

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

СИМАК ДМИТРО МИХАЙЛОВИЧ



УДК 66.021.3:66.061.3:66.911.6(043.3)

**НАУКОВО-ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ МАСООБМІНУ У СИСТЕМАХ З
ТВЕРДОЮ ФАЗОЮ**

Спеціальність 05.17.08 – процеси та обладнання хімічної технології

Автореферат
дисертації на здобуття наукового ступеня
доктора технічних наук

Суми – 2019

Дисертація є кваліфікаційною науковою працею на правах рукопису.

Робота виконана на кафедрі процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв Сумського державного університету Міністерства освіти і науки України.

Науковий консультант:

доктор технічних наук, професор
Склабінський Всеволод Іванович,
Сумський державний університет
Міністерства освіти і науки України,
завідувач кафедри процесів та обладнання
хімічних і нафтопереробних виробництв.

Офіційні опоненти:

доктор технічних наук, професор
Цейтлін Мусій Абрамович,
Національний технічний університет
«Харківський політехнічний інститут»,
професор кафедри хімічної техніки та
промислової екології, м. Харків;

доктор технічних наук, професор
Вітенько Тетяна Миколаївна,
Тернопільський національний технічний
університет ім. І. Пулюя,
завідувач кафедри обладнання харчових
технологій, м. Тернопіль;

доктор технічних наук, доцент
Нікольський Валерій Євгенович,
Український державний хіміко-технологічний
університет,
професор кафедри атомної і промислової
теплоенергетики, м. Дніпро.

Захист дисертації відбудеться 29 березня 2019 р. об 11 год 00 хв на засіданні спеціалізованої вченої ради Д 55.051.04 у Сумському державному університеті за адресою: 40007, м. Суми, вул. Римського-Корсакова, 2, корп. Ц, ауд. 204.

Із дисертацією можна ознайомитися в бібліотеці Сумського державного університету за адресою: 40007, Україна, м. Суми, вул. Римського-Корсакова, 2, та на сайті спеціалізованої вченої ради Д 55.051.04 за електронною адресою: <http://sumdu.edu.ua/ukr/scientific/scientific-council/32-scientific/scientific-council/5367.html>.

Автореферат розісланий 26 лютого 2019 року.

Учений секретар
спеціалізованої вченої ради Д 55.051.04



І. Ю. Аблєєва

ЗАГАЛЬНА ХАРАКТЕРИСТИКА РОБОТИ

Актуальність теми. 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.

Значна частина сировини напівфабрикатів та продуктів хімічної промисловості знаходяться у твердому стані. Тому у виробництві дуже поширеними є процеси, які протікають у дво- або трифазних системах із твердою фазою. Доцільно зазначити, що дослідження вказаних процесів є складним багатофакторним завданням, рішення якого вимагає великого обсягу теоретичних та емпіричних досліджень. Незважаючи на великий обсяг літератури, інформації щодо закономірностей тепломасообміну та гідродинаміки у системах з твердою фазою, на жаль, недостатньо для визначення напрямків оптимізації та проектування енергоефективних ресурсозберігаючих технологій, що відрізняються низьким негативним впливом на довкілля.

Особливо це стосується таких процесів, як розчинення полідисперсних сумішей твердої фази неорганічних та органічних сполук, абсорбції у трифазній системі тверда речовина – рідина – газ, методів інтенсифікації процесів масообміну, зокрема, методу, що базується на перемішуванні середовищ інертним газом і бульбашками парової фази, які утворюються під час вакуумування системи. Недостатньо вивченими залишаються процеси виділення та відведення теплоти на поверхні взаємодії твердого тіла з рідким реагентом. Тому, зважаючи на велику поширеність вказаних процесів, актуальною науковою проблемою є дослідження кінетичних характеристик взаємодії фаз у системах тверде тіло – газ, тверде тіло – рідина, тверде тіло – рідина – газ, чому і присвячена дисертація.

Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами. Тематика дисертаційної роботи відповідає пріоритетним напрямкам розвитку науки і техніки в Україні на період до 2020 р. (Закон України «Про пріоритетні напрями розвитку науки і техніки», ст. 3, пп. 1, 3, 4) та стратегічним пріоритетним напрямкам інноваційної діяльності в Україні на 2011–2021 рр. Дисертаційна робота виконувалася відповідно до плану науково-дослідних робіт кафедри процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв Сумського державного університету, пов'язаних з темою «Гідродинамічні показники двофазних потоків тепломасообмінного, грануляційного та сепараційного обладнання» згідно з науково-технічною програмою Міністерства освіти та науки України (номер держреєстрації 0115U002551).

Мета та завдання дослідження. Мета роботи полягає у встановленні механізму та закономірностей процесів тепломасообміну та гідродинаміки у системі тверде тіло-газ, тверде тіло-рідина, тверде тіло-рідина-газ, визначенні кінетичних величин на прикладі одинарних частинок та моделювання процесів сушіння, розчинення та екстрагування у шарі зернистого матеріалу, встановленні

інтенсивності теплообміну у системах з твердою фазою та його математичному опису. Представити приклади практичної реалізації процесів з твердою фазою.

Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити **наступні завдання**:

- дослідити гідродинаміку, тепло і масообмін фільтраційного сушіння;
- встановити кінетичні закономірності розчинення одинарних частинок за різних гідродинамічних умов, оцінити коефіцієнт масовіддачі та узагальнити його на основі теорії узагальнених змінних;
- встановити кінетичні закономірності розчинення полідисперсної суміші твердих частинок, подати методичку розрахунку зміни концентрації;
- дослідити неперервний проточний процес розчинення твердої фази у рухомому шарі зернистого матеріалу з метою визначення залежності концентрації бензойної кислоти від висоти шару;
- дослідити процес розчинення стаціонарного шару натрій хлориду та теоретично визначити час розчинення залежно від висоти шару;
- визначити вплив вакуумування системи на процес розчинення за умови створення стану кипіння рідини та оцінити інтенсифікуючу дію методу;
- дослідити теоретично та експериментально екстрагування рідкої фази з одинарних частинок типу необмеженої пластини та кулі;
- дослідити теоретично та експериментально процес екстрагування з ансамблю пористих частинок в умовах механічного перемішування та зміни концентрації екстрагованого компонента у рідкій фазі;
- дослідити екстрагування твердої речовини з одинарного капіляра та стаціонарного шару матеріалу, визначити коефіцієнт внутрішньої дифузії та ступінь інтенсифікації під час вакуумування системи;
- експериментально дослідити масообмін у трифазній системі на прикладі очищення газового середовища від діоксиду сірки за допомогою кальцію карбонату у водному середовищі;
- теоретично визначити температуру у зоні реакції між твердим тілом та рідким реагентом та розподіл температур у твердому тілі та рідині;
- розробити алгоритм та методичку розрахунку процесу розчинення калійної руди; процесу та апарату фільтраційного сушіння; принципіальну технологічну схему очищення викидного газу від діоксиду сірки.

Об'єкт дослідження – масообмін у системах з твердою фазою.

Предмет дослідження – кінетичні закономірності процесів у системах тверде тіло – газ (сушіння), тверде тіло – рідина (розчинення, екстрагування), тверде тіло – рідина – газ (абсорбція газу з утворенням рідкого реагенту, що розчиняє тверде тіло), тепломасообмін у системі тверде тіло – рідина.

Методи досліджень. Під час експериментальних досліджень використовувались експериментальні установки, у яких встановлювались статичні та кінетичні закономірності 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. Оцінка адекватності математичних моделей здійснювалась статистичними методами.

Наукова новизна одержаних результатів. На основі виконаних теоретичних та експериментальних досліджень отримані наступні нові результати, які вирішують важливу наукову проблему, а саме:

1. *Вперше* отримано критеріальні рівняння для визначення втрат тиску, коефіцієнтів тепло- і масовіддачі, розрахункові залежності для визначення коефіцієнтів дифузії у стаціонарному шарі досліджуваних матеріалів, які дозволяють розраховувати технологічні параметри процесу фільтраційного сушіння.

2. *Вперше* на основі теорії узагальнених змінних, теорії питомої енергії дисипації газу визначено коефіцієнт масовіддачі під час розчинення одинарних частинок та вперше теоретично і експериментально розраховано зміну об'єму рідкої фази під час розчинення за рахунок зміни концентрації.

3. *Вперше* на підставі результатів теоретичного та експериментального дослідження процесу розчинення полідисперсних сумішей за умови зміни рушійної сили одержано функцію розподілу частинок та показано її зміну з часом, що дозволило визначити масову частку розчинної солі залежно від безрозмірного часу із застосуванням методу графічного інтегрування.

4. *Вперше* визначено концентрації бензойної кислоти на певних висотах шару і експериментально досліджено неперервне проточне розчинення шару бензойної кислоти у вертикальному апараті-розчиннику та створено математичну модель складного проточного-протитечного процесу розчинення калійної руди.

5. *Вперше* одержано кінетичні закономірності нестационарних процесів розчинення твердих речовин у стаціонарному шарі зернистого матеріалу, що дають змогу прогнозувати інтенсивність процесу по висоті апарату і в часі.

6. *Вперше* на підставі теоретичного та експериментального дослідження екстрагування розчинної речовини з твердих одинарних частинок плоскої та кулястої форми та з шару зернистого матеріалу складено математичну модель цього процесу, яка дозволила визначити концентрацію компонента для певної висоти шару та часу екстрагування.

7. *Вперше* на основі теоретичного аналізу процесу екстрагування твердого купрум сульфату з капілярів визначено коефіцієнт внутрішньої дифузії та встановлено, що постійне і періодичне вакуумування, що відбувається за зміни гідродинамічної обстановки у зоні контакту між твердим тілом та екстрагентом, дозволяє інтенсифікувати процес до 6 раз порівняно з зовнішнім механічним перемішуванням середовища.

8. *Вперше* розроблено теорію масообмінного процесу у трифазній системі газ – рідина – тверде тіло, що дозволило визначити рушійну силу процесу хімічного очищення газу від SO_2 та коефіцієнт прискорення масообміну у трифазній системі.

9. *Удосконалено* математичні моделі для процесу фізичної абсорбції та хемосорбції сульфур (IV) оксиду з метою очищення відхідних газів перед їх викидом до атмосфери, використання яких дало змогу визначити ступені очищення для трьох випадків та оцінити вплив твердої фази на процес очищення.

Набули подальшого розвитку:

10. Моделювання кінетики екстрагування розчиненого купруму сульфату з пористих частинок каоліну з урахуванням інтенсивного перемішування у замкнутому періодичному процесі.

11. Теоретичні аспекти інтенсифікації фізичного розчинення твердих тіл в умовах вакуумування системи за рахунок парових бульбашок розчинника, які утворюються на поверхні частинок і безпосередньо впливають на пограничний дифузійний шар.

12. Теоретичні та експериментальні дослідження дифузійно контрольованих процесів розчинення твердих тіл, які супроводжуються 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.

Практичне значення одержаних результатів. Визначено кінетичні коефіцієнти тепло-масообміну у процесах сушіння, розчинення та екстрагування, які дають змогу розрахувати процеси під час їх проектування. Представлено методику розрахунку полідисперсних процесів розчинення, стаціонарних та нестационарних процесів масообміну. Визначено ефективні коефіцієнти дифузії під час екстрагування розчинних та твердих компонентів з твердих частинок. Дослідження процесу у трифазній системі газ – рідина – тверде тіло дало змогу запропонувати ефективний природоохоронний метод очищення газового середовища від діоксиду сірки. Дослідження масообміну у системі тверде тіло – рідина з поверхневим джерелом тепла дало змогу теоретично встановити температуру у зоні взаємодії з метою використання цих даних для визначення фізико-хімічних параметрів системи. Запропоновано розрахунок прямо-протитечійного розчинення калійної руди з метою одержання калійного добрива. Запропоновано метод розрахунку фільтраційної сушарки.

Отримані результати теоретичних та експериментальних досліджень стали науковою основою розроблення нових та удосконалення існуючих технологій розчинення твердих полідисперсних сумішей, які пройшли дослідно-промислову апробацію та передані для впровадження до ДП «Сумський державний науково-дослідний інститут мінеральних добрив і пігментів» (акт впровадження від 18.05.2018 р.), ТЗОВ «Інститут «ГІРХІМПРОМ» (акт впровадження від 11.09.2018 р.), ДТЕК Добротвірська ТЕС (акт впровадження від 23.03.2018 р.).

Наукові та практичні результати дисертаційної роботи впроваджено у навчальний процес під час викладання лекційного матеріалу з дисциплін «Процеси та апарати хімічних виробництв» та «Розрахунки і конструювання у хімічному машино- та апаратобудуванні» Сумського державного університету (акт впровадження від 30.11.2018 р.), лекційних та практичних курсів з дисципліни «Процеси та апарати природоохоронних технологій» (акт впровадження від 7.12.2018 р.).

Особистий внесок здобувача полягає в аналізі стану проблеми масообміну у системах з твердою фазою, створенні математичних моделей масообмінних процесів, основу яких складає тверда фаза, встановленні кінетичних закономірностей та їх математичному опису, розробці експериментальних стендів та

методик дослідження, проведенні експериментів, їх систематизації та узагальненні. Автор дисертації брав безпосередню участь в усіх експериментальних дослідженнях. Внесок автора в роботах, опублікованих у співавторстві, наведений у списку праць за темою дисертації.

Апробація результатів досліджень. Основні положення та результати доповідались та обговорювались на 11 конференціях, симпозіумах та конгресах, а саме: науково-технічній конференції «Актуальні проблеми харчової промисловості», Тернопіль, 2013; XVIII Міжнародній науково-технічній конференції «Проблеми і перспективи практичної реалізації наукових досліджень», Чернівці, 2015; V Всеукраїнському з'їзді екологів з міжнародною участю, Вінниця, 2015; 5 Міжнародній науково-технічній конференції «Комп'ютерне моделювання в хімії і технологіях та системах сталого розвитку», Київ, 2016; 3, 4, 5 Міжнародному конгресі «Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування», Львів, 2014, 2016, 2018; I Міжнародній науково-практичній конференції «Хімічна технологія та інженерія», Львів, 2017; Міжнародній науково-технічній конференції «Інтегровані технології та енергозбереження», Харків, 2017; Міжнародній науково-практичній конференції «Інноваційні енерготехнології», Одеса, 2016, 2017, 2018.

Публікації. Основні результати досліджень опубліковано у 36 наукових працях: з них 22 статті, зокрема 21 стаття у наукових фахових виданнях з переліку МОН України, з яких 9 статей у виданнях, що індексуються міжнародними наукометричними базами, та 1 публікація у фаховому виданні іноземних держав, 12 публікацій у матеріалах та працях конференцій, отримано 2 патенти України на корисну модель.

Структура та обсяг роботи. Дисертаційна робота складається зі вступу, 8 розділів, висновків, списку використаних джерел і додатків. Загальний обсяг роботи становить 393 сторінки, основного тексту – 317 сторінок. Дисертаційна робота містить 18 таблиць та 84 рисунків, 292 найменувань списку використаних джерел на 34 сторінках та 7 додатків на 16 сторінках.

ОСНОВНИЙ ЗМІСТ РОБОТИ

У вступі обґрунтована актуальність дисертаційної роботи, сформульовано мету та завдання дослідження, зв'язок роботи з науковими програмами, темами, наукова новизна та практичне значення отриманих результатів, особистий внесок здобувача у проведених дослідженнях та публікаціях.

У першому розділі наведено критичний аналіз джерел літератури, що характеризують сучасний стан масообміну у системах з твердою фазою. Відзначено вклад відомих науковців в розвиток теорії та практики тепло- і масообміну у системах тверде тіло – газ, тверде тіло – рідина. Проаналізовано методи інтенсифікації (вакуумування та кавітація) скеровані на збільшення коефіцієнта масовіддачі. Наприкінці розділу визначено мету роботи та основні завдання, які необхідно було вирішити для досягнення поставленої мети.

У другому розділі «Об'єкти та методики теоретичних та експериментальних досліджень процесів у системах з твердою фазою» наведено методики теоретичних та експериментальних досліджень. Під час експериментальних досліджень

використовували експериментальні установки, у яких встановлювались статичні та кінетичні закономірності сушіння, розчинення, екстрагування, сумісної абсорбції та розчинення у трифазній системі, сумісного тепломасообміну. Гідродинамічні дослідження (визначення швидкостей, втрат напору, енергії дисипації), аналітичні та технологічні базувались на використанні сучасних методів фізико-хімічного та хімічного аналізу. Дослідження тепломасообміну здійснювали з використанням багатоканального інтелектуального перетворювача із виведенням інформації на комп'ютер. Використовували гравітаційний метод аналізу полідисперсного твердого середовища з побудовою функції розподілу частинок. Теоретичний аналіз виконували на основі складання математичних моделей та їх рішення аналітично (з використанням методу основанийому на перетвореннях Лапласа) та з використанням комп'ютерної техніки і прикладних пакетів MathCAD та MS Excel. Оцінку адекватності математичних моделей здійснювали статистичними методами.

У третьому розділі «Тепломасообмін у системі тверде тіло – газ» представлені результати дослідження процесів тепло- і масообміну трьох вологих матеріалів, у яких міститься: лише зв'язана волога (зерно пшениці, волога міститься у міжклітинному просторі і клітинах); тільки вільна волога (шлак теплових електростанцій); вільна і зв'язана волога (сирцеві гранули шлакового гравію). Наведено результати експериментальних і теоретичних досліджень гідродинаміки фільтрування газового потоку крізь стаціонарний шар дисперсного матеріалу; теплообміну між газом і твердим тілом; масообміну між твердими вологими частинками і газом; кінетика процесу фільтраційного сушіння цих матеріалів.

Фільтрування газу крізь канали між частинками стаціонарного шару дисперсного матеріалу вимагає затрат енергії на створення перепаду тисків. Тому експериментально досліджували залежність втрат тиску від фіктивної швидкості фільтрування газового потоку. Для узагальнення результатів експериментальні дані представляли у вигляді графічної залежності числа Ейлера Eu від числа Рейнольдса Re_e та геометричного симплексу H_e/d_e $Eu = A \cdot Re_e^n \cdot H_e/d_e$ (рис. 1).

Апроксимувавши результати експериментальних досліджень степеневую функцією, отримали наступні розрахункові залежності для досліджуваних сортів зерна пшениці (1), шлаку теплових електростанцій (2) і сирцевих гранул шлакового гравію (3):

$$Eu = 4,5 \cdot \frac{H_e}{d_e} \cdot Re_e^{-0,2} \quad (1); \quad Eu = 23 \cdot \frac{H_e}{d_e} \cdot Re_e^{-0,5} \quad (2); \quad Eu = 6,2 \cdot \frac{H_e}{d_e} \cdot Re_e^{-0,2} \quad (3)$$

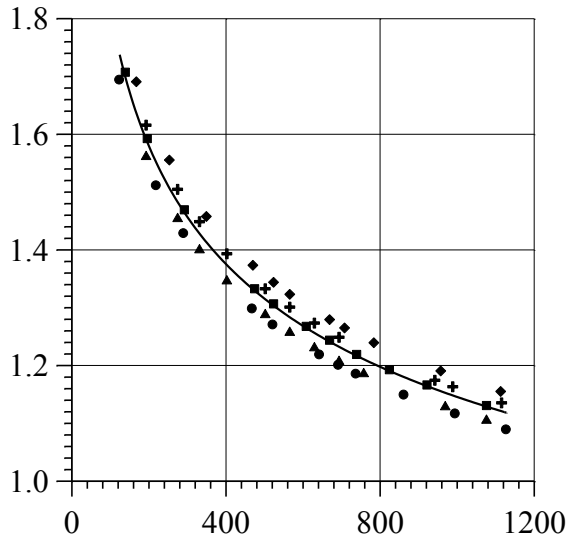
На практиці для визначення втрат тиску в стаціонарному шарі зернистого матеріалу часто застосовують рівняння Дарсі-Вейсбаха, тому на основі експериментальних досліджень було визначено коефіцієнти гідравлічного опору як функції від числа Рейнольдса для досліджуваних матеріалів: зерна пшениці $\lambda = \frac{150}{Re_e} + 1,9$ (4); шлаку теплових електростанцій $\lambda = \frac{120}{Re_e} + 1,8$ (5); сирцевих

гранул $\lambda = \frac{250}{Re_e} + 1,8$ (6).

Максимальна відносна похибка між теоретично розрахованими значеннями втрат тиску на основі залежностей (1), (2), (3) і за рівнянням Дарсі-Вейсбаха з

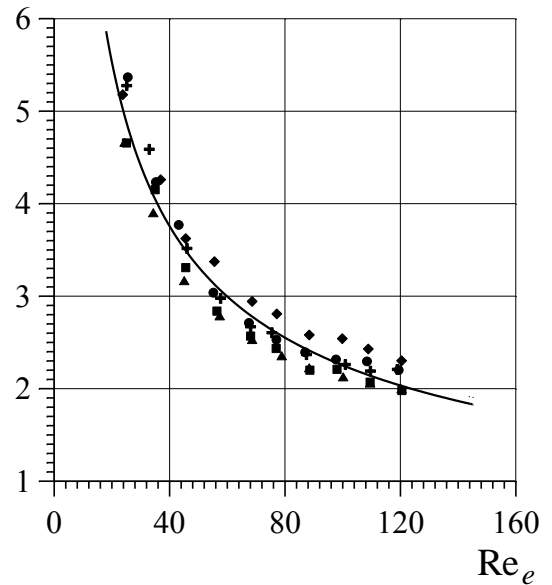
врахуванням залежностей (4), (5), (6) та експериментальними даними для всіх досліджуваних матеріалів не перевищує 10,3%.

$$Eu \cdot d_e / H_e$$



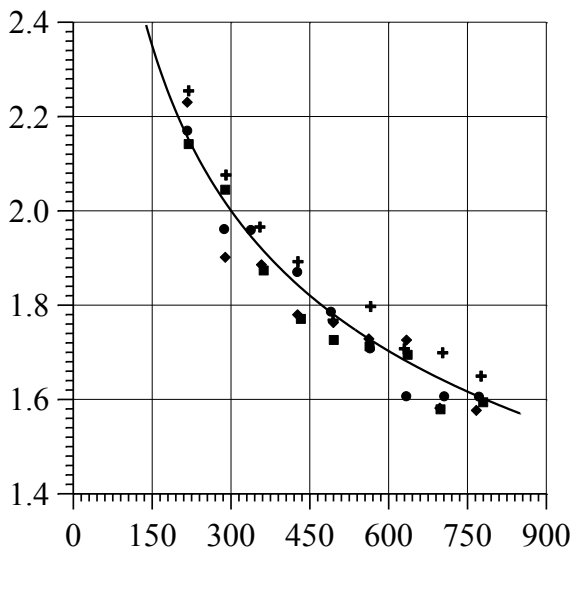
а)

$$Eu \cdot d_e / H_e$$



б)

$$Eu \cdot d_e / H_e$$



в)

- а) – зерно пшениці (сортів
Золотоколоса, Лінкор, Нива
Київщини, Вільшана)
б) – шлак теплових електростанцій;
в) – сирцеві гранули шлакового гравію
- Рисунок 1 – Залежність числа Ейлера від числа Рейнольдса

Фільтраційне сушіння дисперсних матеріалів носить зональний характер, тобто в стаціонарному шарі одночасно знаходиться сухий і вологий матеріал. Тому визначили коефіцієнти тепловіддачі для сухого і вологого матеріалів.

Для визначення коефіцієнтів тепловіддачі у шарі сухого і вологого матеріалу процес проводили в короткому шарі, щоби падіння температури по висоті шару було незначним. Температуру над поверхнею шару підтримували постійною з точністю $\pm 0,5$ °C за допомогою електронного терморегулятора РТ-100, а під шаром – восьмиканальним вимірювальним перетворювачем РТ8-1000 з виводом даних на персональний комп'ютер. Коефіцієнти тепловіддачі для сухих матеріалів визначали із рівнянням тепловіддачі, а вологих – кінетичного рівняння. Визначені значення коефіцієнтів тепловіддачі і масовіддачі представлені у безрозмірних комплексах наведені у таблиці 1.

Зерно пшениці містить лише внутрішню вологу, тому інтенсивність фільтраційного сушіння залежить від коефіцієнту внутрішньої дифузії, який визначали на основі розв'язку диференціального рівняння конвективного перенесення маси для частинок циліндричної форми скінчених розмірів з граничними умовами третього роду.

Таблиця 1 – Критеріальні рівняння для визначення коефіцієнтів тепло- і масовіддачі

Матеріал		$Nu/Pr^{0.33} = f(Re_e)$	Re
Зерно пшениці	сухе	$Nu = 26 \cdot 10^{-3} \cdot Re_e^{0.6} \cdot Pr^{0.33}$	150 ÷ 500
	вологе	$Nu = 58 \cdot 10^{-3} \cdot Re_e^{0.8} \cdot Pr^{0.33}$	
Шлак	сухий	$Nu = 43 \cdot 10^{-3} \cdot Re_e^{0.8} \cdot Pr^{0.33}$	60 ÷ 250
	вологий	$Nu = 58 \cdot 10^{-3} \cdot Re_e^{0.8} \cdot Pr^{0.33}$ $Sh = 58 \cdot 10^{-3} \cdot Re_e^{0.8} \cdot Sc^{0.33}$	
Сирцеві гранули	сухі	$Nu = 30 \cdot 10^{-3} \cdot Re_e \cdot Pr^{0.33}$	180 ÷ 700
	вологі	$Nu = 48 \cdot 10^{-3} \cdot Re_e \cdot Pr^{0.33}$ $Sh = 48 \cdot 10^{-3} \cdot Re_e \cdot Sc^{0.33}$	

Враховували, що вологовміст зерна пшениці є функцією часу τ , радіусу r і координати z . Розраховані значення коефіцієнтів внутрішньої дифузії на основі експериментальних даних за різного початкового вологовмісту і температури наведені у таблиці 2.

Таблиця 2 – Значення коефіцієнтів внутрішньої дифузії D_w для вологого зерна пшениці

T, K	293	313	323	353	333			
w^c , кг H_2O /кг сух. м.	0,24				0,22	0,24	0,26	0,27
$D_w \cdot 10^{10}$, м ² /с	0,4	2,1	4,1	14,2	8,1	7,4	6,1	5,2

Апроксимувавши експериментальні дані степеневую функцією, розрахункову залежність для визначення коефіцієнтів внутрішньої дифузії вологи із зерна пшениці за різних температур теплового агенту та початкового вологовмісту представлено у вигляді:

$$D_w = D_w^{293} + 2,4 \cdot 10^{-14} \cdot (T - 293)^2 \cdot (w^c)^2. \quad (7)$$

Для визначення коефіцієнтів внутрішньої дифузії під час фільтраційного сушіння сирцевих гранул використовували другий закон Фіка для частинок кулястої форми. Аналогічно, як для зерна пшениці для розв'язку диференціального рівняння приймали граничні умови третього роду. Визначені значення коефіцієнтів дифузії наведені у таблиці 3.

Аналогічно, як для зерна пшениці отримана розрахункова залежність для сирцевих гранул шлакового гравію:

$$D_w^i = D_w^{293} + 2,8 \cdot 10^{-11} \cdot (T - 293)^{1.5}. \quad (8)$$

Експериментальні дослідження кінетики фільтраційного сушіння досліджуваних матеріалів представляли у вигляді графічних залежностей $w^e = f(\tau)$, а також $dw^e/d\tau = f(w^e)$.

Таблиця 3 – Значення коефіцієнтів внутрішньої дифузії для сирцевих гранул

T, K	323	333	353	373
$D_w \cdot 10^8, m^2/c$	0,74	1,09	1,59	2,16

У четвертому розділі «Зовнішньодифузійний механізм масообміну у системі тверде тіло – рідина. Розчинення твердих тіл» проаналізовано складні процеси розчинення. Спільним для усіх процесів є концентрація насичення (розчинність) твердої речовини та коефіцієнт масовіддачі. Подано залежність розчинності твердих тіл від температури для речовин, що приймали участь у дослідженнях. Для визначення коефіцієнта масовіддачі використовуються залежності, основою яких є оцінка гідродинаміки, яка оцінюється числом Рейнольдса або числом Архімеда для розчинення у зваженому стані. У випадку перемішування середовища інертним газом визначалась пульсаційна компонента швидкості на основі теорії Ландау.

Наведені у літературі математичні моделі розчинення стосуються стаціонарних або квазістаціонарних процесів, під час розгляду яких не враховуються 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. Визначивши залежність густини розчину калій хлориду від його концентрації

$$\rho = 1000 + 0,58 C, \quad (9)$$

встановлено величини об'єму розчину W та його концентрації C залежно від відносної частки твердої фази y , що не розчинилась

$$W = W_0 \frac{\rho_0}{\rho_0 - C(1-a)}; \quad C = C_{\max} \frac{1-y}{1 + (1-a) \frac{C_{\max}}{\rho_0} (1-y)}. \quad (10)$$

Аналіз розчинення згідно постійних значень густини рідинного середовища і його об'єму та обчислених за нелінійними залежностями (10) показує їх невідповідність. Наприклад, для ступеня розчинення 0,9 (значення y дорівнює 0,1) концентрація згідно нелінійного рівняння складає 240 кг/м^3 , а за лінійним рівнянням 270 кг/м^3 . Похибка при цьому становить 12,5 %.

Наведені у літературних джерелах дані щодо розчинення стосуються 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. Теоретично та експериментально досліджено розчинення полідисперсної суміші калію сульфату та бензойної кислоти за умови перемінної рушійної сили, а саме різниці концентрацій насичення та дійсної, що зростає у процесі розчинення.

Експерименти проводили в апараті з пневматичним перемішуванням системи тверде тіло – рідина в умовах повного псевдозрідження усіх частинок. На рис. 2

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 приведенні частинок у зважений стан. Фракційний розподіл полідисперсної суміші наведено на рис. 3. Враховуючи, що діаметр апарату становив 0,1 м, швидкість руху повітря, віднесена до площі поперечного перерізу апарату, становила $v_C = 0,0133$ м/с.

Експериментальні дослідження ставили завдання визначення концентрації калію сульфату чи бензойної кислоти у рідині. Через певні проміжки часу відбирались проби розчину та аналізувались на вміст розчиненої речовини. Ці дані використовувались для їх порівняння з розрахунковими величинами, що одержані на основі теоретичних рішень кінетичного рівняння та матеріального балансу системи з використанням графічного методу обчислень. Нами визначено експериментально коефіцієнт масовіддачі β для системи калію сульфат – вода за умови перебування твердих частинок у зваженому стані, використовуючи одинарні частинки. Одержана величина коефіцієнта масовіддачі β дорівнювала $(0,77 \pm 0,04) \cdot 10^{-4}$ м/с. Аналогічне значення для бензойної кислоти становить $3,79 \cdot 10^{-5}$ м/с.

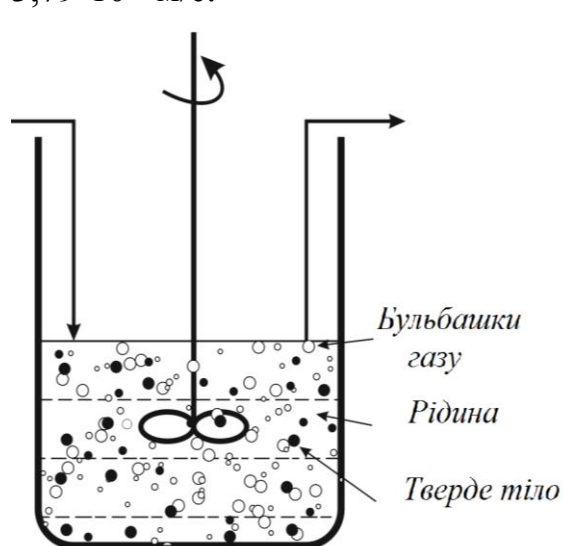
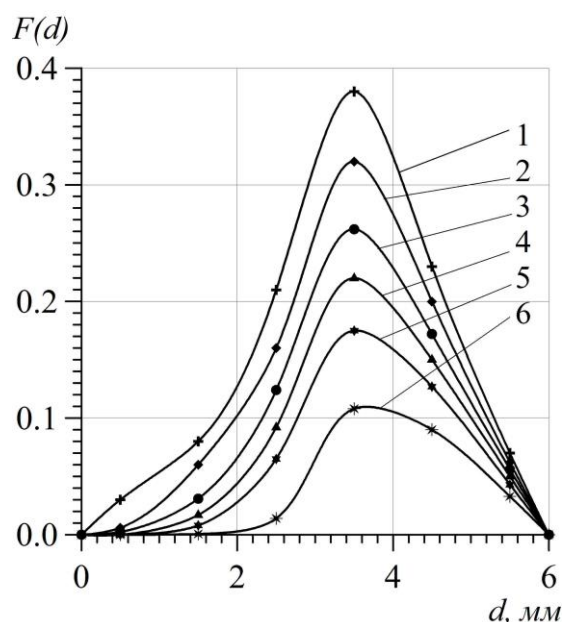


Рисунок 2 – Апарат-розчинник полідисперсної твердої фази



- 1 – початковий розмір;
 2 – зменшення розміру частинок на величину $\Delta = 0,2$ мм; 3 – $\Delta = 0,4$ мм;
 4 – $\Delta = 0,6$ мм; 5 – $\Delta = 0,8$ мм;
 6 – $\Delta = 1,2$ мм

Рисунок 3 – Функція розподілу частинок за їх діаметром d

В основі теоретичного опису процесу розчинення полідисперсної суміші та його аналізу лежать рівняння матеріального балансу:

$$M_0 - M = W \cdot C, \quad (11)$$

та кінетичне рівняння

$$-\frac{dM}{dt} = \beta \cdot F \cdot (C_s - C). \quad (12)$$

Рівняння матеріального балансу (11) після поділення на W визначатиме концентрацію у рідкій фазі C залежно від відносної масової частки нерозчинної твердої фази y і є рівнянням ліній робочих концентрацій

$$C = C_{\max} \cdot (1 - y), \quad (13)$$

у якому $y = \frac{M}{M_0}$; $C_{\max} = \frac{M_0}{W}$ – максимально можлива концентрація розчинної речовини. У розчині $C_{\max} \leq C_S$.

Позначивши різницю початкових та біжучих розмірів частинок твердої фази $\Delta = d_0 - d$, кінетичне рівняння (12) з врахуванням рівняння ліній робочих концентрацій (13) прийме вигляд:

$$\frac{d\Delta}{dt} = \frac{2 \cdot \beta}{\rho_s} [C_S - C_{\max} \cdot (1 - y)]. \quad (14)$$

У рівнянні (14) змінними є три величини Δ , y , t , тому рішення цього рівняння одержано нами графічним методом.

На рис. 3 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 зменшення їх розмірів за певний проміжок часу t на величину Δ буде однаковим для усіх розмірів твердої фази. При цьому частинки з розміром меншим за Δ зникнуть. Маса усіх частинок, що залишились у даний момент часу t , зменшиться на величину ΔM . Використовуючи вираження маси твердої фази через лінійні розміри системи, зменшення її розмірів буде відбуватись згідно кубічної залежності, що може бути представлено наступним чином:

$$\left(\frac{d_0 - \Delta}{d_0} \right)^3. \quad (15)$$

На рис. 3 під функцією розподілу вихідної суміші твердої фази 1 побудовано функції розподілу для п'яти значень Δ , які означають розподіл нових фаз твердих частинок. Площі під кривими розподілу 2 – 6 чисельно дорівнюють масовим часткам твердої фази, яка залишилась після зменшення діаметру частинок на відповідну величину Δ . Значення масової частки твердої фази y визначалась згідно залежності

$$y = \int_{\Delta}^{d_{\max}} \left(\frac{d_0 - \Delta}{d_0} \right)^3 F(d_0) d(d_0). \quad (16)$$

Рівняння (16) є характеристичною функцією, тому що вона у повній мірі визначається початковим розподілом частинок за їх розмірами $F(d_0)$. Характеристичну функцію представлено у виді залежності частки розчиненої солі $(1 - y)$ від безрозмірного симплексу x

$$(1 - y) = f(x), \quad (17)$$

де $x = \Delta / d_{0 \max}$.

Таке представлення дає змогу подати параметри процесу у безрозмірній формі. Значення $d_{0 \max}$ означає діаметр кулястих частинок, яким відповідає максимум на кривій функції розподілу. На рис.4 представлено характеристичну функцію у

вигляді кривої, що відображає частку калію сульфату, яка розчинилась залежно від безрозмірного симплексу x .

Метою дослідження є встановлення залежності зміни маси твердих частинок у часом розчинення t : $y=f(t)$. З цією метою використовували залежність (14), яку можна представити наступним диференціальним рівнянням кінетики розчинення полідисперсної суміші:

$$d\left(\frac{\Delta}{d_{0\max}}\right) = \frac{2\beta C_s}{\rho_s d_{0\max}} \left[1 - \frac{C_{\max}}{C_s}(1-y)\right] dt. \quad (18)$$

Ввівши безрозмірні комплекси: $\tau = 2 \cdot \beta \cdot C_s / (\rho_s \cdot d_{0\max}) \cdot t$ – безрозмірний час $\omega = C_{\max} / C_s$ – безрозмірна концентрація; $x = \Delta / d_{0\max}$ – безрозмірний геометричний параметр, рівняння (18) запишеться у вигляді:

$$\frac{dx}{d\tau} = 1 - \omega \cdot (1 - y). \quad (19)$$

Досягнення ступеня розчинення y може бути здійснене за певний час розчинення, який представляє собою інтеграл рівняння (19), значення якого представлено формулою (20)

$$\tau = \int \frac{dx}{1 - \omega \cdot (1 - y)}. \quad (20)$$

Експериментальна перевірка даного складного методу розрахунку розчинення полідисперсної суміші проводили на прикладі розчинення $M_0 = 100$ г калію сульфату в об'ємі рідини $W = 1,7$ л, що становить величину $\omega = 0,5$.

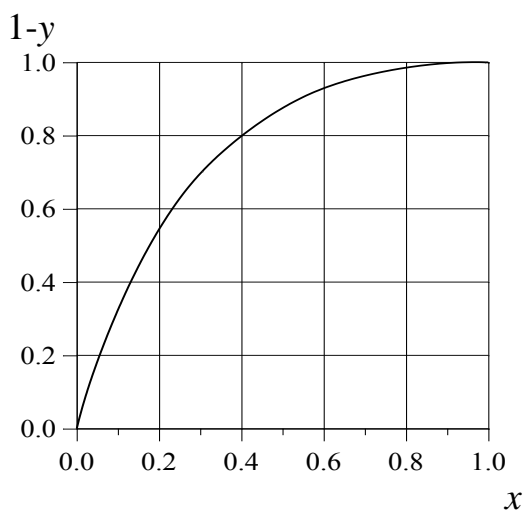


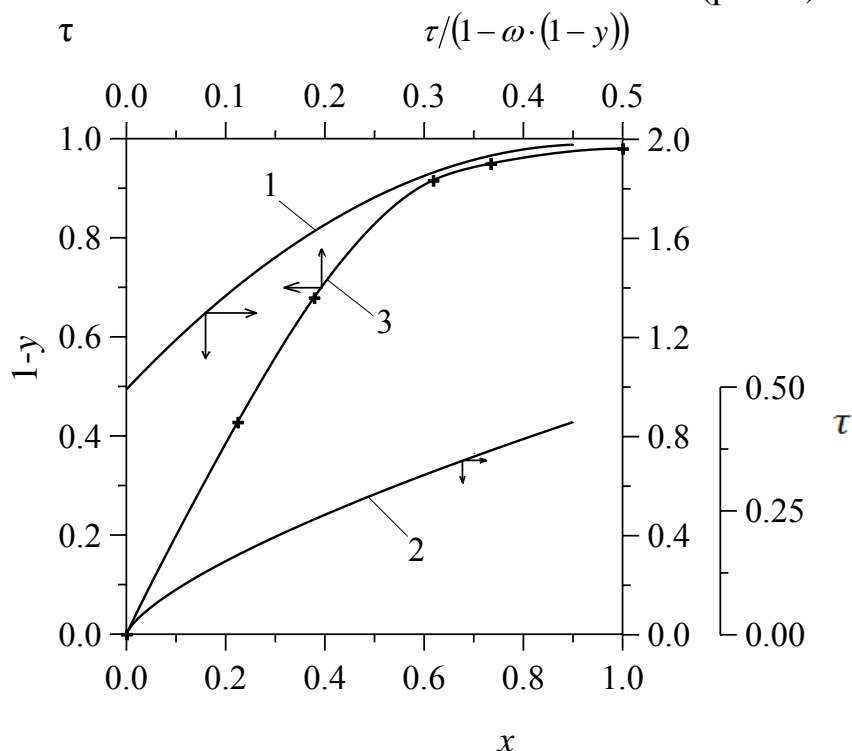
Рисунок 4 – Характеристична функція для полідисперсної суміші частинок калію сульфату

Процес проводили за умови перемішування середовища повітрям і відповідав умовам зваженого стану усіх частинок. Використовуючи значення характеристичної функції (рис. 4), обчислювали значення підінтегральної функції у залежності (20) та представляли графічно на рис. 5 (крива 1). На цей же графік нанесено величину безрозмірного часу τ залежно від величини x (крива 2). Отже одержали графічно значення $y = f(x)$ та $x = f(\tau)$ для полідисперсної суміші, використовуючи які знаходилась необхідна залежність $y = f(\tau)$.

Розрахункове значення $y = f(\tau)$ наведено на рис. 5 у вигляді суцільної лінії (крива 3). 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.

У технологічних процесах розчинення відбувається під час взаємодії попередньо подрібненої твердої фази з рідким розчинником. Процес проводиться періодично або неперервно, проточній чи протитечійно.

Проведено експериментальне та теоретичне дослідження неперервного розчинення бензойної кислоти водою за їх проточного руху у вертикальному апараті-розчиннику. Експериментальне дослідження проводили у вертикальному скляному колонному апараті 1 висотою 0,6 м та діаметром 0,01 м, який заповнювався частинками бензойної кислоти (рис. 6).



крива 1 – залежність
підінтегральної функції
(20) від x ;
2 – значення $\tau = f(x)$;
3 – значення $(1-y) =$
 $f(\tau)$

Рисунок 5 – Графічне
інтегрування рівняння
кінетики розчинення
полідисперсної суміші
(18)

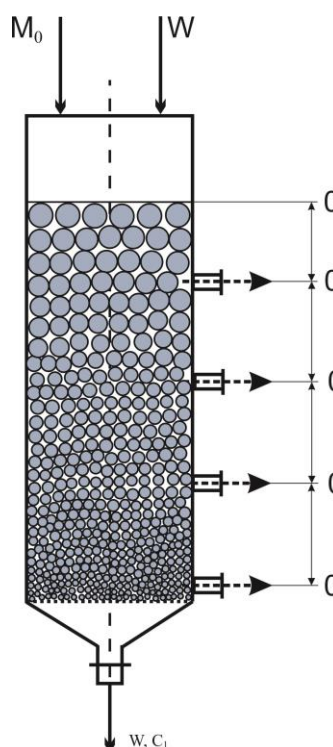


Рисунок 6 – Схема процесу розчинення бензойної кислоти у рухомому шарі

Середній розмір частинок становив $3 \pm 0,2$ мм. Висота шару бензойної кислоти дорівнювала 0,5 м і була поділена на кожні 0,1 м, де проводили відбір проб рідини на аналіз. Вода і бензойна кислота в апарат подавалась зверху неперервно. Розмір частинок зменшується по мірі їх просування вниз, створюючи постійні умови у кожному поперечному перерізі, через що концентрація кислоти у цьому перерізі залишатиметься постійною. Дані експериментального дослідження подано на рис. 7 у вигляді 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 представлено у вигляді (рівняння робочих ліній)

$$C_{\max}(1 - \phi^3) = C_1, \quad (21)$$

де $C_{\max} = \frac{M_0}{W}$; $\varphi^3 = \frac{M}{M_0} = \left(\frac{d}{d_0}\right)^3$; d – діаметр частинки, м; d_0 – початковий діаметр частинки, м.

Кінетичне рівняння для частинки діаметра d записується

$$-\frac{dM}{d\tau} = \beta \cdot F_1 \cdot (C_S - C_1), \quad (22)$$

де C_S – концентрація насичення бензойної кислоти у воді; за температури 20 °С $C_S = 2,9$ кг/м³; β – коефіцієнт масовіддачі.

Значення β для умов досліду оцінювалась критеріальною залежністю як функція діаметра частинок за умови, що гідродинамічні та фізичні параметри для даного дослідження є постійними

$$\beta \sim \frac{A}{d^{0,5}}, \quad (23)$$

де A – для даних умов постійна величина.

Виразивши масу та поверхню у рівнянні (22) через лінійні розміри, ввівши безрозмірний час $T = A \cdot \tau / d_0^{3/2}$ та безрозмірний діаметр φ і з врахуванням рівняння матеріального балансу, кінетику розчинення можна записати наступним диференціальним рівнянням

$$-\frac{d(\varphi^{3/2})}{dT} = \frac{2[C_S - C_{\max}(1 - \varphi^3)]}{\rho_S}. \quad (24)$$

Рівняння (24) 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 лише по висоті h апарата.

З цією метою час у кінетичному рівнянні (24) виражали за допомогою лінійної швидкості частинок v через зміну висоти h з часом τ і диференціальне рівняння приймає вид

$$-\frac{d(\varphi^{3/2})}{dh} = \frac{2 \cdot C_{\max} \cdot A}{\rho_S \cdot v \cdot d_0^{3/2}} (a^3 + \varphi^3), \quad (25)$$

де $a^3 = (C_S/\alpha) - 1$.

Після інтегрування диференціального рівняння (25) одержуємо

$$\arctg \frac{1}{a^{3/2}} - \arctg \frac{\varphi^{3/2}}{a^{3/2}} = \frac{2C_{\max} \cdot A \cdot a^{3/2}}{\rho_S \cdot v \cdot d_0^{3/2}} h. \quad (26)$$

Для даного процесу неперервного проточного розчинення бензойної кислоти параметри системи, що входять у розв'язок (26), мали наступні значення

$$C_{\max} = \frac{M_0}{W} = 0,1312; \quad a = \sqrt[3]{\frac{2,9}{0,1312}} - 1 = 2,806; \quad v = \frac{8 \cdot 10^{-6}}{1270 \cdot 0,785 \cdot 10^{-4} \cdot (1 - 0,38)} = 1,29 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.}$$

Рівняння (26) після підстановки відомих величин може бути записане

$$0,2094 - \arctg \frac{\varphi^{3/2}}{a^{3/2}} = 0,508h. \quad (27)$$

Теоретичний розрахунок неперервного прямоотечіного розчинення для 4-х висот проводили згідно залежності (27). Перехід від значень φ до концентрацій здійснювали на основі матеріального балансу. На рис. 7 представлено порівняння розрахункової залежності концентрації від висоти (суцільна лінія) та дослідні дані.

У промисловій практиці застосовується розчинення у стаціонарному шарі, крізь який фільтрується рідка фаза. Даний метод аналогічний фільтраційному сушінню дисперсних матеріалів. Досліди у шарі проводили у скляній колонці, у нижній частині якої знаходилась решітка, на яку засипалась фракція солі натрію хлориду +2,5–3,5 мм. Дистильована вода подавалась зверху і її витрату регулювали. 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 $20 \pm 0,3$ °С.

У першій серії дослідів експериментально визначали коефіцієнт масовіддачі під час розчинення твердої речовини у стаціонарному шарі та проводили його порівняння з теоретичним значенням, які визначали згідно критеріальних рівнянь. З метою визначення експериментального значення коефіцієнта масовіддачі β в умовах розчинення шару зернистого матеріалу на певній висоті шару h виділяли елементарну висоту dh , на якій концентрація змінюється від c до $c + \frac{dc}{dh} dh$.

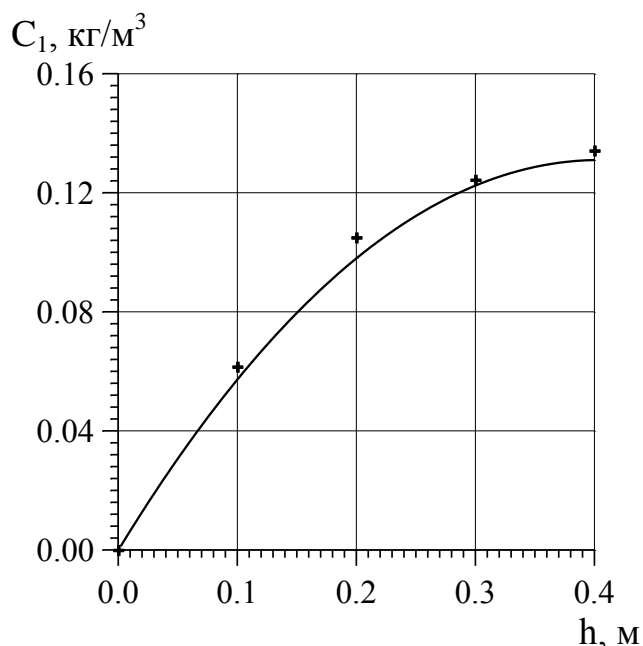


Рисунок 7 – Порівняння теоретичних (суцільна лінія) та експериментальних (точки) результатів неперервного прямоотечіного розчинення бензойної кислоти у воді

Для даного елемента шару рівняння масовіддачі в інтегральній формі має вигляд:

$$\ln \frac{c_s}{c_s - c_k} = \beta \frac{SH\sigma}{V_c}, \quad (28)$$

де c_k – кінцева концентрація солі, кг/м³.

Визначене згідно рівняння (28) значення коефіцієнта масовіддачі β на основі експериментальних даних дорівнює $1,34 \cdot 10^{-5}$ м/с. Теоретичне значення β на основі критеріальних залежностей дорівнює $2,12 \cdot 10^{-5}$ м/с.

Під час стаціонарного розчинення тверда фаза зменшується у своїх розмірах від місця її вводу до вивантаження з апарату, причому в ідеальних випадках до повного розчинення частинок. Цей процес характеризується зростанням діаметру частинок зверху донизу.

Фізично цей процес пояснюється тим, що верхній шар контактує з свіжим розчинником і рушійна сила процесу є найбільшою. Висоту H розбивали на окремі шари, кожен з яких дорівнював початковому діаметру частинок солі $\Delta h = d_0$. Рівняння кінетики розчинення верхнього шару має вигляд:

$$1 - \varphi = \frac{2\beta}{d_0 \rho_s} c_s \tau. \quad (29)$$

Повне розчинення частинки діаметром d_0 означає, що $\tau = T_s$, а для шару – зникнення верхнього шару частинок

$$T_s = \frac{d_0 \rho_s}{2\beta c_s}. \quad (30)$$

Визначений нами час повного розчинення верхнього шару частинок згідно рівняння (30) становив 322 с. 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

$$\tau_i = \frac{d_0 \rho_s}{2\beta(c_s - c_{i-1})}. \quad (31)$$

Наведені розрахунки стосуються часу повного розчинення верхнього шару, для якого рушійна сила є максимальною. Відповідно доля нерозчинної твердої фази у i -тому шарі буде рівною

$$1 - \varphi_i = \frac{2\beta}{d_0 \rho_s} (c_s - c_{i-1}) T_s, \quad (32)$$

а концентрація рідини у цьому шарі дорівнює

$$c_i = c_{i-1} + \frac{M_i}{V}. \quad (33)$$

На рис. 8 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.

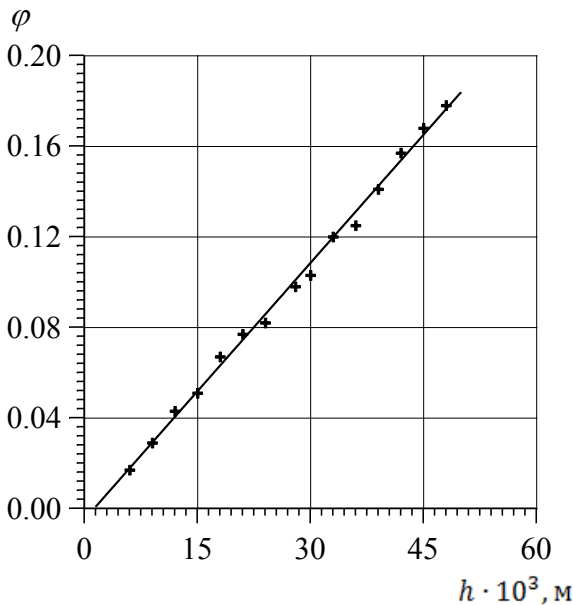


Рисунок 8 – Зміна відносного діаметра φ залежно від висоти h

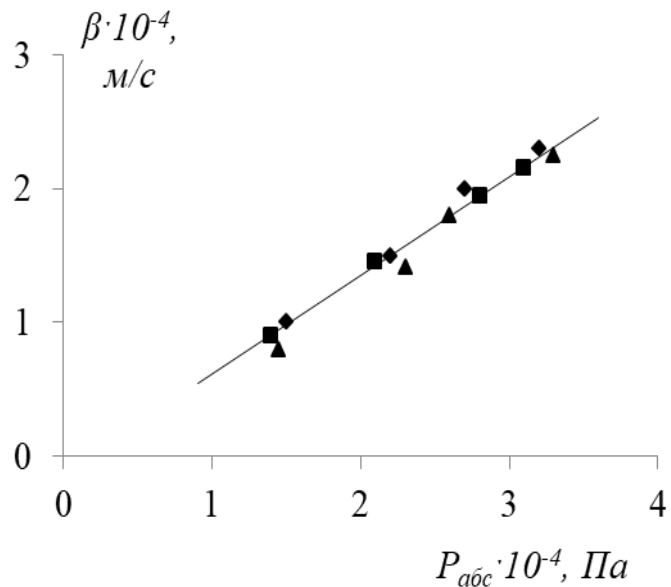


Рисунок 9 – Залежність коефіцієнта масовіддачі β від величини абсолютного тиску у системі

У роботі досліджено інтенсифікацію процесу розчинення вакуумуванням системи. Метод супроводжується кипінням рідини та пароутворенням. Теоретично роль вакуумування системи та впливу на масообмін можна окреслити наступним чином:

1) інтенсивне перемішування рідини паровою фазою, що генерується вакуумуванням системи;

2) зародження та ріст парових бульбашок на поверхні розчинної твердої фази, руйнування пограничного дифузійного шару.

На рис. 9 представлено дослідні результати щодо розчинення частинок бензойної кислоти кулястої форми у вигляді залежності коефіцієнту масовіддачі β від абсолютного тиску у системі $P_{абс}$. Величині абсолютного тиску у системі відповідає певна температура кипіння рідини. Одержані дані свідчать про значне збільшення коефіцієнта масовіддачі.

У п'ятому розділі «Процеси екстрагування цільових компонентів з пористих тіл» розглянуто внутрішньо дифузійний масообмінний процес у твердій фазі. Компонент, що підлягає екстрагуванню, знаходиться у поровому просторі твердої фази у рідкому або твердому стані. Для першого випадку розглянуто теоретичні процеси екстрагування на прикладі одинарних частинок для двох форм тіл, які найбільш часто зустрічаються на практиці, а саме необмеженої пластини та кулі. Необмежена пластина імітує процес екстрагування цукру з бурякової стружки, а частинки кулястої форми представляють подрібнену дисперсну фазу, яка формою наближається до кулястої. І у першому, і у другому випадках екстрагована речовина дифундує по капілярах з середини твердої фази до її зовнішньої поверхні і у подальшому переходить у рідку фазу.

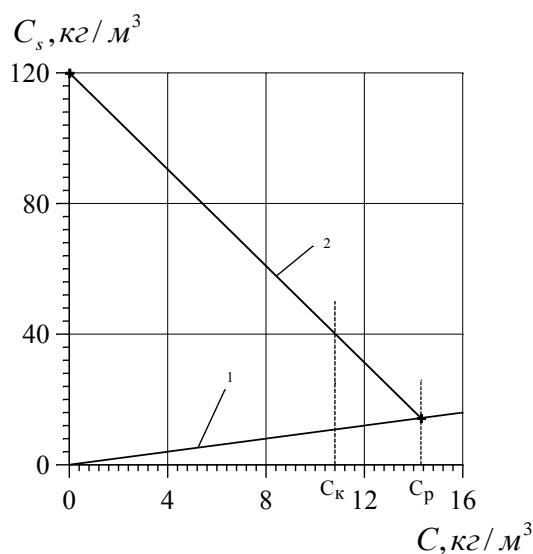
Для необмеженої пластини сформульовано математичну задачу з диференціального рівняння дифузії для одномірного концентраційного поля з початковою та граничною умовами. Розв'язок рівняння проводили на основі перетворень Лапласа. Одержані рішення містять параметр α - співвідношення об'ємів порового простору твердої фази та рідини і дають змогу визначити біжучу та середню концентрацію екстрагованого компонента у твердій фазі та, використовуючи рівняння матеріального балансу, концентрацію у рідині. Це рівняння наведено нижче і використовувалось з метою визначення коефіцієнта внутрішньої дифузії

$$\frac{C_0 - C}{C_0} = \frac{1}{1 + \alpha} - \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2\alpha}{\left(\frac{\mu^2}{Bi} - \alpha\right)^2 + \mu^2\left(\frac{1}{Bi} + 1\right) + \alpha} e^{-\mu^2 Fo}. \quad (34)$$

Концентрація у рідині C визначалась експериментально. Для високих значень чисел Фур'є можна обмежитись першим членом суми, що дало змогу на основі дослідних даних визначити коефіцієнт внутрішньої дифузії. Його значення для температури 60°C , що відповідає екстрагуванню цукру у промислових умовах, становить $2,318 \cdot 10^{-8} \text{ м}^2/\text{с}$.

Досліджували процес екстрагування розчиненої міді сульфату з пор частинок інертної твердої фази кулястої форми з метою встановлення статичних (рівновага і матеріальний баланс) та кінетичних закономірностей за максимальної інтенсифікації даного процесу механічним перемішуванням середовища. Концентрація у поровому просторі твердої фази становила $120,1 \text{ кг/м}^3$. Дослідами встановлено, що за інтенсивності перемішування 600 і більше об/хв., процес екстрагування повністю визначається внутрішньо дифузійною кінетикою. Визначені експериментально значення концентрацій міді сульфату у рідинній фазі C у залежності від часу проведення процесу екстрагування τ представлялись графічно.

Нанесена на рис. 10 діагональ для процесів екстрагування рідких компонентів з твердої фази є одночасно рівноважною лінією, тому що рівновага у даному випадку визначається рівністю концентрацій у капілярах та у рідкій фазі $C_s = C = C_p$.



1 – діагональ; 2 – робоча лінія
Рисунок 10 – Концентраційний графік екстрагування міді сульфату у періодичних умовах

теоретичне рішення задачі для тіл кулястої форми, яке відповідало умовам експерименту.

В експериментальній частині роботи визначали концентрації у рідинній фазі, де відбирали проби і аналітично визначали концентрацію міді сульфату. Перехід до концентрацій у рідинній фазі з концентрацій у твердій фазі виконували за допомогою матеріального балансу системи. Позначивши відношення $V/W = b$, взаємозв'язок між концентраціями дорівнює:

$$\frac{C_s}{C_{s0}} = 1 - \frac{C}{(b+1)C_p} \quad (36)$$

З врахуванням залежності (36) рівняння кінетики може бути записане

$$\frac{1}{b+1} \frac{C}{C_p} = 1 - \sum_{n=1}^{\infty} \frac{6}{\pi^2 n^2} e^{-\pi^2 n^2 Fo} \quad (37)$$

За великого часу екстрагування τ і відповідно великих значень чисел Фур'є можна обмежитись першим членом суми у рівнянні (37). На рис. 11 представлено дослідні результати у виді залежності $\ln\left(1 - \frac{1}{b+1} \frac{C}{C_p}\right) = f(\tau)$. Як видно з графічної залежності, після часу $\tau > 1000$ с експериментальні значення укладаються на пряму лінію, що підтверджує правомірність використання першого члена суми у рівнянні (37). За тангенсом кута нахилу прямої лінії визначали значення коефіцієнта внутрішньої дифузії міді сульфату у пористих частинках каоліну.

Для наших даних значення $\text{tg} \alpha = 2,755 \cdot 10^{-4}$. Відповідно значення ефективного коефіцієнта внутрішньої дифузії буде рівним $D^* = 4,47 \cdot 10^{-10} \text{ м}^2/\text{с}$.

З рівняння матеріального балансу може бути визначена рівноважна концентрація C_p

$$C_p = \frac{V}{V+W} C_{s0} \quad (35)$$

Пористість частинок твердої фази становила 0,37, відповідно об'єм пор $V = 1,35 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3$. Аналітично визначена рівноважна концентрація дорівнює

$$C_p = \frac{1,35 \cdot 10^{-4}}{1,35 \cdot 10^{-4} + 1 \cdot 10^{-3}} 120 = 14,3 \text{ кг/м}^3$$

На діаграмі $C = f(C_s)$, з'єднавши початкові значення з рівноважними, одержуємо робочу лінію для даного періодичного процесу (рис. 10).

Для визначення кінетичних закономірностей екстрагування, які служать для розрахунку екстракційної апаратури, використовували

Досліджено процес екстрагування твердої речовини з одинарного капіляра, у якому стадія екстрагування доповнюється стадією розчинення, виникненням границі розділу фаз та її переміщенням.

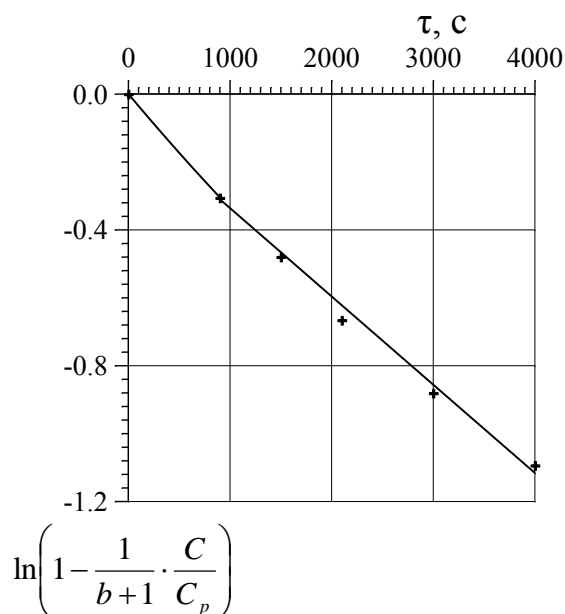


Рисунок 11 – Залежність

$$\ln\left(1 - \frac{1}{b+1} \frac{C}{C_p}\right) = f(\tau)$$

Лімітуючою стадією процесів екстрагування з твердої фази є внутрішня дифузія розчинних у екстрагенті компонентів у порах твердої фази. Твердий скелет пористої речовини суттєво впливає на дифузійне перенесення речовини. З метою інтенсифікації процесу досліджено процес екстрагування твердої речовини з прямолінійних капілярів в умовах вакуумування системи та пониження тиску до значень, які відповідають стану кипіння рідини-екстрагента та виникненню парової фази у вигляді бульбашок. Останні під час свого росту та відриву виявляють гідродинамічну дію на рідину, що спричиняє її рух у капілярах та збільшує швидкість масоперенесення. Елементарний механізм процесу екстрагування з одинарного капіляру розглянуто на рис. 12.

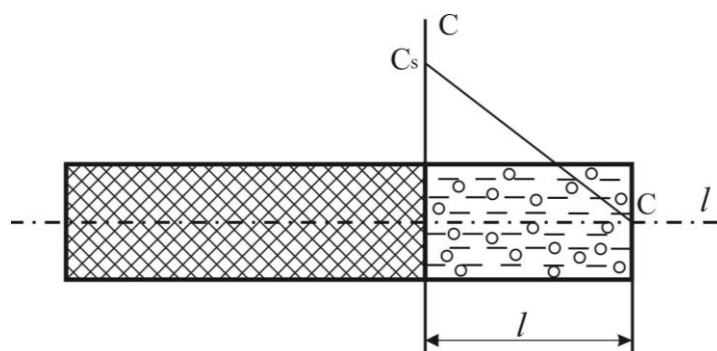


Рисунок 12 – Схема процесу екстрагування з одинарного капіляра та розподіл концентрацій екстрагованого компонента у капілярі

За певний проміжок часу τ зона розчинення всередині капіляра перемістилась на довжину l . Кінетичне рівняння, що описує розчинення елементарної ділянки твердої фази dl , має вид

$$\frac{dl}{d\tau} = \frac{D^*}{\rho_s} \frac{C_s - C_n}{l} \quad (38)$$

Інтегрування рівняння (38) дає результат, що дозволяє визначити довжину шляху пересування границі розчинення у капілярі залежно від часу екстрагування

$$l = \sqrt{\frac{2D^*}{\rho_s} (C_s - C_n)} \sqrt{\tau} \quad (39)$$

У системі координат $l - \sqrt{\tau}$ експериментальні значення укладаються на пряму лінію, з тангенса нахилу кута якої можна визначити коефіцієнт внутрішньої дифузії. Експериментально досліджували процес екстрагування купрум сульфату з капілярів, внутрішній діаметр яких становив 0,8 мм. Капіляр заповнювали порошкоподібним

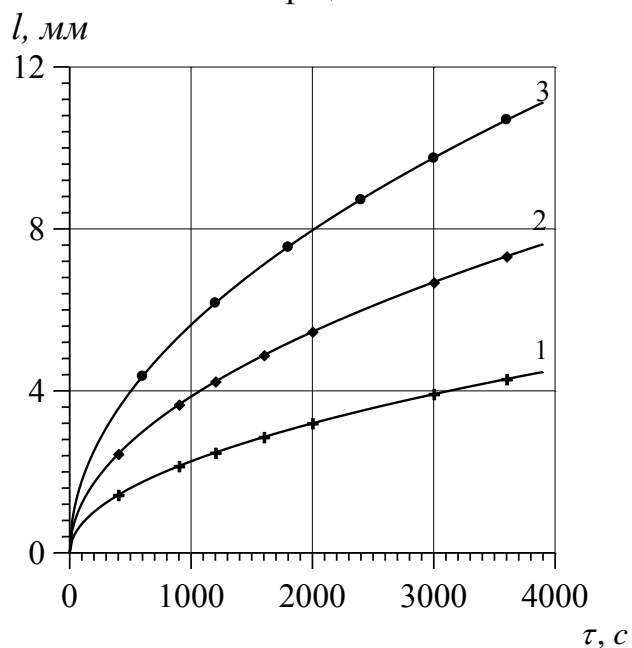
купрум сульфатом та набивка утрамбовувалась тонким стальним стержнем з метою наближення густини набивки до густини монолітної твердої речовини. Зважуванням капіляру з набивкою та вільного визначали дійсну густину набивки ρ_s . Досліджували процес екстрагування купруму сульфату як за умови зовнішнього перемішування рідини, яке приводить до зняття зовнішнього дифузійного опору, так і за умови вакуумування системи, що приводить до утворення парової фази усередині капіляра і до переміщення рідини у ньому. Рух рідини сприяє зростанню швидкості екстрагування.

Досліди проводили на експериментальній установці, яка поділена на 3 блоки. Основним елементом є блок I, який складається з апарата - екстрактора, виготовленого з скла, який поміщали у термостат. Задавали температуру у термостаті 75°C , якій відповідає абсолютний тиск $0,06$ МПа за умови вакуумування, що створює кипіння води. Після досягнення стаціонарного кипіння води у апараті-екстракторі капіляр опускався у киплячу рідину з одночасною фіксацією часу процесу екстрагування. За допомогою відлікового мікроскопа фіксувалось переміщення границі розчинення купруму сульфату у капілярі. Блок II використовували для заміру кількості випареної води через конденсацію пари у конденсаторі-вимірнику, який поміщали у ємкість з холодною водою. За цією кількістю оцінювали гідродинаміку. Вакуум у системі створювали за допомогою вакуум-насоса, що з'єднаний з конденсатором - вимірником через буферну ємкість, яка забезпечувала систему від потрапляння рідини до вакуум-насоса (блок III). Виникнення парової фази суттєво впливає на процеси масообміну у системах з твердою фазою. Зародження та ріст парової фази відбувається на твердій поверхні. Цей процес переміщає рідину безпосередньо на границі розчинення, де розчинення лімітує молекулярна дифузія. Переміщення рідини приводить до збільшення коефіцієнта масовіддачі. Екстрагування під час вакуумування проводили для двох випадків: підтримування постійного вакуумування у системі та за періодичного вакуумування.

На рис. 13 представлено результати досліджень процесу екстрагування з прямолінійного капіляру у вигляді залежності просування границі розчинення l від часу екстрагування τ . Як видно з рис. 13, одержано різні швидкості екстрагування. Найнижча крива 1 відповідає методу інтенсифікації механічним перемішуванням рідкого середовища. Цим перемішуванням знімається зовнішньо дифузійний опір, концентрація вирівнюється в об'ємі рідини. Крива 2 на цьому рисунку відповідає екстрагуванню під час постійного вакуумування системи, яке за температури 75°C приводить до постійного кипіння рідини. Зародження, ріст та відрив бульбашок гідродинамічно діють на рідину, що знаходиться у капілярі, а кожна гідродинаміка впливає на масовіддачу, тобто у цьому випадку має місце не лише дифузійний механізм, але і конвективний. Найвищий ступінь інтенсифікації досягнуто за умови кипіння рідини та переривання кипіння.

При цьому відбувається сплескування парових бульбашок і надходження на їх місце свіжої рідини. Якщо за умови спокійної у капілярах рідини на поверхні твердої фази встановлюється концентрація насичення, то під час сплескування парових бульбашок до поверхні надходить рідина з низькою концентрацією, що приводить до виникнення на поверхні значних градієнтів концентрації. Ці умови

приводять систему у нестационарний стан, який характеризується високими кінетичними коефіцієнтами.



1 – екстрагування за умови механічного перемішування рідини без її кипіння; 2 – екстрагування за умови постійного вакуумування системи; 3 – екстрагування з капіляра за умови вакуумування системи з періодичним перериванням

Рисунок 13 – Границя розчинення купруму сульфату l у залежності від часу екстрагування τ за умов проведення процесу

Визначений для умов досліду ефективний коефіцієнт внутрішньої дифузії для трьох випадків має наступні значення для температури 75 °С (таблиця 4). Наведені величини свідчать про значне збільшення швидкості екстрагування під час кипіння рідини та формування парової фази, особливо для процесів з періодичним кипінням.

Досліджували процес екстрагування розчинної твердої фази з шару пористого інертного середовища, яке утворює нерухомий шар зернистого матеріалу. Екстрагування з цього шару носить нестационарний характер, що значно ускладнює математичне моделювання процесу. Проводили очищення ґрунтового середовища з міді сульфату як його забруднювача. Частинки забруднювачів знаходились між частинками ґрунту і завдання полягає у тому, щоб їх екстрагувати з середовища та провести його очищення. Даний процес одночасно представляє два масообмінні процеси – розчинення та екстрагування.

Одночасне дослідження цих процесів є важливим як з наукової, так і практичної сторони. Математичний опис передбачає визначення концентрації як функції довжини шару та часу. Є необхідність попередньо встановити коефіцієнт масовіддачі за умов проведення процесу у шарі та встановлення залежності коефіцієнта масовіддачі від швидкості переміщення рідини та розмірів частинок, форма яких була кулястою.

Таблиця 4 – Порівняння ефективних коефіцієнтів внутрішньої дифузії

Процес екстрагування	Коефіцієнт дифузії, $D^* \cdot 10^9, m^2/c$	Відношення до механ.перем. D^*
Механічне перемішування рідини	13,5	1
Кипіння рідини під вакуумом	38,0	2,81
Періодичне кипіння під вакуумом	85,1	6,3

Результати експериментального визначення коефіцієнта масовіддачі наведено у таблиці 5. У логарифмічній системі координат $Sh/\sqrt[3]{Sc} = f(Re)$ нанесено одержані

нами експериментально визначені параметри (точки) та побудовано пряму лінію (рис. 14). Лінії відповідає рівняння (40) (середньо квадратичне відхилення не перевищує 7%).

$$Sh = 0,8\sqrt[3]{Sc} \cdot \sqrt{Re}. \quad (40)$$

Експериментальне дослідження екстрагування розчинного компонента з інертного шару зернистого матеріалу проводили на вертикальній установці колонного типу, виконаній із скла діаметром 1 см.

У нижній частині установки знаходилась перфорована перегородка, на яку засипали попередньо приготовану суміш інертної твердої фази та частинок розчинної речовини (міді сульфату). Необхідний потік води регулювали. Попередньо перемішуванням готували суміш інертного матеріалу (пісок) та частинок міді сульфату з розрахунку концентрації розчинної речовини 0,3 об. часток. Суміш засипали у колонку діаметром 1 см на висоту 4 см. Дистильовану воду подавали зверху колонки з заданою швидкістю.

Досліди проводили за температури $(20 \pm 0,2)$ °С. З початком руху рідини включали секундомір та провадили відлік часу. Проби рідини на аналіз у ній міді сульфату на виході з колонки відбирали протягом 30 с з метою одержання об'єму рідини необхідного для аналітичного визначення концентрації міді сульфату. Теоретичний аналіз даного процесу вказує на існування двох окремих стадій його проведення.

Таблиця 5 – Експериментальні дані щодо визначення коефіцієнта масовіддачі

Діаметр частинки, $d \cdot 10^3, \text{ м}$	8			6			4		
Швидкість рідини, $w, \text{ м/с}$	0,01	0,02	0,04	0,01	0,02	0,04	0,01	0,02	0,04
Коефіцієнт масовіддачі, $\beta \cdot 10^5, \text{ м/с}$	1,56	2,2	3,2	1,79	2,54	3,54	2,2	3,11	4,4
Число Рейнольдса, Re	80	160	320	60	120	240	40	80	160
Число Шервуда, Sh	54,2	76,5	108,5	46,7	66,2	93,65	38,26	54,1	76,2

У першій стадії розглядали процес розчинення верхнього шару частинок, коли висота шару $z = 0$. У даному випадку концентрація розчиненої речовини у верхньому шарі є лише функцією часу і не залежить від лінійних розмірів. Разом з цим це дає змогу визначити розподілення концентрацій по висоті, яке може бути використане для подальшого аналізу. Друга стадія розглядає процес екстрагування після розчинення верхнього шару та переміщення границі розчинення.

У першій стадії процес описується диференціальним рівнянням для одномірної конвективної дифузії з поверхневим джерелом маси, яке визначається масою розчиненого компонента, і записується:

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} + v \frac{\partial C}{\partial z} = D \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} + m, \quad (41)$$

де v – швидкість потоку у напрямку вісі z ; m - інтенсивність джерела маси речовини, що вноситься у систему внаслідок дії інших процесів, у даному випадку розчинення. Згідно з рівнянням (41) розмірність m [кг/(м³с)]. Ця величина представляє собою

масу речовини, віднесена до одиниці об'єму за одиницю часу. Значення m може бути визначене з рівняння масовіддачі, ввівши у ньому поверхню розчинення віднесена до одиниці об'єму ω [м²/м³].

$$v \frac{\partial C}{\partial z} = \beta \cdot \omega (C_s - C_1), \quad (42)$$

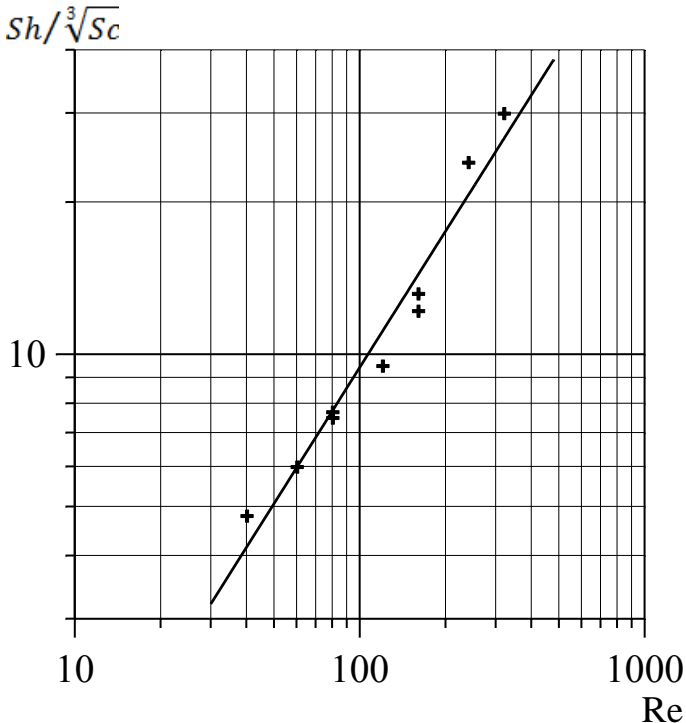


Рисунок 14 – Залежність $Sh/Sc^{0,33}$ від числа Re

Інтегрування рівняння (42) дає результат

$$\frac{C_1}{C_s} = 1 - e^{-\frac{\beta \omega z}{v}}. \quad (43)$$

З рівняння (43) одержуємо два рішення для значення $z = 0$, коли тверда фаза на цій поверхні є присутньою.

Час повного розчинення верхнього шару τ_0

$$\tau_0 = \frac{M_0}{\beta \cdot \omega \cdot C_s}. \quad (44)$$

Час розчинення твердої фази для $z=0$ у границях $0 < M < M_0$

$$1 - \frac{M}{M_0} = \beta \cdot \omega \cdot C_s \frac{\tau}{\tau_0}. \quad (45)$$

Друга стадія розчинення екстрагування починається після завершення розчинення верхнього шару ($z = 0$).

Зона екстрагування переміщується вниз зі швидкістю $\frac{dh}{d\tau}$:

$$\frac{dh}{d\tau} = \frac{C_s}{\rho_s \cdot \varepsilon} v, \quad (46)$$

Розподіл концентрацій відбувається з врахуванням зони вільної від твердої розчинної речовини на висоті h

$$\frac{C_1}{C_s} = 1 - e^{-\frac{\beta \omega (z-h)}{v}}. \quad (47)$$

Основне рівняння масовіддачі може бути використане з метою визначення концентрацій екстрагованого компонента на заданій висоті з часом. У кінетичному рівнянні лінійні розміри замінено на масу M на основі рівняння матеріального балансу. Після інтегрування одержуємо результат

$$2(\sqrt{M_0} - \sqrt{M}) = A(C_s - C_1) \cdot \tau, \quad (48)$$

де A - величина, постійна для даного експерименту.

Під час експериментального дослідження у нерухомому шарі інертної фази знаходився купрум сульфату, концентрація якого складала 0,15 м³ в 1 м³ шару (342,6 кг в 1 м³). Діаметр частинок купруму сульфату $d_0 = 8 \cdot 10^{-3}$ м. Час розчинення верхнього шару частинок ($z = 0$) при якому значення $M = 0$

$$T = \frac{\sqrt{M_0}}{4,71 \cdot 10^{-5} \cdot C_s} = \frac{\sqrt{6,7 \cdot 10^8 \cdot d_0^3}}{4,71 \cdot 10^{-5} \cdot 230,5} = 1705c = 0,47 \text{ год}$$

Отже, для умов даного дослідження повне розчинення верхнього шару завершиться через 1705 с.

Визначити відносну концентрацію на будь-якій висоті z можна згідно залежності (47). Розрахункові значення відносної концентрації на виході з шару висотою 0,04 м наведено на рис.15 у вигляді суцільної лінії та подано порівняння з експериментальними величинами на виході, які визначали через кожні 100 с проведення експерименту.

У шостому розділі «Масообмін у трифазних дифузійно-контрольованих системах» розглянуто масообмінні процеси, які протікають у трифазній системі: тверде тіло – рідина – газ, причому кожна складова частина приймає участь у масообміні. Як приклад такої взаємодії розглянуто очищення викидних газів теплоенергетики, де теплова енергія одержується спалюванням кам'яного вугілля.

У вугіллі завжди знаходиться сірка, яка під час спалювання переходить у діоксид сірки, що є забруднювачем навколишнього середовища і його концентрація у викидних газах є лімітована дозволами на її викид, а концентрація діоксиду сірки у доквіллі визначається гранично допустимими концентраціями. Запропонований метод очищення газового середовища від діоксиду сірки у трифазній системі, де, крім рідини, використовується твердий сорбент.

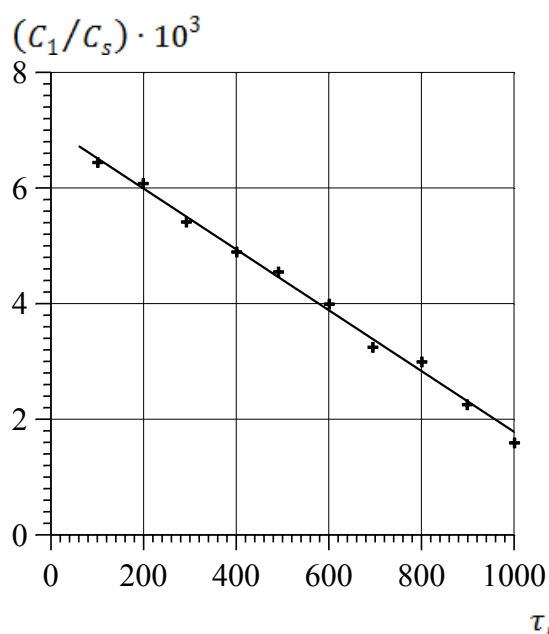


Рисунок 15 – Порівняння розрахункових концентрацій (суцільна лінія) та експериментальних даних (точки) під час екстрагування для висоти шару 0,04 м (перша стадія процесу) Середньоквадратичне відхилення цих результатів не перевищує 6 %

Особливість цього методу полягає у тому, що рідка фаза використовується лише на утворення нової твердої фази, яка є кристалогідратом. На рис. 16 наведено принципову схему трифазної системи, де зображено два пограничні дифузійні шари: δ_c - пограничний дифузійний шар у рідині зі сторони газової фази та δ_s - пограничний дифузійний шару рідині зі сторони твердої фази. Вирізняються дві границі контакту фаз. Перша границя існує між газовою та рідкою фазою, друга – між рідиною та твердим тілом. На границях розділу фаз з кожної сторони існують пограничні дифузійні шари, у яких має місце передавання маси молекулярною дифузиею на відміну від об'єму рідини, де маса передається конвективною дифузиею.

Згідно рис. 15 існують наступні дифузійні процеси: фізична абсорбція SO_2 водою з утворенням сульфитної кислоти, яка переходить у сульфатну окисненням киснем, що є у викидних газах; дифузійно-контрольована взаємодія кислот з

твердою фазою кальцій карбонату з утворенням кальцій сульфату та сульфату. Кальцій сульфат переходить у сульфат з утворенням гіпсу. Даний метод передбачає лише витрачання кальцій карбонату та невеликої частини води, що йде на утворення гіпсу.

Для процесу фізичної абсорбції сумісне рішення рівняння матеріального балансу та кінетики абсорбції дає можливість визначити концентрацію SO_2 в апараті періодичної дії C :

$$C = C_{zp}(1 - e^{-\tau_L}), \quad (49)$$

де $\tau_L = \beta_L \sigma_L t$ - безрозмірний час фізичної абсорбції; $\sigma_L = \frac{F_L}{W}$ - питома поверхня фізичної абсорбції.

Поставлена проблема стосується газової фази, тому що мова йде про очищення газового середовища від забруднень. Оцінити ступінь забруднення газового середовища можна значенням ступеня очищення або ефективністю очищення

$$\eta = \frac{y_n - y_k}{y_n}. \quad (50)$$

З врахуванням (49), яке визначає концентрацію C у рідкій фазі, залежність для визначення ефективності очищення фізичною абсорбцією має вигляд:

$$\eta_{физ} = \beta_L \sigma_L \frac{W}{V \cdot y_n} C_{zp} \cdot e^{-\tau_L} \quad (51)$$

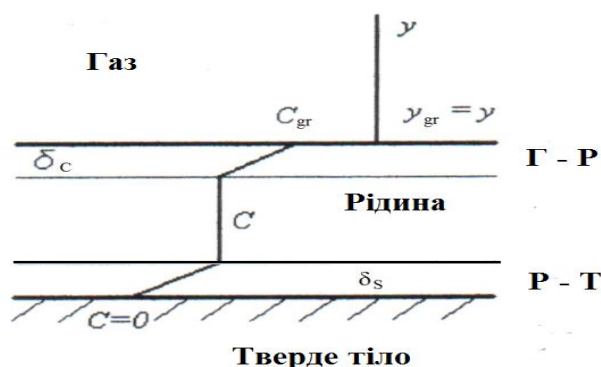


Рисунок 16 – Принципова схема розподілу концентрацій SO_2 у системі газ – рідина – поверхня твердого тіла:

δ_c, δ_s – товщини пограничного дифузійного шару у рідині зі сторони газової фази та зі сторони твердої фази

Абсорбований газ у рідкій фазі вступає у взаємодію з твердим сорбентом і загальне кінетичне рівняння записане для концентрації SO_2 має вигляд:

$$\frac{dC}{dt} = \beta_L \cdot \sigma_L \cdot (C_{zp} - C) - \beta_s \cdot \sigma_{s0} \cdot C, \quad (52)$$

де σ_{s0} – питома поверхня твердої фази.

Інтегрування рівняння (52) дає змогу визначити різницю концентрацій на границі газової та рідкої фаз C_{zp} та концентрацією у рідкій фазі C

$$C_{zp} - C = C_{zp} \frac{\beta_L \cdot \sigma_L}{\beta_L \cdot \sigma_L + \beta_s \sigma_s} \left[\frac{\beta_s \sigma_s}{\beta_L \cdot \sigma_L} + e^{-\beta_L \sigma_L (1 + \frac{\beta_s \sigma_s}{\beta_L \cdot \sigma_L})} \right]. \quad (53)$$

Ввівши безрозмірні параметри τ_f та $\frac{\beta_s \cdot \sigma_{s0}}{\beta_L \cdot \sigma_L} = \chi$, рівняння (53) запишеться

$$\Delta C_{хем} = C_{zp} - C = C_{zp} \frac{1}{1 + \chi} [\chi + e^{-(1+\chi)\tau}] \quad (54)$$

Для хемосорбційного процесу визначено коефіцієнт прискорення E , що являє собою відношення абсорбції з хімічною реакцією до чисто фізичної абсорбції. У роботі наведено залежність коефіцієнта прискорення процесу абсорбції E від безрозмірних параметрів χ та τ_f . Експериментальні дослідження дозволили

встановити кінетичні коефіцієнти процесу. У першу чергу до них належать коефіцієнти масовіддачі β_L процесу фізичної абсорбції SO_2 водою та коефіцієнт масовіддачі β_S під час хімічного розчинення карбонату кальцію утвореною кислотою. Досліди проводили у реакторі, який заповнювали водою у кількості $W=1,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$, куди засипали подрібнений кальцію карбонат масою $G=0,17 \text{ кг}$.

Через імPELLерну мішалку подавали модельну газову суміш, що складалась з атмосферного повітря та оксиду сірки(IV), приготовлених у певних співвідношеннях, які визначали за допомогою ротаметрів. Цю суміш подавали з витратою $V_c = (1,3 - 1,45)10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}$ та початковою концентрацією $y_n=2,09 - 4,0 \text{ \%об.}$ Ступінь поглинання SO_2 та отримані продукти взаємодії визначали аналітично. Кінцеву концентрацію SO_2 у повітряній суміші визначали на основі маси поглинутого SO_2 водною суспензією, витрати газу та часу хемосорбції. Даний дослід проводили за температури $+42^\circ\text{C}$. ІмPELLерна мішалка та газ перемішували рідину і переводили тверді частинки у псевдозріджений стан, що забезпечувало максимальну поверхню масообміну з твердою фазою. Газова фаза дробилась на окремі бульбашки, з яких відбувався процес фізичної абсорбції SO_2 з водою та утворення у першу чергу сульфитної кислоти. Для даної витрати повітря з початковою концентрацією $y_n = 4,0 \text{ \%об}$ кінцева концентрація становила $1,28\%об.$, що відповідає ступеневі поглинання $\eta = 68\%$. Оптимальному режимові поглинання SO_2 відповідає умова $\frac{dC}{dt} = 0$ (рівняння (52))

$$\beta_L \sigma_L (C_{GP} - C) = \beta_S \sigma_S C, \quad (55)$$

Ввівши співвідношення χ у залежність (55), одержимо

$$C = \frac{C_{GP}}{1 + \chi} = \frac{y_n}{H(1 + \chi)} \quad (56)$$

Кінцеву концентрацію SO_2 у газі y_k вважаємо рівноважною до концентрації C у рідинній фазі згідно закону Генрі $y_k = HC$.

За оптимальних умов хемосорбції

$$\eta = 1 - \frac{HC}{y_n} = \frac{\chi}{1 + \chi}. \quad (57)$$

На рис. 17 подано теоретичну залежність $\eta = f(\chi)$ у напівлогарифмічних координатах. Найкращі результати досягають за умови високих значень χ , що за умов активної гідродинаміки може бути одержано за значних величин σ_S і пов'язано з високим ступенем подрібнення твердого сорбента.

На основі експериментальних досліджень поглинання SO_2 нами проведено розрахункове визначення концентрацій SO_2 у реакційній суміші та ступінь очищення η згідно залежностей (56) та (57). Дані цих розрахунків представлено на рис. 18 та рис. 19. Для випадку чисто фізичної абсорбції концентрація SO_2 швидко зростає з часом (рис. 18, крива 1), а значення ступеня очищення η спадають від 0,9 до 0 (рис.19, крива 1). При цьому безрозмірний час абсорбції зростає від 0,1 до 8. Ці результати наглядно свідчать про низький рівень очищення фізичною абсорбцією. У випадку хемосорбції у трифазній системі за постійного значення параметру χ з рівнянь (56), (57) впливає постійність як концентрації SO_2 , так і ступеня очищення η .

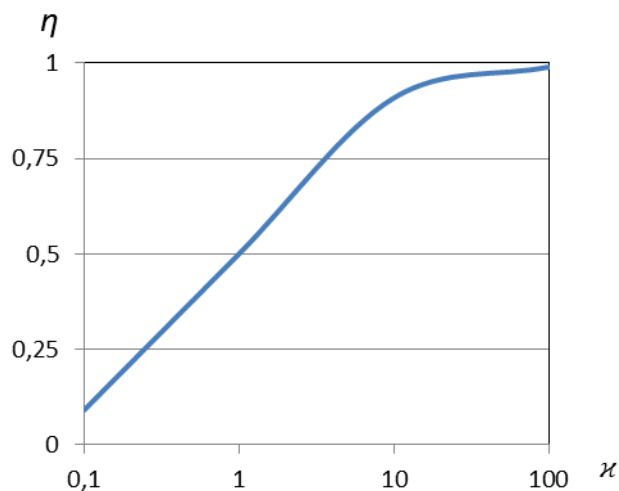
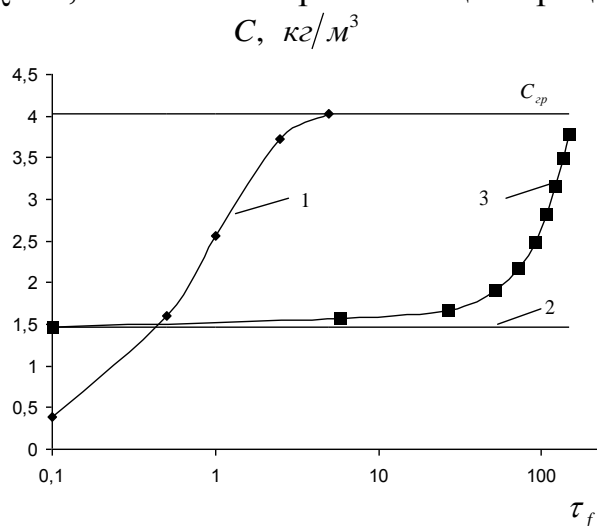


Рисунок 17 – Залежність ступеня очищення η від параметра χ

її маса і відповідно поверхня зменшуються з часом проведення процесу. Нами пораховано концентрацію сульфитної кислоти C та ступінь очищення η для значення $\chi = 1,77$ з метою порівняння цих процесів.

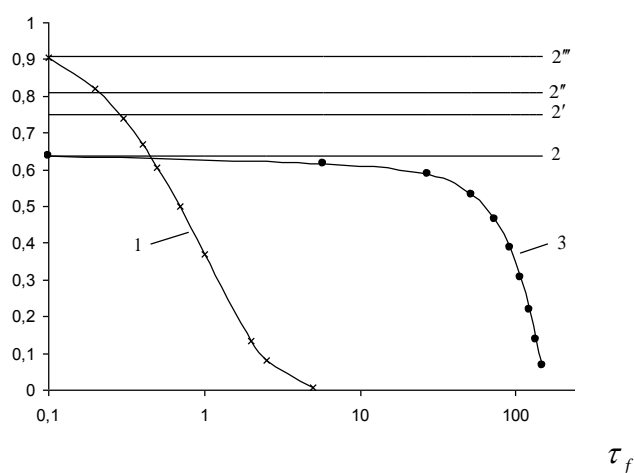


1 – фізична абсорбція;
2 – хемосорбція у трифазній системі з постійною поверхнею твердої фази за значення $\chi = 1,77$; 3 – хемосорбція у трифазній системі зі змінною поверхнею твердої фази, яка зменшується під час хімічної взаємодії

Рисунок 18 – Залежність концентрації діоксиду сульфуру C у рідинній фазі під час проведення процесів

Для умов досліду значення χ становило величину 1,77. Вчислена величина концентрації SO_2 буде постійною і дорівнює $1,462 \text{ кг/м}^3$ (рис. 18, лінія 2), а значення ступеня очищення η дорівнює 0,64 (рис.19, лінія 2). На рис.19 наведено інші значення параметру χ . Як видно з теоретичного розрахунку, збільшення χ від 1,77 до 10 дозволяє підвищити ступінь очищення до 90% (рис.19, лінія 2''').

На рис. 18 та 19 (криві 3) наведено дані щодо хемосорбції у трифазній системі, коли тверда фаза не підтримується постійною, а



1 – фізична абсорбція; 2 – хемосорбція у трифазній системі з постійною поверхнею твердої фази за значення $\chi = 1,77$; 2' – $\chi = 3$; 2'' – $\chi = 5$; 2''' – $\chi = 10$; 3 – хемосорбція у трифазній системі зі змінною поверхнею твердої фази за значення $\chi = 1,77$

Рисунок 19 – Ефективність очищення газового середовища від діоксиду сульфуру у рідинній фазі під час проведення процесів

Як видно з наведених значень, до безрозмірного часу $\tau_f = 10$ результати практично співпадають. Після цього часу підвищується концентрація C та відбувається різке зменшення η . У випадку очищення невеликих витрат газу, забрудненого SO_2 , доцільно вносити твердий сорбент періодично. У цьому випадку його питома поверхня σ_s буде зменшуватись у відповідності із залежністю:

$$\sigma_s = \sigma_{s0} \varphi^2, \quad (58)$$

де σ_{s0} - початкова питома поверхня твердого сорбенту;

$\varphi = \frac{d}{d_0}$ - відносний розмір твердої фази.

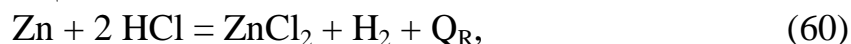
Використовуючи рівняння кінетики з змінною поверхнею згідно залежності (58) та матеріального балансу, одержимо систему рівнянь, які описують процес поглинання SO_2 у трифазній системі зі змінною поверхнею твердої фази:

$$\begin{cases} \frac{d\gamma}{d\tau_f} = (1-\gamma) - \chi\varphi^2\gamma; \\ \tau_f(1-\gamma) = \lambda(1-\varphi^3) + \gamma \end{cases}. \quad (59)$$

Одержана система рішалась комп'ютерним методом і значення параметру γ , яке представляє собою безрозмірну концентрацію у рідині, визначали як функцію безрозмірного часу та параметрів χ та λ . Величина $(1-\gamma)$ представляє ступінь очищення η для систем зі змінним значенням поверхні твердого сорбенту. У дисертаційній роботі наведено технологічну схему очищення викидних газів від діоксиду сірки.

У сьомому розділі «Тепломасообмін у системах з твердою фазою та поверхневим джерелом тепла» розглянуто процес взаємодії у системі тверде тіло – рідина на прикладах дифузійно контрольованого процесу розчинення, яке супроводжується значними тепловими ефектами. Процес досліджували з двома видами твердих тіл, а саме з напівбезкінечним твердим тілом та кулею. Предметом розгляду є розчинення, яке супроводжується додатнім тепловим ефектом. Теплота взаємодії виділяється на поверхні твердого тіла, де має максимальне значення температури. Відповідно усі фізико-хімічні параметри системи (густина, в'язкість, теплові та дифузійні параметри) значно відрізняються від ядра рідинного потоку. Тепло реакції з поверхні твердого тіла розповсюджується теплопровідністю у тверде тіло та конвекцією у рідинний розчин. Завдання полягає у теоретичному визначенні температури поверхні твердого тіла, розподілу температур у рідині та твердому тілі, визначенні потоків теплоти до твердої фази та до рідини.

Метою даного дослідження було визначення температурних полів у напівбезконечному твердому тілі, один кінець якого взаємодіє з рідинним реагентом. Такі процеси використовують у процесах металообробки з метою надання протяжним виробам певних форм, що вимагається технологією. Дослідження проводили на експериментальній установці (рис.20). Установка представляла скляний посуд 1, у який заливали розчин соляної кислоти концентрацією 80 кг/м^3 . Початкова температура кислоти складала $T_0 = 20^\circ\text{C}$ і підтримувалась за допомогою термостатуючого пристрою 3. Хімізм процесу розчинення відбувався згідно реакції



де $Q_R = 8821 \text{ кДж/кг}$ – тепловий ефект реакції.

Тверда фаза представляла собою стержень, бокова поверхня якого була покрита шаром ізоляції 5. По висоті стержня вставляли термопари 6, що приєднувались до реєструючого приладу 7. Реакція між цинком та хлорною кислотою відбувалась

лише на відкритій верхній поверхні цинку і тепло реакції передавалось конвекцією в об'єм рідини та теплопровідністю у тверде тіло. Тепло реакції спричиняє підвищення температури поверхні твердого тіла, яка є джерелом тепла та найвищої температури. Ця температура визначається умовами протікання хімічної реакції. Тепло поширюється у металічний стержень, у якому на певних віддальх встановлено термopари, що визначають температуру як функцію координати і часу $T(x, \tau)$. Час експериментального дослідження було вибрано невеликим, що означало незначне зменшення товщини верхньої границі твердого тіла. Одержані експериментальні дані вимірювань у певних точках твердого тіла температур наведено у виді точок на графіку (рис. 21). Ці дані порівняно з теоретично розрахованими на основі нестационарної теплопровідності твердих тіл. Дана хімічна реакція не лімітується хімічною кінетикою, а належить до дифузійно контрольованих, інтенсивність протікання яких визначається коефіцієнтом масовіддачі β . Експериментально визначене значення β для даної концентрації становить $2,0 \cdot 10^{-4}$ м/с.

Дана задачу представляли у вигляді диференціального рівняння теплопровідності з постійно діючим джерелом тепла на поверхні твердого тіла, початковою умовою та граничною умовою третього роду

$$\frac{\partial T}{\partial t} = a \cdot \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\gamma}{c \cdot \rho} \quad (61)$$

$$T_1(x, 0) = T_0 ; T_1(\infty, 0) = T_0 \quad (62)$$

$$\alpha(T_n - T_1) - \lambda \left(\frac{\partial T}{\partial x} \right)_{x=0} = k_R Q_R c_0 \quad (63)$$

$$\left(\frac{\partial T}{\partial x} \right)_{x=\infty} = 0 \quad (64)$$

З граничної умови (63) після визначення закону розподілення тепла на поверхні взаємодії

$$\alpha(T_n - T_0) + (T_n - T_0) \sqrt{\frac{\lambda c \rho}{\pi \tau}} - 2\gamma \sqrt{\frac{a \tau}{\pi}} = k_R Q_R c_0 \quad (65)$$

можна теоретично знайти температуру поверхні тіла T_n як функцію часу.

На рис. 21 представлено результати розрахунків температури поверхні твердого тіла для наведеної реакції та умов її проведення. Наведені дані показують, що значна зміна температури поверхні твердого тіла спостерігається у початкові моменти часу. Якщо у перший період температура поверхні до 500с зростає з 20 до 79,4⁰С і різниця становить 59,4⁰С, то у другий період з 500 до 1000 с температура змінюється з 79,4⁰С до 80,7⁰С і різниця температур становить 1,3⁰С. Це означає, що з часом процес з нестационарного переходить у стаціонарний. Розмірна обробка металевих виробів вимагає знання температурного поля по довжині заготовки.

Якщо відома температура поверхні, то у сформульованій задачі (61) – (64) змінюється гранична умова (63), яка приймає вигляд

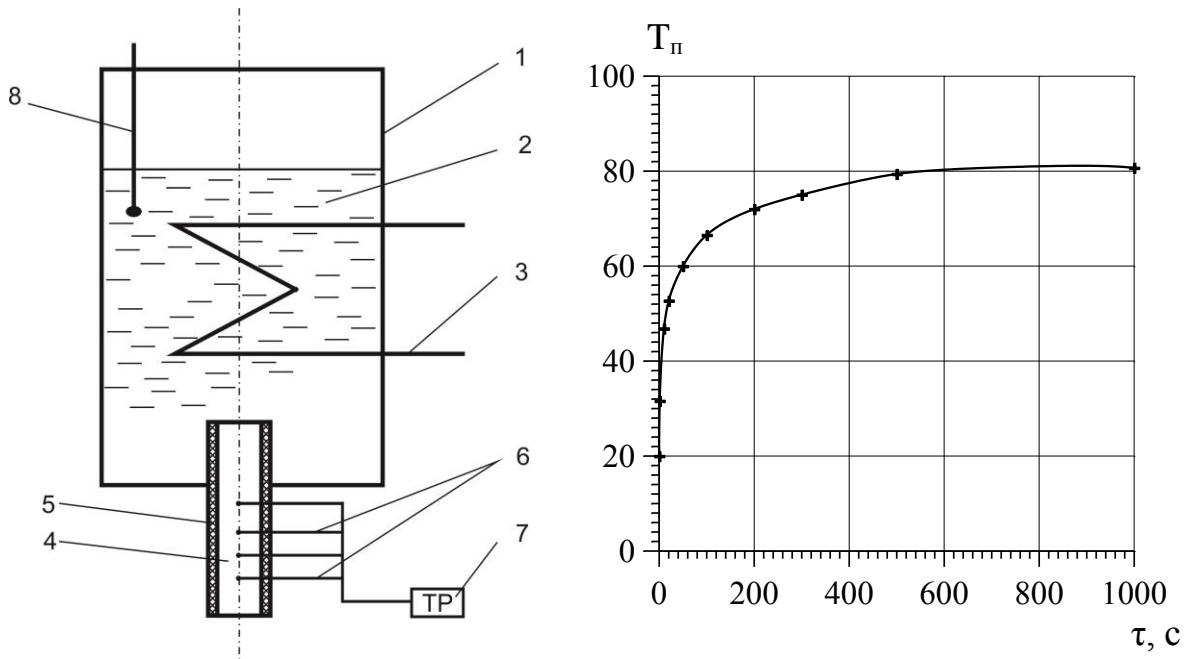
$$T(0, \tau) = T_{II} = \text{const.} \quad (66)$$

Рішення цієї системи має вигляд:

$$\frac{T(x, \tau) - T_0}{T_n - T_0} = \text{erf} \left(\frac{x}{2\sqrt{a \cdot \tau}} \right). \quad (67)$$

Теоретично визначене значення температури $T(x, \tau)$ згідно рішення (67) представлено на рис. 22 у вигляді суцільних ліній. Точками подано результати експериментальних визначень температури на довжинах 1, 2, 5 см від поверхні взаємодії. Спостерігається задовільний збіг теоретичних та дослідних результатів. Дещо перевищені дослідні результати над теоретичними пояснюються незначним розчиненням твердої фази та зменшення віддалі x , яка у теоретичних розрахунках приймається постійною.

Теоретично та експериментально досліджено тепломасообмін частинок кулястої форми з рідким реагентом.



- 1 – скляний посуд; 2 – розчин кислоти; 3 – термостатична система; 4 – металевий (цинковий) стержень; 5 – ізоляція; 6 – термопари; 7 – реєструвальний прилад; 8 – скляний термометр

Рисунок 20 – Схема експериментальної установки

Рисунок 21 – Температура поверхні взаємодії твердого тіла з кислотою, визначена згідно залежності (65)

Особливості такого тепломасообміну полягають у тому, що джерело тепла знаходиться на поверхні взаємодії; потужність джерела тепла визначається тепловим ефектом та коефіцієнтом масовіддачі; масообмін нерозривно зв'язаний з теплообміном; теплота відводиться теплопровідністю у тверде тіло та конвекцією у розчин; у зоні взаємодії підтримується найвища температура, що впливає на фізико-хімічні властивості.

У першому наближенні можна прийняти, що коефіцієнт масовіддачі β змінює своє значення залежно від температури T згідно з лінійним законом

$$\beta = \beta_0(1 + \sigma T_n), \quad (68)$$

де β_0 – коефіцієнт масовіддачі за початкової температури.

Поширення тепла у твердому тілі для тіл сферичної форми визначається загальновідомим диференціальним рівнянням теплопровідності з граничною умовою (69), що є особливістю даного процесу

$$\beta_0(1 + \sigma T_n) C_R Q_R = \lambda \left(\frac{\partial T}{\partial r} \right)_n + \alpha(T_n - T_1). \quad (69)$$

Розв'язок даної задачі представляється наступними залежностями. Для будь-якого значення відносного діаметра $\varphi = \frac{r}{R}$ розподіл температур має вид

$$\frac{T - T_0}{T^*(1 + \sigma T_0)} = \frac{1}{Bi - T^*\sigma} - \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2(1 - Bi + T^*\sigma)}{[\mu_n^2 + (1 - Bi + T^*\sigma)(T^*\sigma - Bi)] \cos \mu_n} \frac{\sin \mu_n \varphi}{\mu_n \varphi} e^{-\mu_n^2 Fo}. \quad (70)$$

Рішення (70) дає змогу теоретично визначити температуру у центрі кулястої частинки, що дає змогу експериментально перевірити теоретичне рішення.

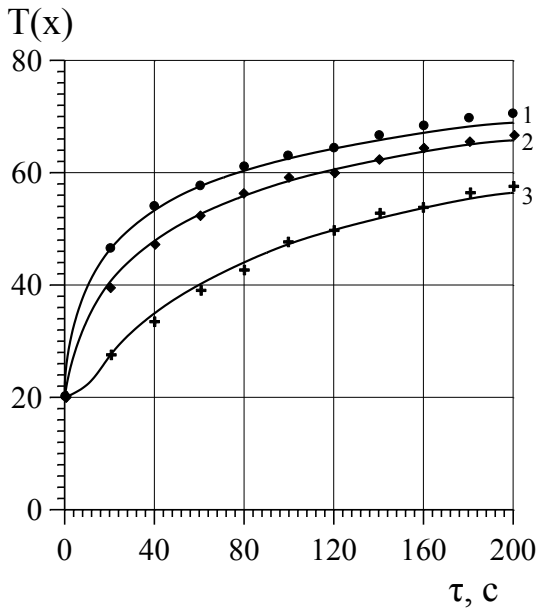


Рисунок 22 – Зміна температури з часом по висоті стержня: суцільні криві – теоретичне рішення згідно залежності (80), точки – експериментальні результати, визначені на відстанях x : 1 – $1 \cdot 10^{-2}$ м; 2 – $2 \cdot 10^{-2}$ м; 3 – $5 \cdot 10^{-2}$ м

У центрі кулі значення $\varphi = 0$, а $\lim_{\varphi \rightarrow 0} \frac{\sin \mu_n \varphi}{\mu_n \varphi} = 1$, тому рішення для $T = T_u$ буде рівним

$$\frac{T_u - T_0}{T^*} = \frac{1}{Bi} - \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2(Bi - 1)}{[\mu_n^2 + Bi(Bi - 1)] \cos \mu_n} e^{-\mu_n^2 Fo} \quad (71)$$

На рис. 23 наведено розрахункові (формула (71)) (суцільна лінія) та експериментальні заміри температури (точки) за допомогою термопари, встановленої у центрі частинки магнію для різних концентрацій нітратної кислоти. Спостерігається задовільне співпадіння розрахункових та експериментальних значень температур (похибка не перевищує 7,3%).

У восьмому розділі «Практичні аспекти застосування процесів масообміну з твердою фазою» наведено технологічні рішення на основі проведених досліджень, які відносяться до масообміну з твердою фазою. Представлено розчинення калійної руди у системі трьох розчинників, кожен з яких розділений на три комірки. У кожному з розчинників тверда фаза та рідина рухаються проточітно з метою створення значної рушійної сили процесу та у системі розчинників процес організовано протіччійно, що забезпечує високі концентрації розчиненої солі. Наведено систему шести рівнянь кінетичних та балансових та визначено ефективність методу.

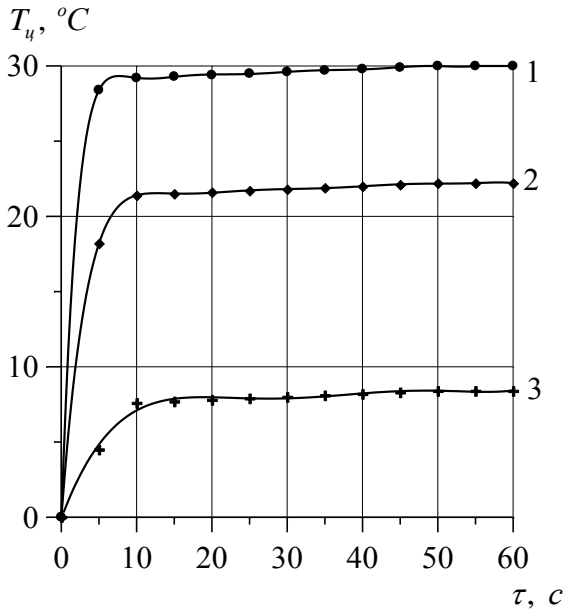


Рисунок 23 – Співставлення розрахункових (суцільні лінії) та експериментальних значень температур центра кулі для концентрацій кислоти: 1 – 141 кг/м³; 2 – 113,3 кг/м³; 3 – 55 кг/м³

Наведено технологічну схему очищення димових газів спалювання вугілля від діоксиду сірки, яка базується на дослідженнях масообміну у трифазній системі. Основним апаратом даної схеми є апарат, де проводиться взаємодія трьох фаз. Даний процес дає змогу ефективно очистити газ і при цьому утворюється як побічний продукт гіпс, який не забруднює навколишнє середовище, а також методику розрахунку апаратів фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів.

ВИСНОВКИ

У дисертаційній роботі на основі теоретичних та експериментальних досліджень обґрунтовано та розроблено наукові положення, висновки та рекомендації, які в сукупності представляють собою вирішення важливої та актуальної для хімічної технології наукової проблеми, пов'язаної з масообмінними процесами з твердою фазою під час їх взаємодії з газовим та рідким середовищем. Вирішена науково-технічна проблема дає змогу моделювати масообмінні процеси сушіння, розчинення та екстрагування, використовувати нові методи інтенсифікації та розрахунку обладнання.

1. На підставі узагальнення експериментальних даних кінетики фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів (система тверде тіло – газ), які представлені у безрозмірних комплексах, що дає змогу теоретично прогнозувати втрати напору, коефіцієнти тепло- і масовіддачі, і відповідно економічну доцільність процесу.

2. Представлено та проаналізовано узагальнення коефіцієнтів масовіддачі залежно від гідродинамічної обстановки для зовнішньо дифузійних процесів, що є характерним для розчинення твердих тіл. На прикладі розчинення калій хлориду у періодичних умовах експериментально встановлено зміну об'єму рідкого середовища зі зміною концентрації солі та наведено теоретичний розрахунок об'єму та концентрації.

3. 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. Представлено функцію розподілу частинок за їх

діаметрами та показано зміну функції з часом розчинення. Введено характеристичну функцію у вигляді залежності масової частки розчинної солі від безрозмірного лінійного геометричного симплексу. Використано метод графічного інтегрування з метою визначення масової розчинної частки солі та бензойної кислоти під час теоретичного аналізу розчинення полідисперсної суміші залежно від безрозмірного часу.

4. 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. Представлено теоретичний алгоритм розрахунку концентрацій та безрозмірного діаметра. Співставлення розрахункових та експериментальних концентраційних результатів показало задовільне їх співпадіння.

5. Встановлено, що розчинення твердих речовин у стаціонарному шарі зернистого матеріалу супроводжується нестационарними явищами зміни концентрації у часі, які ускладнюють розрахунок розчинення. Подано кінетичні закономірності та рівняння матеріального балансу, на основі яких проведено теоретичні розрахунки відносного розміру частинок ϕ , які порівняно з експериментальними результатами.

6. На підставі експериментальних досліджень встановлено значну інтенсифікацію фізичного розчинення твердих тіл в умовах вакуумування системи за рахунок парових бульбашок розчинника, які утворюються на поверхні частинок і безпосередньо впливають на пограничний дифузійний шар. Експериментальні результати узагальнені критеріальною залежністю, що узгоджується із хімічним кипінням.

7. Теоретично та експериментально досліджено екстрагування розчинної речовини цукру та міді сульфату з одинарних частинок плоскої та кулястої форми. Визначено коефіцієнти внутрішньої дифузії для цукру $2,318 \cdot 10^{-8} \text{ м}^2/\text{с}$ ($60 \text{ }^\circ\text{C}$) та міді сульфату $4,47 \cdot 10^{-10}$ ($20 \text{ }^\circ\text{C}$). Для умов інтенсивного перемішування, що забезпечує внутрішню дифузійний процес, сформульовано математичну модель кінетики екстрагування. Наведено теоретичне рішення задачі, що дає змогу визначити середню по зерну концентрацію розчинного компонента у твердій фазі.

8. Експериментально досліджено екстрагування твердого компонента сульфату міді з пористої твердої фази та встановлено залежність зміни концентрації екстрагованого компонента у рідині з часом. На основі теоретичного аналізу процесу екстрагування визначено ефективний коефіцієнт дифузії, низькі значення якого $1,35 \cdot 10^{-8} \text{ м}^2/\text{с}$ ($t = 75 \text{ }^\circ\text{C}$) підтверджують внутрішню дифузю як лімітуючу стадію даного процесу.

9. Результати експериментальних досліджень показали значну інтенсифікацію процесу екстрагування купруму сульфату в умовах постійного та періодичного вакуумування. Прискорення процесу відбувається за рахунок зміни гідродинаміки у зоні контакту між твердим тілом та екстрагентом, що викликається зародженням, ростом та відривом парових бульбашок. Визначено ефективні коефіцієнти дифузії та показано можливість збільшити швидкість екстрагування до 6 раз у порівнянні з механічним перемішуванням середовища.

10. 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. Встановлено, що використання хемосорбційного процесу для очищення газового середовища від діоксиду сірки SO_2 у періодичних умовах є значно ефективнішим від процесу фізичної абсорбції SO_2 водою. Розроблено теорію масообмінного процесу у трифазній системі та одержано рівняння для визначення концентрацій SO_2 у процесах з постійною поверхнею твердої фази та за умови змінної поверхні кальцій карбонату.

11. Визначено рушійну силу процесу хімічного очищення газу від SO_2 і коефіцієнт прискорення масообміну у трифазній системі у порівнянні до фізичної абсорбції E та графічно оцінено його залежність від параметрів системи χ та τ_f . Встановлено, що на ефективність процесу хемосорбції найбільше впливає безрозмірний параметр χ , що являє собою співвідношення густин масових потоків реакції з твердою фазою та фізичної абсорбції. 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. Визначено ступені очищення для трьох випадків та показано вплив твердої фази на процес очищення.

12. 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. Співставлені розрахункові значення температур та експериментальні результати підтверджують теоретично визначені температури у зоні взаємодії.

13. Досліджено процес розчинення калійної руди, основу якої складають сполуки калій хлориду та калій сульфату. Подано результати експериментального дослідження розчинення калійної солі у апараті з механічним перемішуванням. Для промислового розчинника на основі рівнянь матеріального балансу та кінетики складено математичну модель розчинення. Розглянуто систему трьох апаратів-розчинників, кожен з яких вертикальною перегородкою розділений на дві комірочки, що імітують реактор ідеального перемішування. В кожному апараті фази рухаються протічійно. У системі трьох апаратів рух твердої та рідкої фаз відбувається протічійно. Рішення математичної моделі представлено у графічному вигляді.

14. На основі проведених досліджень масообміну у трифазній системі запропоновано технологічну схему очищення газового середовища від діоксиду сірки та наведено методичку розрахунку апарату фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів.

Основні умовні позначення

a – коефіцієнт температуропровідності; b – відносна доля порового простору; C – концентрація; d – діаметр; D – коефіцієнт дифузії; F – поверхня; h – висота шару; H – константа Генрі; l – лінійний розмір; M – маса; T, t – час; V – об'єм порового простору; W – об'єм рідини; w – швидкість; α – коефіцієнт тепловіддачі; β – коефіцієнт масовіддачі; ν – кінематичної в'язкості; μ – корені характеристичного рівняння; ρ – густина; ϕ – безрозмірний діаметр; σ – питома поверхня; η –

ефективність процесу; $Re = \frac{w \cdot l}{\nu}$ – число Рейнольдса; $Sh = \frac{\beta l}{D}$ – число Шервуда;

$Sc = \frac{\nu}{D}$ – число Шмідта; $Bi = \frac{\beta l}{D^*}$ – число Біо.

Нижній індекс: 0 – початковий стан; s – насичення; п – початковий; к – кінцевий; ц – центр; max – максимальне значення.

СПИСОК ОПУБЛІКОВАНИХ ПРАЦЬ ЗА ТЕМОЮ ДИСЕРТАЦІЇ

Наукові праці, в яких опубліковані основні наукові результати дисертації:

1. Матківська І. Я., Симак Д. М., Атаманюк В. М. Тепломасообмін під час фільтраційного сушіння зерна пшениці. *Хімічна промисловість України*. 2013. № 2. С. 55–59.

Здобувач сконструював установку сушіння, провів експерименти та узагальнив результати досліджень кінетики сушіння.

2. Атаманюк В. М., Барна І. Р., Симак Д. М. Кінетика фільтраційного сушіння сировинних матеріалів виробництва шлакового гравію. *Восточно-Европейский журнал передовых технологий*. 2013. № 3(8). С. 13–17.

Здобувач провів експерименти та узагальнив результати досліджень кінетики сушіння шлакового гравію.

3. Симак Д. М., Гумницький Я. М., Атаманюк В. М. Математичне моделювання енергозберігаючого процесу фільтраційного сушіння дрібнодисперсних матеріалів. *Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій*. 2013. Вип. 43(1). С. 142–144.

Здобувач склав математичну модель та перевірив її на адекватність.

4. Atamanyuk V., Barna I., Symak D. The heat-and-mass transfer during filtration drying of feedstock for slag gravel production. Research of change of temperature of thermal agent is on height of layer of material. *Вісник Національного університету "Львівська політехніка". Теорія і практика будівництва*. 2014. № 781. С. 3–8.

Здобувач провів експерименти та узагальнив результати досліджень кінетики сушіння.

5. Барна І. Р., Атаманюк В. М., Симак Д. М. Конструктивні рішення та розрахунок економічної ефективності фільтраційного сушіння сировинних матеріалів виробництва шлакового гравію. *Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій*. 2014. Вип. 45(3). С. 108–114.

Здобувач узагальнив результати досліджень кінетики сушіння шлакового гравію та розрахунок економічної ефективності.

6. Matkivska I., Atamanyuk V., Symak D. Basic regularities of the filtration drying of wheat grain. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*. 2014. Vol. 5, № 5(71). P. 14–18.

Здобувач провів експерименти та узагальнив результати досліджень кінетики сушіння.

7. Симак Д. М., Люта О. В. Нестационарний процес розчинення шару зернистого матеріалу. *Вісник Національного університету "Львівська політехніка". Хімія, технологія речовин та їх застосування*. 2015. № 812. С. 308–312.

Здобувач сконструював експериментальну установку, провів дослід, визначив концентрації та узагальнив результати.

8. Symak D., Atamanyuk V., Gumnitsky Ja. Analysis of Dissolution Kinetics Based on the Local Isotropic Turbulence Theory. *Chemistry & Chemical Technology*. 2015. Vol. 9. № 4. С. 493–496.

Здобувач визначив експериментально коефіцієнт масовіддачі та теоретично визначив на основі локальної ізотропної турбуленції.

9. Гумницький Я. М., Симак Д. М., Нагурський О.А. Розчинення твердих тіл у трифазній системі, утвореній вакуумуванням. *Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій*. 2015. Вип. 47(1). С. 130–133.

Здобувач сконструював експериментальну установку, провів дослід та їх узагальнив.

10. Симак Д.М., Гумницький Я.М., Атаманюк В.М., Данилюк О. М. Кінетика розчинення полідисперсного калію сульфату за перемінної рушійної сили. *Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій*. 2016. Т. 80, № 1. С. 13–18.

Здобувач сконструював експериментальну установку, провів дослід, побудував криві функції розподілу частинок за їх діаметрами.

11. Гумницький Я. М., Дерейко Х. О., Симак Д. М. Очищення газового середовища від оксиду сульфуру (IV) хемосорбційним методом. *Вісник Вінницького політехнічного інституту*. 2016. № 6. С. 17–22.

Здобувач склав фізичну та математичну модель процесу.

12. Атаманюк В. М., Симак Д. М., Данилюк О. М. Розчинення полідисперсної твердої фази у газорідинному потоці. *Вісник Національного університету "Львівська політехніка"*. 2016. № 841. С. 271–273.

Здобувач визначив характеристичну функцію та кінетичну залежність розчинення полідисперсної суміші.

13. Гумницький Я. М., Симак Д. М. Хемосорбційне очищення газів від сульфур діоксиду. Оцінка ефективності. *Хімічна промисловість України*. 2016. № 3/4. С. 53–56.

Здобувач склав фізичну та математичну модель процесу, провів дослідження та визначив ефективність.

14. Атаманюк В. М., Симак Д. М., Данилюк О. М., Гумницький Я. М. Періодичне розчинення калій хлориду за зміни параметрів системи. *Вісник Національного університету «Львівська політехніка». Серія: Хімія, технологія речовин та їх застосування*. Львів : Видавництво Львівської політехніки, 2017. № 868. С. 100–105.

Здобувач визначив параметри процесу та кінетичні залежності.

15. Гумницький Я.М., Атаманюк В. М., Симак Д. М. Кінетика екстрагування міді сульфату з пористих частинок. *Інтегровані технології та енергозбереження*. 2017. Т. 4. С. 23–28.

Здобувач визначив параметри процесу екстрагування, рівноважні концентрації.

16. Symak D., Gumnitsky J., Atamanyuk V., Nagurskyu O. Investigation of physical dissolution of benzoic acid polydisperse mixture. *Chemistry & Chemical Technology*. 2017. Vol.11, №4. P. 469–474.

Здобувач визначив характеристичну функцію та кінетичну залежність розчинення.

17. Симак Д. М., Гумницький Я. М., Атаманюк В. М. Тепломасообмін у системі тверде тіло – рідина з поверхневим джерелом тепла. *Науковий вісник НЛТУ України*. 2017. Вип. 27(9). С. 133–136.

Здобувач сконструював експериментальну установку, провів дослід, визначив температури.

18. Симак Д.М., Гумницький Я.М., Атаманюк В.М., Данилюк О.М. Тепломасообмін під час взаємодії твердого тіла з рідким реагентом. *Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій*. 2017. Т.81, № 1. С. 50–54.

Здобувач провів дослід, визначив температури, склав математичну модель процесу.

19. 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.

Здобувач сконструював експериментальну установку, провів дослід, визначив концентрації.

20. Симак Д.М., Склабінський В.І. Екстрагування розчинних компонентів з пористих інертних частинок. *Науковий вісник НЛТУ України*. 2018. Вип. 28(1). С. 70–73.

Здобувач сконструював експериментальну установку, провів дослід, визначив концентрації та узагальнив.

21. Симак Д. М., Атаманюк В. М., Склабінський В. І., Нагурський А. О., Гумницький Я. М. Методика розрахунку прямотечіно-протитечіно розчинення калійної руди. *Науковий вісник НЛТУ України*. 2018. Вип. 28(6). С. 117–121.

Здобувач склав математичну модель та одержав її рішення.

22. Atamanyuk V., Symak D. Heat-and-mass exchange during ferrous materials filtration drying. *Academic Journal of Science*. 2012. Issue 1(2). P. 73–80. CD-ROM. ISSN: 2165-6282.

Здобувач узагальнив результати досліджень кінетики сушіння.

Наукові праці, які свідчать про апробацію матеріалів дисертації:

23. Симак Д.М., Атаманюк В.М., Матківська І.Я. Гідродинаміка і кінетика фільтраційного сушіння дрібнодисперсних зернистих матеріалів. *Актуальні проблеми харчової промисловості: матеріали науково-технічної конференції*. Тернопіль, 2013. С. 75.

24. Симак Д.М., Гумницький Я.М., Петрус Р. Інтенсифікація масообмінних процесів за допомогою газової фази. *Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування: збірник матеріалів 3-го міжнародного конгресу*. Львів, 2014. С. 88.

25. Гумницький Я. М., Дерейко Х. О., Симак Д. М. Очищення газового середовища від оксиду сульфуру (IV) хемосорбційним методом. *Збірник наукових праць V-го Всеукраїнського з'їзду екологів з міжнародною участю*. Вінниця, 2015. С. 166.

26. Симак Д.М., Гумницький Я.М. Інтенсифікація масообмінних процесів у системі тверде тіло-рідина введенням газової фази. *Матеріали XVIII Міжнародної науково-практичної конференції*. Чернівці, 2015, Т.1. С. 34–35.

27. Симак Д.М., Гумницький Я.М., Нагурський О.А. Моделювання процесу хемосорбційного очищення викидних газів від оксиду сульфуру. *Збірник наукових статей П'ятої між нар. наук.-практ. конф.* Київ: НТУУ «КПІ», 2016. С. 183–186.

28. Симак Д.М., Гумницький Я. М., Атаманюк В. М., Данилюк О. М. Кінетика розчинення полідисперсного калію сульфату за перемінної рушійної сили. *Удосконалення процесів і обладнання харчових та хімічних виробництв: праці XVI Міжнародної наукової конференції*. Одеса, 2016. С. 36–41.

29. Симак Д.М., Гумницький Я.М., Атаманюк В. М., Петрус Р. Застосування розчинення полідисперсних сумішей твердих речовин у природоохоронних технологіях. *Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування: збірник матеріалів Міжнародного конгресу*. Львів, 2016. С. 115–116.

30. Симак Д.М. Технологічні аспекти очищення викидних газів від оксиду сульфуру хемосорбцією. *Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування: збірник матеріалів 4-го Міжнародного конгресу*. Львів, 2016. С. 145.

31. Симак Д.М. Теоретичні аспекти екстрагування цільового компонента з пористої структури інертного тіла. *Chemical Technology and Engineering (Хімічна технологія та інженерія): збірник тез доповідей Міжнародної науково-практичної конференції*. Львів, 2017. С. 212.

32. Гумницький Я.М., Атаманюк В.М., Симак Д.М., Данилюк О.М. Вивчення процесів тепломасообміну під час взаємодії твердого тіла з рідким реагентом. *Інноваційні енерготехнології: збірник VI міжнародної науково-практичної конференції*. Одеса, 2017. С. 138–142.

33. Симак Д.М. Екстракційні процеси у природоохоронних технологіях. *Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування: збірник матеріалів 5-го Міжнародного конгресу*. Львів, 2018. С. 111.

34. 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.

Наукові праці, які додатково відображають наукові результати дисертації:

35. Пат. 86857 Україна, МПК F26B 17/04 (2006.01). Установка для сушіння рослинної сировини / Атаманюк В.М., Гузьова І.О., Гумницький Я.М., Симак Д.М. ; заявник і патентовласник Національний університет «Львівська політехніка». – №u201309496; заявл. 29.07.2013; опубл. 10.01.2014, Бюл. № 1.

36. Пат. 89927 Україна, МПК F26B 17/04 (2006.01). Спосіб сушіння адсорбенту / Атаманюк В.М., Гузьова І.О., Ходорівський Р.В., Симак Д.М. ; заявник і патентовласник Національний університет «Львівська політехніка». – №u201310813 ; заявл. 09.09.2013 ; опубл. 12.05.2014, Бюл. № 9.

АНОТАЦІЯ

Симак Д.М. Науково-теоретичні основи масообміну у системах з твердою фазою. – Кваліфікаційна наукова праця на правах рукопису.

Дисертація на здобуття наукового ступеня доктора технічних наук за спеціальністю 05.17.08 – процеси та обладнання хімічної технології. Сумський державний університет, Суми, 2019. Спеціалізована вчена рада Д 55.051.04.

Дисертація присвячена теоретичним та експериментальним дослідженням масообмінних процесів з твердою фазою у дво- та трифазних системах. Вирішена науково-технічна проблема дає змогу моделювати процеси сушіння, розчинення та екстрагування, використовувати нові методи їх інтенсифікації та розрахунку обладнання для їх проведення. Досліджено гідродинаміку, тепло- і масообмін та динаміку фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів та визначено кінетичні коефіцієнти процесу. Досліджено розчинення полідисперсних сумішей у апараті періодичної дії за умови зміни рушійної сили та неперервне розчинення зернистого шару у вертикальному апараті. Досліджено екстрагування розчинної твердої фази з одинарних частинок та з шару зернистого матеріалу і визначено вихідні концентрації міді сульфату на виході з колонного апарату. Результати досліджень показали значну інтенсифікацію процесу розчинення та екстрагування в умовах постійного та періодичного вакуумування. Розроблено теорію масообмінного процесу у трифазній системі газ – рідина – тверде тіло. Показано можливість використання хемосорбційного процесу для очищення газового середовища від діоксиду сульфуру. Розглянуто процес розчинення твердих тіл, який супроводжується значним тепловим ефектом у зоні взаємодії. Наведено аналогію теплообміну та масообміну Для промислового розчинника складено математичну модель розчинення калійної солі. Запропоновано технологічну схему очищення газового середовища від діоксиду сірки.

Ключові слова: тверда фаза, масообмін, розчинення, екстрагування, фільтраційне сушіння, трифазна система, кінетика, дифузійно-контрольована система.

АННОТАЦИЯ

Сымак Д.М. Научно-теоретические основы массообмена в системах с твердой фазой. – Квалификационная научная работа на правах рукописи.

Диссертация на соискание ученой степени доктора технических наук по специальности 05.17.08 – процессы и оборудование химической технологии. Сумской государственной университет, Сумы, 2019. Специализированный ученый совет Д 55.051.04.

Диссертация посвящена теоретическим и экспериментальным исследованиям массообменных процессов с твердой фазой в дво- и трифазных системах. Решенная научно-техническая проблема дает возможность моделировать процессы сушки, растворения и экстрагирования, использовать новые методы их интенсификации и расчета оборудования для их проведения. Исследовано гидродинамику, тепло- и массообмен и динамику фильтрационной сушки дисперсных материалов и определено кинетические коэффициенты процесса. Исследовано растворение полидисперсных смесей в аппарате периодического действия при условии изменения движущей силы и непрерывное растворение зернистого слоя в вертикальном аппарате. Исследовано экстрагирование растворимой твердой фазы с одиночных частиц и со слоя зернистого материала и определено выходные концентрации меди сульфата на выходе с колонного аппарата. Результаты исследований показали значительную интенсификацию процесса растворения и экстрагирования в условиях постоянного и периодического вакуумирования. Разработано теорию массообменного процесса у трифазной системе газ – жидкость – твердое тело. Показано возможность использования хемосорбционного процесса для очистки газовой среды от диоксида серы. Рассмотрено диффузионно контролируемый процесс растворения твердых тел, который сопровождается значительным тепловым эффектом в зоне взаимодействия. Наведено аналогию теплообмена и массообмена. Для промышленного растворителя составлено математическую модель растворения калийной соли. Запропонировано технологическую схему очищения газовой среды от диоксида серы.

Ключевые слова: твердая фаза, массообмен, растворения, экстрагирование, фильтрационная сушка, трифазная система, кинетика, диффузионно-контролируемая система.

ABSTRACT

Symak D.M. Scientific and theoretical basis of mass transfer in systems with solid phase. – Qualifying scientific work on the manuscript right.

The dissertation for obtaining the scientific degree of Doctor of Science in Engineering by speciality 05.17.08 – processes and the equipment of chemical technology. Sumy State University, Sumy, 2019. Specialized Academic Council D 55.051.04.

The dissertation is devoted to theoretical and experimental researches of mass transfer processes with solid phase in two- and three-phase systems, which are the actual scientific and applied problem for processes of chemical technology. The solved scientific and

technical problem enables to simulate mass transfer processes of drying, dissolution and extraction, to use new methods of their intensification and calculation of equipment for their implementation. Hydrodynamics, heat and mass transfer and the dynamics of filtration drying of dispersed materials were studied and the kinetic coefficients for the substances involved in the process were determined. Theoretically and experimentally was investigated the dissolution of polydisperse mixtures in a periodic action apparatus under conditions of change in motive force. The particle distribution function is represented by their diameters and the function change with the dissolution time is shown. The graphic integration method was used to determine the mass soluble particle during the theoretical analysis of the dissolution of the polydisperse mixture depending on the dimensionless time. Experimentally was investigated the continuous direct solubility of a stationary granular layer in a vertical apparatus and determined the concentrations at certain heights of a layer. A mathematical model of the dissolution process is made and its solution is presented. The theoretical algorithm for calculating of concentrations and dimensionless diameter is presented. The dissolution of solids in the stationary layer of the granular material is accompanied by non-stationary phenomena, which complicate the calculation of the dissolution. The results of experimental researches showed significant intensification of the process of extracting of sulphate cuprum in conditions of constant and periodic vacuuming. Effective diffusion coefficients were determined and was shown the possibility of increasing of the extraction rate up to 6 times compared to the external mechanical mixing of medium. The theory of the mass transfer process in the three-phase gas-liquid-solid system was developed, and each mass transfer stage was studied: physical absorption, mass deduction, diffusion-controlled chemical dissolution. The possibility of application of chemisorption process to purify the gas environment from sulphur dioxide is shown. The mathematical models of the non-stationary heat transfer process with a superficial heat source are developed, which allows to determine the temperature in solids and liquid media. An analogy of heat transfer and mass transfer is shown, which is determined by the same hydrodynamic situation in the reaction zone. For the industrial solvent a mathematical model for dissolving potassium salt is developed. The technological scheme of purification of gas medium from sulphur dioxide in a three-phase system is proposed on the basis of conducted researches.

Key words: solid phase, mass transfer, dissolution, extraction, filtration drying, three-phase system, kinetics, diffusion-controlled system.

Підписано до друку 15.02.2019.
Формат 60x90/16. Ум. друк. арк. 1,8. Обл.-вид. арк. 1,7. Тираж 100 пр. Зам. №

Видавець і виготовлювач
Сумський державний університет,
вул. Римського-Корсакова, 2, м. Суми, 40007
Свідоцтво суб'єкта видавничої справи ДК № 3062 від 17.12.2007.