1977. — №2. — с. 77-81.
258. Фисенко С.П. Микроструктура поля пересыщения при гомогенной нуклеации в парогазовой смеси / Фисенко С.П. - Журнал технической физики, 2013, том 83, вып. 5. — с. 35-40
259. Рябцев Н. И. Природные и искусственные газы / Н. И. Рябцев. — Москва : Изд-во литературы по строительству, 1967. — 326 с.
260. Смирнов А. С. Сбор и подготовка нефтяного газа на промысле / А. С. Смирнов. — Москва : Недра, 1971. — 254 с.
261. Бараз В. И. Добыча нефтяного газа / В. И. Бараз. — Москва : Недра, 1983 — 204 с.

262. Берлин М. А. Переработка нефтяных и природных газов / М. А. Берлин, В. Г. Гореченков, Н. П. Волков. – Москва : Химия, 1981. – 472 с.
263. Катц Д. Л. Руководство по добыче, транспорту и переработке природного газа / Д. Л. Катц. – Москва : Недра, 1965. – 676 с.
264. Кэмпбел Д. М. Очистка и переработка природного газа / Д. М. Кэмпбел. – Москва : Недра, 1977. – 349 с.
265. Гордон Г. М. Пылеулавливание и очистка газов – 2 изд. / Г. М. Гордон, И. Л. Пейсахов. – Москва : Metallurgy, 1968. – 499 с.
266. Ужов В. Н. Очистка промышленных газов электрофильтрами – 2 изд. / В. Н. Ужов. – Москва : Химия, 1967 – 344 с.
267. Коуль А. Л. Очистка газа – пер. с англ. / А. Л. Коуль, Ф. С. Ризенфельд. – Москва : Недра, 1968 – 394 с.
- 268 Очистка от серы коксовального и других горючих газов – 2 изд. / Н. Н. Егоров, М. М. Дмитриев, Д. Д. Зыков, Ю. Н. Бродский; под ред. Н. Н. Егорова. – Москва : Metallurgizdat, 1960 – 342 с.
269. Ключев Н.И. Математические модели двухфазных течений / Ключев Н.И., Соловьева Е.А. - Самара. 2009.
270. Якуба А.Р. Анализ и оценка сил, действующих на частицы в сепараторах с закрученными потоками / Якуба А.Р., Калашников А.Н. - Весник СумГУ. – 1998. - №2(10), - с.41-45.
271. Мильштейн Л. М. Нефтегазопромысловая сепарационная техника: Справочное пособ. / Мильштейн Л. М., Бойко С. И., Запорожец Е. П. — М.: Недра, 1992. — 236 с., ил.
272. Синайский Э. Г. Сепарация многофазных многокомпонентных систем./ Синайский Э. Г., Лапта Е. Я., Зайцев Ю. В. — М.: ООО «Недра-Бизнесцентр», 2002. — 621 с.: ил.
273. Николаев В.В. Основные процессы физической и физико-химической переработки газа. / Николаев В.В., Бусыгина Н.В., Бусыгин И.Г. – М.: Недра, 1998. – 184 с.
274. Склабінський В.І. Методика та стратегія оптимізаційних досліджень при динамічному моделюванні процесів інерційно-фільтруючої сепарації у

високоєфективному енергозберігаючому газосепарційному обладнанні з застосуванням інтегрованих SCADA програмно-апаратних комплексів / Склабінський В.І., Ляпощенко О.О., Настенко О.В. - Інтегровані технології та енергозбереження. — 2014. — №4. — С.89-95.

275. Аль Раммахи М.М. Гидродинамические характеристики инерционно-фильтрующих сепараторов: дис. канд. техн. наук: спец. 05.17.08 / Аль Раммахи М.М. – К, 2014. — 188 с.

276. Буров А.А. Континуальная модель запыленного криволинейного течения газа / Буров А.А., Буров А.И., Гамолич В.Я. - Труды Одесского политехнического университета, 2004, №2 (22). – с.1-3.

277. Буров А.А. Распределение скоростей и температур в воздушном течении с замкнутыми контурами / Буров А.А., Максимовская Е.С., Толкач В.А. - Труды Одесского политехнического университета, 2009 – с.178-181.

278. Буров А.А. Воздушное течение в криволинейном канале. / Буров А.А., Буров А.И., Карамушко А.В. - Труды Одесского политехнического университета, 2009 – с.174-177.

279. Логвин А.В. Отримання початкових даних для математичного моделювання газодинаміки газового потоку в каналі ІФ-сепаратора / Логвин А.В., Аль-Раммахі М.М., Склабінський В.І. - Збірник тез доповідей 14 Всеукраїнської науково-практичної конференції "Інноваційний потенціал української науки - ХХІ сторіччя". – Режим доступу: <http://nauka.zinet.info/14/logvin.php>.

280. Sklabinskyi V.I. Problems of Forecasting and Efficiency Upgrading of Oil and Gas Separation Equipment / Sklabinskyi V.I., Liaposhchenko O.O., Nastenko O.V., Lyushnichenko M.P - Матеріали міжнародної науково-технічної конференції "Машини, обладнання і матеріали для нарощування вітчизняного видобутку та диверсифікації постачання нафти і газу", 2016, - с. 46-50.

281. FlowVision / ООО ТЕСИС (Современный программный комплекс от компании ТЕСИС моделирует трехмерные стационарные и нестационарные течения жидкости и газа). – М., 2005. – <http://www.flowvision.ru/>

282. Ляпощенко О.О. Интегрированные технологии автоматизированного проектирования с динамическим моделированием работы сепарационного и теплообменного оборудования в составе промышленных установок и комплексов / Ляпощенко О.О., Настенко О.В. - Прогрессивные технологии и процессы: Сборник научных статей Международной молодежной научно-практической конференции. — Курск: Юго-Зап. гос. ун-т, 2014. — Т.1. — С.353-357.
283. Ляпощенко О.О. Проектування установок низькотемпературної переробки вуглеводнів з використанням програмних пакетів технологічних розрахунків / Ляпощенко О.О., Настенко О.В. - XXI Міжнародна науково-практична конференція «Інформаційні технології: наука, техніка, технологія, освіта, здоров'я» (MicroCAD-2014), 2014.
284. Chemical Engineering / by J.M.Coulson, J.F.Richardson // Pergamon Press, 1982. – 648 p.
285. Романков П.Г. Массообменные процессы химической технологии (системы с дисперсной твердой фазой) / Романков П.Г., Фролов В.Ф. – Л.:Химия, 1990.- 384с.
286. Аксельруд Г.А., Растворение твердых веществ. / Г.А.Аксельруд, А.Д. Молчанов - М.: Химия. - 1977. - 272с.
287. Брагинский Л.Н. Перемешивание в жидких средах/ Л.Н.Брагинский, В.И.Бегачев, В.М.Барабаш// Л.:Химия. – 1984. – 336с.
288. Symak D. Analysis of Dissolution Kinetics Based on the Local Isotropic Turbulence Theory / D. Symak, V. Atamanyuk, Ja. Gumnitsky // Chemistry & Chemical Technology. - 2015. - Vol. 9, № 4. - С. 493-496.
289. Симак Д.М. Інтенсифікація масообмінних процесів за допомогою газової фази /Д.М. Симак, Я.М. Гумницький, Р. Петрус // Зб. матеріалів 3-го міжнародного конгресу Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування. 17-19 вересня. Львів. 2014. С.88.
290. Атаманюк В. М. Періодичне розчинення калій хлориду за зміни параметрів системи / В. М. Атаманюк, Д. М. Симак, О. М. Данилюк, Я. М.

- Гумницький // Вісник Національного університету «Львівська політехніка». Серія: Хімія, технологія речовин та їх застосування. — Львів : Видавництво Львівської політехніки, 2017. — № 868. — С. 100–105.
291. Ластухін Ю. О. Органічна хімія [Текст] / Ю. О. Ластухін, С.А. Воронов // – Львів: «Центр Європи», 2006. – 864 с.
292. Симак Д.М. Кінетика розчинення полідисперсного калію сульфату за перемінної рушійної сили / Д.М. Симак, Я.М. Гумницький, В.М. Атаманюк О. М. Данилюк // Наукові праці ОНАХТ. – 2016. – Т.80/1. – С. 13–18.
293. Симак Д.М. Кінетика розчинення полідисперсного калію сульфату за перемінної рушійної сили / Д.М. Симак, Я. М. Гумницький, В. М. Атаманюк О. М. Данилюк // Удосконалення процесів і обладнання харчових та хімічних виробництв: Праці XVI Міжнародної наукової конференції (Одеса, 5 – 9 вересня 2016 р.). – 2016. – С. 36–41
294. Крутько О. М. Исследования по разработке ресурсосберегающей технологии в производстве бензойной кислоты [Текст] / О.М. Крутько, Л.В. Полякова, Л.Ф. Комарова // Химия растительного сырья.– 1999.– № 5.– С. 163 – 168.
295. Люк Э. Консерванты в пищевой промышленности. Свойства и применение: Пер. с нем. [Текст] / Э. Люк, М. Ягер.– СПб:ГИОР, 2000.– 255 с.
296. Осокіна Н. Застосування речовин антимікробної дії для підвищення терміну зберігання ягід чорної смородини [Текст] / Н. Осокіна, О. Герасимчук // Товари і ринки. – 2008. – № 1. – С. 162 – 165.
297. Yang Qiu The role of the solid–solution interface in the dissolution of benzoic acid [Text] / Yang Qiu, Xianwen Li, Gaoming Li, Yaling Zhou, Yishen Qiu // Chem. Eng. Sci. 2015. –V. –123. N.2. –P. 376–379.
298. Cheng W. T. Solubility of Benzoic Acid in Ethanol, Benzene, Acetic Acid and Ethyl Acetate from 291.69 to 356.27 K [Text] / W. T. Cheng, S. Feng, X. Q. Cui, F. Q. Cheng // Advanced Materials Research 2012. –Vols. 518–523, P. 3975–3979.

299. Symak D. Investigation of physical dissolution of benzoic acid polydisperse mixture / D. Symak, J. Gumnitsky, V. Atamanyuk, O. Nagursky // *Chemistry & Chemical Technology*. – 2017. – Vol.11, №4. – P. 469–474.
300. Симак Д.М. Застосування розчинення полідисперсних сумішей твердих речовин у природоохоронних технологіях / Д.М. Симак, Я.М. Гумницький, В. М. Атаманюк, Р. Петрус. // *Захист навколишнього середовища. енергоощадність. Збалансоване природокористування: Праці 4-го Міжнародного конгресу (м. Львів, 21-23 вересня 2016р.)*. – 2016. – С. 115–116.
301. Хацевич О.М. Безхлорне калійне добриво. Технологія конверсії мірабіліту з калій хлоридом у хлормагнієвому розчині/ О.М. Хацевич, М.І. Артус, Костів І.Ю. // *Хім. пром. України*. - 2015. №3 (128). - С. 37 — 41.
302. Здановский А.Б. Галургия // *Л.: Химия*. - 1972 . - 528с.
303. Натареєв С.В., Массоперенос в системе с твердым телом / С.В. Натареєв, Н.Р. Кокина, О.С. Натареєв, Е.А. Дубкова // *Теор. основы хим.технол.* - 2015.- т.49, №1. С. 74 — 78.
304. Атаманюк В.М. Розчинення полідисперсної твердої фази у газорідному потоці / В. М. Атаманюк, Д. М. Симак, О. М. Данилюк // *Вісн. Нац. ун-ту "Львів. політехніка"*. - 2016. - № 841. - С. 271-273.
305. Аль Раммахи Мустафа М.М. Разработка физической модели движения газок капельных потоков в рабочей полости инерционно-фильтрующих сепараторов / Мустафа Аль Раммахи, А.В.Логвин, А.А.Ляпощенко // *Хімічна промисловість України*. —2012. — №6. — С.18-21.
306. Мустафа Аль Роммахи. Фізична модель руху газокраплинних потоків сепараційними каналами та фільтруючими секціями інерційно-фільтруючих газосепараторів / Мустафа Аль Роммахи, А.В.Логвин, О.О.Ляпощенко // *Нафтогазова енергетика*. — 2011. — №2(15). — С.5-11.
307. Physical conditions and mechanisms for separation condensate systems / О.О. Lyaposchenko, О. V. Nastencko, А. V. Logvyn, М. М. Al-Rammahi // *International Scientific Journal Acta Universitatis Pontica Euxinus. Special number: Материалы IX Международной конференции «Стратегия качества в*

- промышленности и образовании». — Болгария, Варна, 2013. — Т.1. — С.81-83.
308. Physical model of high-disperse gas-condensate systems formation in turbulent gas flow [Электронный ресурс] / O.O.Lyaposchenko, O.V.Nastenko, A.V.Logvin, M.M.Al-Rammahi // Modern scientific re-search and their practical application. — 2013. — Режим доступа до ре-сурсу: <http://www.sworld.com.ua/e-journal/J21310.pdf>.
309. Кутателадзе С. С. Гидродинамика газожидкостных систем / С. С. Кутателадзе, М. А. Стырикович. — [2-е изд.]. — М.: Энергия, 1976. — 296 с.
310. Нигматулин Р.И. Динамика многофазных сред. / Р. И. Нигматулин. — М.: Химия, 1987. — Ч.1. — С.189.
311. Нигматулин Р.И. Динамика многофазных сред. / Р. И. Нигматулин. — М.: Химия, 1987. — Ч.2. — С.360.
312. Романков, П. Г. Гидромеханические процессы химической технологии / П.Г.Романков, М.И.Куручкина. - 3-е изд., перераб. - Л.: Химия, 1982. - 288с.
313. Синайский Э.Г. Разделение двухфазных многокомпонентных смесей в нефтегазопромысловом оборудовании / Э.Г.Синайский. - М.:Недра, 1990. - 272 с.
314. Синайский Э.Г. Сепарация многофазных многокомпонентных систем / Э.Г.Синайский, Е.Я.Лапига, Ю.В.Зайцев. — М.: Недра-Бизнесцентр, 2002. — 621 с.
315. Ужов В.Н. Очистка газов мокрыми фильтрами / В.Н.Ужов, А.Ю.Вальдберг. — М.: Химия, 1972. — 247 с.
316. Ужов В.Н. Очистка промышленных газов фильтрами / В.Н.Ужов, Б.И.Мягков. — М.: Химия, 1970. — 319 с.
317. Фукс Н.А. Испарение и рост капель в газообразной среде / Н.А.Фукс. - М.: Изд. АН СССР, Итоги науки, 1958. - 90 с.
318. Фукс Н.А. Механика аэрозолей / Н.А.Фукс. — М.: Изд-во АН СССР, 1955. — 351 с.
319. Фукс Н.А. Успехи механики аэрозолей / Н.А.Фукс. - М.: Изд. АН СССР, Итоги науки, 1961. - 160 с.

320. Лойцянский Л.Г. Механика жидкости и газа / Л.Г.Лойцянский. – [3-е изд., перераб. и доп]. – М.: Наука, 1970.– 904 с.
321. Медников Е.П. Турбулентный перенос и осаждение аэрозолей / Е.П.Медников. — М.: Наука, 1980. — 176 с.
322. Каспарьянц К.С. Процессы и аппараты для объектов промышленной подготовки нефти и газа / К.С.Каспарьянц, В.И.Кузин, Л.Г.Григорян. — М.: Недра, 1977. — 254 с.
323. Gas Flow Formation in the Inertial Filtering (IF) Gas Separators Curvilinear Channels / V.I.Sklabinskyi, A.A.Liaposhchenko, V.V.Logvyn, Mustafa-fa Makki Al Rammahi // Journal of Engineering. — 2014. — Vol.10. — №5. — P.160-169.
324. Modelling and Design of Inertial – Filtering Gas Separators-Condensers for Compressor Units of Oil and Gas Industry / V.I.Sklabinskyi, A.A.Liaposhchenko, O.V.Nastenko, M.M.Al-Rammahi // Applied Mechanics and Materials. — 2014. — Vol.630.— P.117-123.
325. Гидродинамика аппаратов с вихревыми и высокотурбулизованными потоками / К.В.Коробченко, А.Е.Артюхов, А.А.Ляпощенко, В.И.Склабинский // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій. - 2010. – Вип. 37. – С.310-315.
326. Експериментальне дослідження гідродинамічних параметрів роботи інерційно-фільтруючих сепараторів / А.В.Логвин, М.М.Аль-Роммахі, О.О.Ляпощенко, В.І.Склабінський // International Scientific Journal Acta Universitatis Pontica Euxinus. Special number: Матеріали VII Між-дународної конференції «Стратегія якості в промисловості і освіті». — Болгарія, Варна, 2011. — Т.3. — С.167-169.
327. Застосування сучасних високоефективних інерційно-фільтрувальних сепараторів у харчовій промисловості / Мустафа Аль Раммахі, А.В.Логвин, О.О.Ляпощенко, В.І.Склабінський // Наукові праці Одеської державної академії харчових технологій. — Одеса, 2013. — Вип.44. — Т.1. — С.277-281.
328. Логвин, А.В. Визначення гідродинамічних показників інерційно-фільтруючих сепараторів за допомогою комп'ютерного моделювання та

фізичного експерименту / А.В.Логвин, В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко // Матеріали четвертої міжнародної науково-практичної конференції «Наукові дослідження – теорія та експеримент ‘2009». Т.6. — Полтава: Вид-во «ІнтерГрафіка» 2009. — С.54-56.

329. Моделирование и проектирование инерционно-фильтрующих газосепараторов-конденсаторов для компрессорных установок нефтегазовой промышленности / [В.И.Склабинский, О.О.Ляпощенко, О.В.Настенко, М.М.Аль-Раммахи] // Проблемы теории и практики центробежных машин: монография / под ред. И.Б.Твердохлеба, А.В.Загорулько, С.Н.Гудкова. — Сумы: ООО «ПД «Папирус», 2014. — 418 с., С.111-120.

330. Моделювання процесів сепарації та прогнозування ефективності роботи газосепараторів промислових установок газових та газоконденсатних родовищ / О.О.Ляпощенко, В.М.Маренок, Логвин А.В., О.В.Настенко, Р.А.Синельник // Компрессорное и энергетическое машиностроение. — 2013. — №2(32). — С.13-17.

331. Склабинский, В.И. Гидродинамические особенности движения двухфазных потоков в инерционно-фильтрующих сепараторах / В.И.Склабинский, А.А.Ляпощенко, А.В.Логвин // Вісник Сумського державного університету. Серія Технічні науки. — 2009. — №1. — С.79-83.

332. Склабінський, В.І. Дослідження високоефективного інерційно-фільтруючого сепараційного обладнання компресорних установок нафтогазової промисловості / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко // Вісник Сумського державного університету. Серія Технічні науки. — 2006. — №10(94). — С.112-119.

333. Склабінський, В.І. Підвищення ефективності сепараційного обладнання установки низькотемпературної сепарації природного газу / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, А.В.Логвин // International Scientific Journal Acta Universitatis Pontica Euxinus. Special number: Матеріали V Міжнародної конференції «Стратегія якості в промисловості та освіті». — Болгарія, Варна, 2009. — Т.1. — С.410-412.

334. Степанов Г. Ю. Инерционные воздухоочистители / Г. Ю. Степанов, И. М. Зицер. — М. : Машиностроение, 1986. — 184 с.
335. Корнилов В.И. Пространственные пристенные турбулентные течения в угловых конфигурациях / В.И.Корнилов. — Новосибирск: Наука. Сибирская издательская группа РАН, 2000. — 399 с.
336. Ахмедов, Р. Б. Аэродинамика закрученной струи / Р. Б. Ахмедов. – М.: Энергия, 1977. – 240 с.
337. Ляпощенко, О.О. Гідродинаміка інерційно-фільтруючих сепараційних пристроїв очищення природного газу: дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08 / О.О. Ляпощенко. - Суми : СумДУ, 2006. - 152 с.
338. Мустафа Аль Раммахи. Гидродинамические характеристики инерционно-фильтрующих сепараторов: дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08 / Аль Раммахи Мустафа Макки Мохаммедали; наук. кер. В.І.Склабінський. — Сумы: СумГУ, 2014. — 208с.
339. Балан С.А. Распределение пыли вдоль границы криволинейного потока с замкнутым контуром / С.А.Балан, А.А.Буров, А.И.Буров // Труды Одесского политехнического университета. – Одесса, 2000. – №2(11). – С.56-59.
340. Бузов А.А. Движение капель в потенциальном поле течения газа для осесимметричного канала / А.А. Бузов // Математическое моделирование. — 2005. — Т.17, №3. — С.35-44.
341. Настенко, О.В. Моделювання процесів інерційно-фільтруючої сепарації газорідних сумішей: дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08 / О. В.Настенко; наук. кер. О.О.Ляпощенко. — Суми: СумДУ, 2016. — 163 с.
342. Кутателадзе С.С. Тепломассообмен и волны в газожидкостных системах / С.С.Куталадзе, В.Е.Накоряков. – Новосибирск: Наука, 1984. – 302с.
343. Сугак Е.В. Очистка газовых выбросов в аппаратах с интенсивными гидродинамическими режимами / Е.В.Сугак, Н.А.Войнов, Н.А.Николаев. — 2-е изд. — Казань: Отечество, 2009. — 224 с.
344. Perry R.H., Green D.W. Perry's Chemical Engineers' Handbook / R.H.Perry, D.W.Green (ed.). – [8th ed.]. – McGraw-Hill, 2007. – 2640 p.

345. Касаткин, А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А.Г.Касаткин. — 9-е изд., испр. — М. : Химия, 1973. — 752 с.
346. Sulzer Gas/Liquid Separation Technology. — Winterthur: Sulzer Chemtech, 2014. — 24 p.
347. Берлин М.А. Переработка нефтяного и природного газа / М.А.Берлин, В.Г.Гореченков, Н.П.Волков. — М.: Химия, 1981. — 472 с.
348. Koch-Glitsch FLEXICHEVRON® Mist Eliminators for Flue Gas Desulfurization. — Wichita: Koch-Glitsch, 2007. — 12 p.
349. Koch-Glitsch Mist Elimination Liquid-Liquid Coalescing. — Wichita: Koch-Glitsch, 2015. — 20 p.
350. Sulzer Gas/Liquid Separation Technology. — Winterthur: Sulzer Chemtech, 2014. — 24 p.
351. Sulzer Internals for Packed Columns. — Winterthur: Sulzer Chemtech, 2013. — 20 p.
352. Sulzer Liquid-Liquid Separation Technology. — Winterthur: Sulzer Chemtech, 2013. — 16 p.
353. Sulzer Mass Transfer Technology. — Winterthur: Sulzer Chemtech, 2013. — 12 p.
354. Sulzer Structured Packings. — Winterthur: Sulzer Chemtech, 2015. — 20 p.
355. Hydrodynamics modeling of gas separator inertial and filter elements for natural gas fine cleaning / V.Sklabinskyu, O.Liaposhchenko, A.Logvyn, M.Al-Rammahi // Chemistry & Chemical Technology. — 2014. — Vol.8. — №4. — С.479-485.
356. Буров А.А. Воздушное течение в криволинейном канале / А.А.Буров, А.И.Буров, А.В.Карамушко // Труды Одесского политехнического университета. — Одесса, 2009. — №.2(28). — С.174-177.
357. Буров А.А. Континуальная модель запыленного криволинейного течения газа / А.А.Буров, А.И.Буров, В.Я.Гамолич // Труды Одесского политехнического университета. — Одесса, 2007. — №.1(27). — С.235-237.
358. Буров А.А. Распределение скоростей и температур в воздушном течении с замкнутыми контурами / А.А.Буров, Е.С.Максимовская, В.А.Толкач //

Труды Одесского политехнического университета. – Одесса, 2009. – №.2(28). – С.178-181.

359. Филонов, А.Г. Исследование эффективности горизонтального жалюзийного сепаратора пара с различным числом полуволн в пластинах / А.Г.Филонов, В.С.Юрков // Известия Калининградского государственного технического университета. — 2013. — № 29. — С.215-223.

360. Y. Hirai, T. Sato, T. Fukui, K. Yamada, K. Tanizawa, H. Usami, “Effect of surface groove and graphite penetration on friction properties of sulfide containing copper alloy journal bearing in dry condition. Procedia Engineering” 2013/ Vol.68/ pp. 37-42.

361. A. R. Kiani-Rashid, S. A. Rounaghi, “The New Methods of Graphite Nodules Detection in Ductile Cast Iron”, Materials and Manufacturing Processes/2011/Vol.26(2)/ pp242 — 248.

362. Golly, Benjamin et al. “Large chemical characterisation of PM10 emitted from graphite material production: Application in source apportionment.” The Science of the total environment/ 2015/ Vol. 538/ pp. 634-43.

363. M.K. Skakov, Sh.R. Kurbanbekov, Y.T. Koyanbaev, et al. “Siliconized Graphite Production Technology” Proceedings of the 2015 AASRI International Conference on Circuits and Systems/ 2015/ pp. 215-218.

364. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Под ред. Ю.И. Дытнерского. 2-е изд., переруб. и доп. - М.: Химия, 1991. - 496 с.

365. Методические рекомендации и контрольные задания для самостоятельной работы по курсу «Процессы и оборудование химических производств. Часть 2 Массообменные процессы и оборудование / Сост.: А.П.Врагов, Я.Э. Михайловский.- Сумы: Изд. Сум ГУ, 2002.-55с.

Результати НДР відображені в наступних роботах

1. Москаленко, К.В. Гранулирование в вихревом взвешенном слое: анализ конструкций грануляторов и перспективы развития технологи / К.В. Москаленко, В.С. Ведмедера, А.Е. Артюхов, В.Н. Покотыло // Наукові праці Одеської державної академії харчових технологій: Збірник наукових праць. – Одеса, 2015. – Випуск 47. –Т.1. – С. 191 -194.
2. Sklabinskyi, V.I. Vortex flows - perspective direction of heat and mass transfer processes intensification / V.I. Sklabinskyi, A.E. Artyukhov, P.C. Rossi // CLICAP 2015: Congreso Latinoamericano de Ingeniería y Ciencias Aplicadas. – 2015. – pp. 596-602.
3. Artyukhov, A.E. Classification and separation of granules in vortex granulators / A.E. Artyukhov, A.S. Fursa, K.V. Moskalenko // Chemical and Petroleum Engineering. – 2015. – Vol. 51 . – Nos. 5-6. – pp. 311-318
4. Артюхов, А.Е. Классификация и сепарация гранул в вихревых грануляторах / А.Е. Артюхов, О.С. Фурса, К.В. Москаленко // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2015. – №5. – С. 15-18.
5. Artyukhov, A.E. Hydrodynamics of gas flow in small-sized vortex granulators in the production of nitrogen fertilizers / A.E. Artyukhov, V.I. Sklabinskyi // Chemistry & chemical technology. – 2015. – Vol.9. – No. 3. – pp. 337-342.
6. Artyukhov, A.E. Application software products for calculation trajectories of granules movement in vortex granulator / CEUR Workshop Proceedings. – 2016. – Vol. 1761. – pp. 363-373.
7. Артюхов, А.Е. Определение гидродинамических характеристик дисперсной фазы в малогабаритных вихревых аппаратах / А.Е. Артюхов, В.И. Склабинский // Вісник Кременчуцького державного політехнічного університету імені Михайла Остроградського. –Кременчук, 2009. – Вип. 6/2009 (59). –Ч. 1. – С. 196-201.
8. Artyukhov, A.E. Theoretical analysis of granules movement hydrodynamics in the vortex granulators of ammonium nitrate and carbamide

production /A.E. Artyukhov, V.I. Sklabinskyi // Chemistry & chemical technology. – 2015. – Vol.9. – No. 2. – pp. 175-180.

9. Artyukhov A.E. Internal Recycled Particles Circulation in Vortex Granulator / Chemical and Petroleum Engineering. – 2016. – Vol. 53. – Nos 7-8. – pp. 423-429.

10. Artyukhov A.E. Investigacion de la circulacion de granulos en capas de 388 vortice suspendidos con diferentes configuraciones / A.E. Artyukhov, V.S.Vedmedera , P.C.Rossi // Congreso de ingenieria de procesos y productos. – 2016. – pp. 398-407.

11. Moskalenko, K.V. Research of the work regimes of vortex weighted layer in the granulator / K.V. Moskalenko, V.S. Vedmedera, A.E.Artyukhov // Acta Universitatis Pontica Euxinus. – 2015. – Vol. II. – pp. 122-126.

12. Artyukhov, A.E. Obodiak V.K., Boiko, P.G., Rossi P.C. Computer modeling of hydrodynamic and heat-mass transfer processes in the vortex type granulation devices / CEUR Workshop Proceedings. – 2017. – Vol. 1844. – pp. 33-47.

13. Artyukhov A., Sklabinskiy V. Vortex granulators. Part I: Hydrodynamics. Saarbrücken: SIA OmniScriptum Publishing, Germany. – 2017. – 212 p.

14. Artyukhov A., Sklabinskiy V., Ivaniia A., Moskalenko K. Software for calculation of vortex type granulation devices / CEUR Workshop Proceedings. – 2016. – Vol. 1761. – pp. 374-385.

15. Artyukhov, A. Information support of optimization calculation of vortex type granulation devices / Lecture Notes in Mechanical Engineering. – 2019. – pp. 412-421.

16. Ivaniia, A.V., Artyukhov, A.Y., Olkhovyk, A.I. Hydrodynamic and thermodynamic conditions for obtaining a nanoporous structure of ammonium nitrate granules in vortex granulators / Springer Proceedings in Physics. – 2019. – 221. – pp. 257-268.

17. Artyukhov, A.E., Ivaniia A.V. Obtaining of porous ammonium nitrate in multistage and multifunctional vortex granulators / *Naukovyi Visnyk Natsionalnoho Hirnychoho Universytetu*. – 2017. – Vol. 6. – pp. 68-75.

18. Artyukhov A.E., Sklabinskyi V.I. 3D Nanostructured Porous Layer of Ammonium Nitrate: Influence of the Moisturizing Method on the Layer's Structure / *Journal of Nano- and Electronic Physics*. – 2016. – Vol. 8. – No. 4(1). – 04051 -1 -04051 -5.

19. Artyukhov A.E., Sklabinskyi V.I. Thermodynamic conditions for obtaining 3D nanostructured porous surface layer on the granules of ammonium nitrate / *Journal of Nano- and Electronic Physics*. – 2016. – Vol. 8. – Vol. 8. – Vol. 8. – No. 4(2). – Vol. 8. – 04083-1 -04083-4.

20. Ivaniia, A., Artyukhov, A. Obtaining of multilayer granules in a vortex gas flow: Automated complex for technological calculation / *Lecture Notes in Mechanical Engineering*. – 2019. – pp. 443-452.

21. Sklabinskyi, V.I. Decay of melt stream of during dispersion in granulation devices / V.I. Sklabinskyi, A.E. Artyukhov, N.P. Kononenko , J.Krmela// *Hemijaska industrija*. – 2019. - 73(4). – pp. 239-248 (2019)

22. Патент на корисну модель 112393 Україна, МПК В01J 2/16 (2006.01). Вихровий гранулятор з утилізацією відхідних газів / А.Є. Артюхов, В.С. Ведмедера; заявник та патентовласник Сумський державний університет. – № u201607365; заявл. 06.07.2016; опубл. 12.12.2016, Бюл. №23.

23. Патент на корисну модель №112622 Україна, МПК В01 J 2/16 (2006.01). Вихровий гранулятор / А.Є. Артюхов, В.С. Ведмедера; заявник та патентовласник Сумський державний університет. – № u201606180; заявл. 07.06.2016; опубл. 26.12.2016, Бюл. №24.

24. Патент на корисну модель №112021 Україна, МПК В01J 2/16 (2006.01). Вихровий гранулятор / А.Є. Артюхов, А.В. Іванія; заявник та патенто400 власник Сумський державний університет. – № u201606886; заявл. 23.06.2016; опубл. 25.11.2016, Бюл. №22.

25. Патент на корисну модель №112394 Україна, МПК В01 J 2/16 (2006.01). Вихровий гранулятор / Артюхов А.Є., Склабінський В.І.,

Москаленко К.В., Кремнєв О.В.; заявник та патентовласник Сумський державний університет. – № u201607367; заявл. 06.07.2016; опубл. 12.12.2016, Бюл.№23

26. Патент на корисну модель №113141 Україна, МПК В01J 2/16 (2006.01). Вихровий гранулятор / Артюхов А.Є., Склабінський В.І., Москаленко К.В.; заявник та патентовласник Сумський державний університет. – № u201608111; заявл. 22.07.2016; опубл. 10.01.2017, Бюл. №1.

27. Liaposchenko O. The Model Of Crossed Movement And Gas-Liquid Flow Interaction With Captured Liquid Film In The Inertial-Filtering Separation Channels [Електронний ресурс] / O.Liaposchenko, I.Pavlenko, O.Nastenko // Separation and Purification Technology. — 2016. — Режим доступу до ресурсу: <http://dx.doi.org/10.1016/j.seppur.2016.08.042>.

28. Lyaposchenko, O.O. Analysis of the conditions of phase equilibrium and influence of the united heat and mass transfer on the effectiveness of separation in the inertial-filtering separator / O.O.Lyaposchenko, O.V.Nastenko // Chemistry & Chemical Technology. — 2015. — Vol.9. — №1. — С.125-130.

29. Nastenko O. Mathematical Modelling of Separation Process by Coupled Heat Transfer in the Inertial-Filtering Gas Separator-Condenser / Olha Nastenko, Oleksandr Liaposchenko, Lubomira Broniarz-Press // Materiały konferencyjne: XI Ogólnopolska konferencja przepływów wielofazowych, Polska. – Gdańsk: Politechnika Gdańska, 2015. – S.29-30.

30. Nastenko O. Mathematical modelling of separation process by coupled heat transfer in the inertial-filtering gas separator-condenser / O.Nastenko, O.Liaposchenko, L. Broniarz-Press // Inżynieria i Aparatura Chemiczna. — 2016. — №2. — С.62-63.

31. Гидродинамические закономерности разделения стойких водонефтяных эмульсий в сепараторах-деэмульсаторах / А.Е.Старинский, М.М.Демьяненко, О.В.Настенко, И.В.Павленко, О.О.Ляпощенко // Сучасні технології у промисловому виробництві: матеріали та програма IV Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції. — Суми: СумДУ, 2016. — Ч.2. — С.86.

32. Моделирование и оптимизация процессов регенерации гликолей в теплообменном оборудовании / Н.М.Гладкая, А.А.Ляпощенко // Сучасні технології в промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів факультету технічних систем та енергоефективних технологій. — Суми : СумДУ, 2011. — Ч.1. — С. 106.

33. Ляпощенко А.А. Опыт внедрения комплексных интегрированных CAD/CAE и SCADA-систем для моделирования и оптимизации химико-технологических процессов / А.А.Ляпощенко, М.С.Скиданенко, В.М.Маренок // Современные инструментальные системы, информационные технологии и инновации: сборник научных трудов XII Международной научно-практической конференции. — Курск: Юго-Зап. гос. ун-т, 2015. — Т.2. — С.379-384.

34. Метод дисперсного аналізу неоднорідної системи з рідини та зважених частинок неправильної форми / Ю.М.Черниш, В.А.Смирнов, О.В.Настенко, О.О.Ляпощенко та ін. // Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студ. фак-ту технічних систем та енергоефективних технологій . — Суми : СумДУ, 2015. — Ч.2. — С. 119.

35. Моделирование процессов сепарации и классификации газодисперсных систем в вибрирующих инерционно-гравитационных сепараторах / М.П.Люшниченко, А.А.Ляпощенко, И.В.Павленко, О.В.Настенко // Сучасні технології у промисловому виробництві: матеріали та програма IV Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції. — Суми: СумДУ, 2016. — Ч.2. — С.83.

36. Моделювання процесів сепарації та розробка методики розрахунку трифазного сепаратора / О.О.Ляпощенко, І.В.Павленко, Р.Ю.Усик, М.М.Дем'яненко // Інноваційні енерготехнології: Матеріали V Міжнародної науково-практичної конференції. - Одеса: Одеська національна академія харчових технологій, 2015. – С. 241–245.

37. Настенко, О.В. Моделювання процесів інерційно-фільтруючої сепарації газорідинних сумішей: дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08 / О. В.Настенко; наук. кер. О.О.Ляпощенко. — Суми: СумДУ, 2016. — 163 с.

38. Настенко, О.В. Фізичні основи процесів дегазації та розшарування емульсій води з нафтопродуктами / О.В.Настенко, Р.Ю.Усик, О.О.Ляпощенко // Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студ. фак-ту технічних систем та енергоефективних технологій. - Суми : СумДУ, 2015. - Ч.2. - С.115.

39. Обладнання газо- та нафтопереробних виробництв / В.І.Склабінський, А.Є.Артюхов, О.О.Ляпощенко, І.І.Шостаківський. — Суми: СумДУ, 2015. — 343 с.

40. Пат. 102445 U Україна, МПК В01D 45/04 (2006.01). Спосіб вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку / О.О.Ляпощенко, І.В.Павленко, О.В.Настенко, Р.Ю.Усик, М.М.Дем'яненко (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u201505124; заявл. 25.05.2015; опубл. 26.10.2015, бюл. №20.

41. Пат. 111406 С2 Україна, МПК В01J2/16 В01J2/04. Спосіб гранулювання у вихровому зваженому шарі з очищенням відпрацьованого теплоносія та пристрій для його здійснення / А.Є.Артюхов, О.О.Ляпощенко, В.С.Ведмедера (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № a201409522; заявл. 29.08.2014; опубл. 25.04.2016, бюл. №8.

42. Пат. 98926 U Україна, МПК В01D 45/04 (2006.01). Пристрій для вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідинного потоку / В.І.Склабінський, О.О.Ляпощенко, О.В.Настенко, Р.Ю.Усик (Україна); заявник та патентовласник Сумський держ. ун-т. - № u201413067; заявл. 05.12.2014; опубл. 12.05.2015, бюл. № 9.

43. Розроблення та оптимізаційне моделювання сепараційного, тепло- та масообмінного обладнання установки для виробництва рідких азотних добрив / О.С.Пилипенко, В.А.Смирнов, М.С.Скиданенко, В.М.Маренок, О.О.Ляпощенко, А.В.Шевчук // Сучасні технології у промисловому виробництві: матеріали та програма IV Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції. — Суми: СумДУ, 2016. — Ч.2. — С.99.

44. Симак Д.М., Склабінський В.І. Кінетика екстрагування купрум сульфату з одинарного капіляра в умовах вакуумування системи. //Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій. 2018. Т. 82, № 1. С. 31–36.

45. Симак Д.М., Склабінський В.І. Екстрагування розчинних компонентів з пористих інертних частинок. //Науковий вісник НЛТУ України. 2018. Вип. 28(1). С. 70–73.

46. Симак Д. М., Атаманюк В. М., Склабінський В. І., Нагурський А. О., Гумницький Я. М. / Методика розрахунку прямотечійно-протитечійного розчинення калійної руди. //Науковий вісник НЛТУ України. 2018. Вип. 28(6). С. 117–121.

47. Symak D.M., Sklabinskyi V.I. Kinetics of Extractin of copper sulfate from a single capillary under conditions of vacuuming of the system. XVII International Scientific Conference. “Improvement of processes and equipment in food and chemical industries”. Odessa, 2018. P.14.