

**НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ  
«ХАРКІВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ»**

Цейтлін Мусій Абрамович

УДК 661.321

**СИСТЕМНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ЯВИЩ МАСОПЕРЕДАЧІ В ПРОЦЕСАХ ОЧИЩЕННЯ Й  
ОХОЛОДЖЕННЯ ГАЗІВ ТА РІДИН СОДОВОГО ВИРОБНИЦТВА**

Спеціальність 05.17.08 - Процеси та обладнання хімічної технології

Автореферат дисертації на здобуття наукового ступеня  
доктора технічних наук

**Харків – 2003**

Дисертацією є рукопис

Робота виконана на кафедрі хімічної техніки та промислової екології Національного технічного університету «Харківський політехнічний інститут», Міністерство освіти і науки України, м. Харків.

Науковий консультант: доктор технічних наук, професор

**Шапоров Валерій Павлович**

Національний технічний університет «Харківський політехнічний університет», завідувач кафедри хімічної техніки та промислової екології

Офіційні опоненти: доктор технічних наук, професор

**Фокін Віталій Сергійович**

Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», професор кафедри теплотехніки, м. Харків

доктор технічних наук, професор

**Пляцук Леонід Дмитрович**

Сумський державний університет, завідувач кафедри прикладної екології, м. Суми,

доктор технічних наук, професор

**Семенишин Євген Михайлович**

Національний технічний університет «Львівська політехніка», професор кафедри хімічної інженерії, м. Львів

Провідна установа: Український державний хіміко-технологічний університет, Міністерство освіти і науки України, м. Дніпропетровськ.

Захист відбудеться: «\_\_» \_\_\_\_\_ 2003 р. о \_\_\_\_ годині на засіданні спеціалізованої вченої ради Д 64.050.05 у Харківському національному технічному університеті «Харківський політехнічний інститут» за адресою: 61002, м. Харків, вул. Фрунзе, 21.

З дисертацією можна ознайомитися в бібліотеці Національного технічного університету «Харківський політехнічний інститут».

Автореферат розісланий “\_\_” \_\_\_\_\_ 2003 р.

Вчений секретар

спеціалізованої вченої ради

Тимченко В. К.

## ЗАГАЛЬНА ХАРАКТЕРИСТИКА РОБОТИ

**Актуальність теми.** Виробництво кальцинованої соди і хімічних продуктів на її основі відіграє значну роль у структурі хімічної промисловості України і країн СНД. Удосконалювання содового виробництва до останніх років було спрямовано на поліпшення технології і модернізацію апаратури основного виробничого циклу. Створенню апаратури для захисту навколишнього середовища увага практично не приділялася. Гази і рідини очищалися тільки від аміаку й те, до меж обґрунтованих економічно, а не санітарними нормами. Тільки останнім часом почали розроблятися й упроваджуватися системи очищення викидів і утилізації вторинних енергоресурсів. Джерелами газових викидів у содовому виробництві є: стадія абсорбції (повітря фільтрів і газ після карбонізації), стадія кальцинації (топкові гази вогневих кальцинаторів чи котельні у випадку застосування парових кальцинаторів), печі випалу вапняку (так звані «вольові гази» – надлишок  $\text{CO}_2$ -вміщуючого газу, що не використовується у виробництві).

З газів найбільш шкідливими є топкові гази, що містять діоксид сірки й повітря фільтрів, що містить до  $300 \text{ мг/м}^3$  сірководню. Проте і «вольові гази», що містять, головним чином, діоксид вуглецю також завдають шкоди навколишньому середовищу, тому що  $\text{CO}_2$  відноситься до парникових газів, викид яких рекомендується обмежувати відповідно до Кіотського протоколу, підписаного, зокрема, і Україною.

Основним джерелом рідких стоків є стадія дистиляції, звідки скидається  $9-9,5 \text{ м}^3/\text{т}$  соди дистилерної суспензії, яка містить до 15 % хлоридів кальцію і натрію і до  $40 \text{ кг/м}^3$  твердих речовин. Оскільки дистилерна суспензія скидається з температурою вище  $95 \text{ }^\circ\text{C}$ , із нею губиться близько 3 ГДж/т соди теплоти.

Недостатня вивченість процесів масообміну в апаратах очищення газових викидів і утилізації теплоти ВЕР не дозволяє свідомо підійти до конструювання, а в ряді випадків, навіть просто приступити до проектування цих апаратів.

Таким чином, дослідження масопередачі в процесах хемосорбції і контактного теплообміну специфічних для содового виробництва з метою створення наукової основи розрахунку й проектування апаратів для очищення газів і утилізації теплоти є актуальною науковою проблемою.

**Зв'язок роботи з науковими програмами, планами темами.** Дисертаційна робота виконувалася в рамках постанови Верховної Ради України №75/94-ВР від 1.07.94 р., якою затверджено Закон України «Про енергозбереження», постанови Кабінету Міністрів України № 148 від 5.02 97 р., якою затверджено «Комплексну Державну Програму Енергозбереження», науково-технічної програми 01.003 «Основні напрямки розвитку виробництва кальцинованої соди до

2010 р.», п.15 (затвердженої Державним комітетом з науки і техніки № 555 від 30.10.85), наряд-замовлень 2122868700754 (Розробка способу утилізації тепла дистилерної рідини, що включає інкрустації в схемі теплопостачання Кримського ВО «Хімпром»), 111191230524 (Розробити апаратуру для інтенсифікації охолодження газів содового виробництва з видачею технічного проекту холодильника стосовно до СтВО «Сода»), а також ряду господарських договорів з підприємствами содової промисловості України й Росії.

**Мета і задачі дослідження.** Метою дослідження була розробка наукових основ проектування апаратів для очищення й охолодження газів і рідин содового виробництва.

Для досягнення цієї мети вирішувались наступні задачі:

- системний аналіз содового виробництва як джерела викидів та вторинних енергоресурсів із визначенням технічних методів зниження антропогенного навантаження на довкілля у місцях розташування підприємств;
- дослідження масопередачі у процесах абсорбційного очищення газів від сірководню, діоксиду сірки та діоксиду вуглецю із застосуванням абсорбентів, які є специфічними для содового виробництва;
- дослідження масопередачі у процесах контактного охолодження газів, зокрема, із застосуванням конденсатів цих газів у якості холодоагенту;
- вивчення процесів десорбції летючих речовин підчас охолодження рідин содового виробництва методом випаровування у вакуумі;
- застосування результатів дослідження до розробки методів розрахунку відповідних апаратів, які базуються на математичному моделюванні останніх;
- перевірка знайдених закономірностей масообмінних процесів і методів розрахунку на дослідних апаратах у промислових умовах.

*Об'єктом дослідження* є процеси очищення газів і утилізації теплоти в содовому виробництві.

*Предмет дослідження* – масопередача в процесах абсорбції шкідливих компонентів лужними поглиначами, конденсації пари та вакуумної десорбції шкідливих компонентів.

*Методи дослідження.* У роботі застосовували методи фізичного і математичного моделювання процесів, що досліджувались. Підчас дослідження фізичних моделей використовували методи планування експерименту, хімічні аналізи виконували із застосуванням об'ємних, вагових методів, фізико-хімічного аналізу, як-то, потенціометричне титрування та інші. Обробка результатів досліджень проводилась із застосуванням відповідних програмних пакетів, що реалізують методи математичної статистики.

**Наукова новизна одержаних результатів** полягає в наступному.

Вперше системно вивчено закономірності масопередачі у процесах абсорбційного нециклічного очищення газових викидів від специфічних для содового виробництва шкідливих речовин із застосуванням технологічних рідин, а саме:

- знайдено залежність коефіцієнта масопередачі під час абсорбції сірководню з газів з малою його концентрацією на дірчастих протитечійних тарілках флегмою холодильника газу кальцинації, та содо-соляним розчином, від гідродинамічних і концентраційних факторів, досліджено вплив геометрії тарілки й затримки рідини на ній на відносну інтенсивність абсорбції сірководню і діоксиду вуглецю, визначено, що стадією, у якій зосереджено опір масопередачі під час абсорбції сірководню флегмою, є газова фаза, а для содо-соляного розчину – рідка;
- вивчено залежності коефіцієнтів масопередачі діоксиду сірки і діоксиду вуглецю під час їх паралельній абсорбції з топкових газів дистилерною суспензією содового виробництва на протитечійних дірчастих тарілках від гідродинамічних факторів, температури, складів абсорбтива й абсорбенту, а також досліджено взаємний вплив коефіцієнтів один на одного, знайдено, що швидкість абсорбції визначається процесом розчинення твердої фази, досліджена кінетика розчинення та визначена хімічна ємність суспензії;
- вивчено абсорбцію діоксиду вуглецю розчином сульфїду барію на провальній, ситчастій і ковпачковій тарілках, встановлено двостадійність процесу та знайдено залежності коефіцієнта масопередачі від температури, щільності зрошення, складу газу й рідини, висоти переливу, знайдено лімітуючі стадії, а також досліджено масопередачу під час десорбції сірководню з розчину гідросульфїду барію в процесі карбонізації;

Вперше системно досліджено особливості охолодження дистилерної рідини під час випаровування при зниженні тиску:

- досліджено масопередачу в процесі вакуумної десорбції аміаку;
- вивчено особливості піноутворення під час кипіння під зниженим тиском, та одержано данні для розрахунку випаровувачів;

Вперше в широкому діапазоні швидкостей газу досліджено сегментні тарілки у якості контактних елементів для конструювання колон контактного охолодження газів:

- знайдено та описано гідродинамічні режими, що виникають на сегментних тарілках, досліджено залежності гідравлічного опору й коефіцієнта масопередачі на сегментних контактних елементах від конструктивних і гідродинамічних факторів;

- досліджено масопередачу у процесі утворення відкладень під час контактного охолодження газів водою;

Одержав подальший розвиток метод математичного моделювання абсорбції та контактного охолодження газів:

- удосконалено математичну модель абсорбції з незворотною хімічною реакцією стосовно випадку, коли абсорбентом є суспензія та швидкість процесу визначається швидкістю розчинення твердої фази;
- запропоновано модель для розрахунку процесу охолодження вологовміщуючих газів, яка базується на описі процесів переносу теплоти й маси, як єдиного процесу переносу ентальпії;
- запропоновано новий метод математичного моделювання процесу охолодження газів содового виробництва, усі компоненти яких конденсуються чи розчиняються в холодоагенті, що враховує взаємний вплив абсорбції декількох компонентів один на одного;

**Практичне значення одержаних результатів** полягає в наступному:

- розроблено методики розрахунку апаратів для проведення процесу абсорбції з незворотною хімічною реакцією (методики адаптовані до розрахунку процесів абсорбції діоксиду вуглецю розчином сульфідів барію і діоксиду сірки дистилерною суспензією), із зворотною хімічною реакцією (використана в розрахунку абсорбера для очищення газів від сірководню), що можуть знайти застосування у проектних розрахунках;
- розроблено методику розрахунку апарата для контактного охолодження газів для випадку, коли охолоджується парогазова суміш, що містить інертний компонент, стосовно холодоагенту, і такий, що конденсується в останньому (методику застосовано до розрахунку контактного охолодження газу кальцинації);
- спроектовано з використанням результатів дисертаційної роботи і побудовано на Кримському содовому заводі установку утилізації теплоти дистилерної суспензії;
- розроблено за результатами дисертації технічні проекти апаратів для охолодження газу кальцинації й карбонізації розчину сульфідів барію;
- впроваджено у промислову експлуатацію на Ленінському гірничо-хімічному комбінаті апарат для нагрівання промивної води газами сушильної установки.

**Особистий внесок автора** в одержані наукові результати роботи полягає в обґрунтуванні вибору об'єктів дослідження й розробці методик вивчення масопередачі в процесах абсорбційного очищення й охолодження газів, пропозиції основних ідей конструювання лабораторних установок, виконанні аналізу одержаних результатів і їхньої обробки, пропозиції основних ідей

побудови методик розрахунку апаратів, керівництві й особистій участі у випробуваннях дослідних та промислових апаратів, підготовці вихідних даних на проектування дослідних установок і завдань на технічні проекти апаратів. Автором особисто сформульовано наукові результати і наукові положення, що захищаються в дисертації.

**Апробація результатів дисертації.** Основні положення і результати дисертації доповідалися й обговорювалися на Всесоюзній нараді «Мало- і безвідхідні технології в енергетиці, як засіб захисту навколишнього середовища й підвищення паливовикористання». – Москва, ЕНПН. – 1984 р.; регіональній науково-методичній конференції Міністерства освіти України «Екологічна освіта і виховання студентів» – Харків, ХПІ. – 1992 р.; I Всесоюзній конференції “Координуюче управління в технічних і природних системах” – Малий маяк, Кримської обл., ХПІ. – 1992 р.; міжрегіональній конференції «Проблеми ресурсо- і природосбереження в енергетиці». – Харків, ХДПУ. – 1994 р.; міжнародній науково-технічній конференції «Інформаційні технології: наука, техніка, технологія». – Харків, ХДПУ. – 1995 р.; міжнародній методичній конференції “Роль вузів у вирішенні проблем безперервної освіти та виховання особистості”. – Харків, ХДПУ. – 1995 р.; міжнародній науково-технічній конференції «Безпека устаткування в хімічній промисловості». – Москва, МДАХМ. – 1995 р.; V-VIII науково-методичних конференціях «Людина та навколишнє середовище – проблеми безперервної освіти у вузах». – Одеса, ОДАХ 1996, 1999, 2000, 2002 рр.; спеціалізованій конференції міжнародної асоціації з якості води «Хімічна промисловість і екологічний менеджмент» – Кейп Таун – 1997 р.; на ювілейній науково-технічній конференції НДІОХІМ – Харків – 1998 р.; на міжнародній конференції «Содова промисловість світу – відповідь на виклик 21-го століття». Брюссель. – 2001 р.; міжнародній конференції «Сучасні проблеми хімічної технології неорганічних речовин». – Одеса, ОДПУ. – 2001 р.; VI Всеукраїнській науково-методичній конференції з міжнародною участю “Екологія та інженерія. Стан, наслідки, шляхи створення екологічно чистих технологій”. – Дніпродзержинськ. – 2002 р.; засіданнях науково-технічної ради НДІОХІМ (м. Харків), технічної ради Кримського содового заводу (м. Красноперекоск), ВАТ “Сода” (м. Стерлітамак), наукових семінарах кафедри ХТПЕ Національного технічного університету “Харківський політехнічний інститут”.

**Публікації.** За результатами досліджень опубліковано 63 наукові праці, у фахових виданнях 30 наукових праць.

**Структура дисертації.** Дисертаційна робота складається зі вступу, 5 розділів, висновків та 5 додатків. Повний обсяг дисертації складає 342 сторінки, з них 41 ілюстрація по тексту, 4 ілюстрації на 4 сторінках; 15 таблиць по тексту; 5 додатків на 26 сторінках; 224 найменування використаних літературних джерел на 20 сторінках.

## ОСНОВНИЙ ЗМІСТ РОБОТИ

У *вступі* обґрунтовано актуальність роботи, показано її зв'язок із науковими програмами, визначено методи й задачі дослідження, сформульовано наукову новизну і практичне значення роботи, дано інформацію стосовно її основних результатів, впровадження та публікацій.

У *першому розділі* виконано аналіз літератури з питань масопередачі в абсорбційних процесах, зокрема, ускладнених хімічною реакцією в рідині. Розглянуто механізми процесів хемосорбції, властивих содовому виробництву, а також проаналізовано конструкції апаратів із точки зору їх використання для очищення газів та утилізації теплоти. Показано, що абсорбційні методи вилучення шкідливих компонентів є найбільш придатними для содового виробництва. Для досягнення високого ступеня очищення й зниження енерговитрат потрібно застосовувати нециклічні (без регенерації поглинача) методи, де абсорбентами є рідини, що утворюються у виробничому процесі.

Аналіз літератури показав, що недостатня вивченість явищ масообміну в процесах очищення газів і утилізації теплоти содового виробництва є науковою проблемою, рішення якої дозволить істотно знизити теплове й хімічне забруднення атмосферного повітря в районах розміщення содових заводів.

На підставі аналізу літератури сформульовані задачі дослідження.

У *другому розділі* описано лабораторні й дослідні установки, використані в процесі дослідження, а також методики проведення і первинної обробки результатів експериментів.

Для вивчення масопередачі в процесах абсорбції й конденсації водяної пари використовувалися традиційні для таких робіт лабораторні установки, що містили вузли синтезу газової суміші, подачі абсорбенту, власне досліджуваного апарата (зменшеної моделі реального контактного пристрою) і, за необхідністю, вузол знешкодження скидних газів.

Лабораторна установка для дослідження вакуумної десорбції містила вузол створення і стабілізації вакууму, вузол подачі і дозування суспензії й випарник, у якому, власне, і відбувався процес десорбції летучого компонента.

Дослідні установки являли собою моделі-супутники промислових апаратів, що працювали на заводських рідинах і газах.

Усі установки було обладнано необхідними контрольно-вимірними приладами. У лабораторних дослідах для виміру витрат газу використовували реометри чи ротаметри, температуру вимірювали ртутними термометрами, тиск – водяними чи масляними U-подібними манометрами. Для виконання хімічних аналізів застосовувалися стандартні методики, які є типовими для содового й суміжних виробництв. У деяких дослідженнях використовувались методи



потенціометричного титрування, газової хроматографії та інші сучасні методи хімічного аналізу.

Дослідні і промислові установки в заводських умовах були обладнані приладами з дистанційною передачею показань. Зокрема, для виміру витрат – діафрагменні витратоміри з мембранними дифманометрами. Температура вимірювалась термометрами опору в комплекті з вимірювальними мостами.

У процесі первинної обробки результатів експерименту розраховували швидкість газу, щільність зрошення рідиною, швидкість абсорбції (десорбції), рушійну силу процесу, коефіцієнт масопередачі.

Для розрахунку коефіцієнтів рівнянь, що зв'язують коефіцієнт масопередачі та фактори, від яких він залежить, використовували стандартні пакети статистичної обробки результатів експерименту. Зокрема, для встановлення зв'язків між перемінними, застосовували кореляційний аналіз, для розрахунку коефіцієнтів рівнянь – регресійний аналіз і методи нелінійного оцінювання. За необхідністю використовували методи планування експерименту.

У *третьому розділі* описано результати лабораторного вивчення масопередачі в процесах абсорбції, конденсації і вакуумної десорбції.

Дослідження масопередачі в процесі абсорбційного очищення повітря фільтрів содового виробництва від сірководню проводилося на дірчастій протитечійній (провальній) тарілці. Як абсорбенти використовували конденсат холодильників газу кальцинації (далі содо-аміачний розчин), що містить  $50 \pm 1$  г/л  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  і  $15 \pm 1$  г/л  $\text{NH}_3$  і очищений розсіл (310 г/л  $\text{NaCl}$ ) з розчиненій у ньому содою (75 - 80 г/л  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ), що використовується на розсілоочистці (далі содо-соляний розчин).

Знайдено, що присутні в повітрі фільтрів аміак і діоксид вуглецю помітно не впливають на інтенсивність абсорбції сірководню обома дослідженими рідинами, у всякому разі, у межах зміни концентрацій цих компонентів, характерних для содового виробництва.

Швидкість абсорбції сірководню содо-аміачним розчином прямо пропорційна рушійній силі абсорбції, а за використання содо-соляного розчину в якості абсорбенту, швидкість абсорбції сірководню лінійно зростає зі збільшенням рушійної сили. Проте пропорційність відсутня, що вказує на істотний опір з боку рідинної плівки.

Вплив швидкості газу в апараті й щільності зрошення на швидкість абсорбції сірководню дослідженими рідинами різний. На кінетику абсорбції  $\text{H}_2\text{S}$  содо-аміачним розчином визначально впливає швидкість газу, а содо-соляним – щільність зрошення. Це дозволяє стверджувати, що в першому випадку опір масопередачі зосереджено у газовій плівці, а в другому – у рідинній. Для розрахунку коефіцієнта масопередачі одержано рівняння:

$$K_r = a \omega^b L^c, \quad (1)$$

де  $\omega$  – швидкість газу в повному перетині контактної пристрою, м/с;  $L$  – щільність зрошення, кг/м<sup>2</sup>·с;  $a$ ,  $b$ ,  $c$  – коефіцієнти (див. табл. 1).

Таблиця 1.

Значення коефіцієнтів рівняння (1) для досліджених абсорбентів.

Вид абсорбенту	Коефіцієнти рівняння (1)			Коефіцієнт кореляції
	$a \cdot 10^6$	$b$	$c$	
Содо-аміачний	5,275	2,075	0,345	0,9970
Содо-соляний	2,530	0,806	1,66	0,9944

Дослідження ємності абсорбентів показало, що за парціальним тиском  $H_2S$  у газі 9 Па, абсорбція сірководню содо-аміачним розчином припиняється за концентрації  $H_2S$  в абсорбенті 0,062 г/л, а содо-соляним – за 0,33 г/л.

Паралельно з абсорбцією сірководню з повітря фільтрів може абсорбуватися діоксид вуглецю, що знижує ємність абсорбенту по сірководню. Тому фактори, що впливають на абсорбцію  $CO_2$  і, отже на селективність процесу стали предметом окремого дослідження. Було встановлено, що із содо-аміачного абсорбенту повітря фільтрів десорбує діоксид вуглецю і, отже, перевитрата активного компонента на побічну реакцію із  $CO_2$  відсутня. За умови використання содо-соляного абсорбенту, зниження втрат соди досягається, коли швидкість газу відповідає початку утворення пінного шару на тарілці та щільність зрошення є якомога більшою. Селективність за сірководнем збільшується також із зростанням вільного перетину тарілки. Тому під час проектування абсорбера варто вибирати тарілки з максимальним вільним перетином. За інших рівних умов вони забезпечують мінімальний гідравлічний опір апарата.

Вивчення процесу абсорбції діоксиду сірки дистилерною суспензією содового виробництва показало, що швидкість абсорбції діоксиду сірки знаходиться в лінійній залежності від його парціального тиску, але тільки за відносно невеликих (до 150 Па) величин останнього. У разі, коли парціальний тиск перевищує ~150 Па, розглянута залежність стає нелінійною. Експериментальні дані щодо впливу швидкості газу й щільності зрошення на коефіцієнт масопередачі за діоксидом сірки були узагальнені у вигляді рівняння (1). Коефіцієнти цього рівняння наведено в табл. 2.

Таблиця 2.

Значення коефіцієнтів рівняння (1)

Парціальний тиск $SO_2$ , Па	Значення коефіцієнтів			$F$ - критерій	СКО, %
	$a \cdot 10^4$	$b$	$c$		
$250 < p_{SO_2} < 270$	36,4	1,07	0,44	37	14
$90 < p_{SO_2} < 102$	3,89	1,62	не значимо	205	11

Що стосується коефіцієнта масопередачі діоксиду вуглецю, який абсорбується з газу, разом із діоксидом сірки, то вплив на нього температури й щільності зрошення виявився незначущим. Вплив значимих факторів узагальнено у вигляді наступного рівняння:

$$K_{\Gamma \text{CO}_2} = K_{0 \text{CO}_2} \left( \frac{w}{w_0} \right)^{0,686} \left( \frac{P_{\text{SO}_2}}{P_{\text{SO}_2,0}} \right)^{-0,379} \quad (2)$$

де  $K_{0 \text{CO}_2} = 1,21 \cdot 10^{-6}$  моль/с·Па·м<sup>2</sup>;  $w_0 = 1,0$  м/с;  $P_{1,0} = 260$  Па;

Вивчення масопередачі під час карбонізації розчину сульфїду барію було виконано з метою розробки абсорбера для утилізації надлишкового газу печей випалу вапняку й одержання карбонату барію. Досліди показали, що карбонізація розчину сульфїду барію протікає у дві стадії, що розрізняються за швидкістю абсорбції діоксиду вуглецю. На першій стадії, коли ступень перетворення  $X$  сульфїду в карбонат барію менш 0,5, сірководень у газову фазу не виділяється, а швидкість процесу відносно висока. На другій стадії, за  $X > 0,5$ , у газову фазу виділяється сірководень, а швидкість карбонізації падає, щонайменше, на один – два порядки.

На першій і другій стадіях карбонізації швидкість абсорбції діоксиду вуглецю пропорційна його концентрації у газі. Це дозволило надалі характеризувати інтенсивність абсорбції коефіцієнтом масопередачі. На обох стадіях концентрація барію в розчині і на першій стадії температура не впливають на швидкість розглянутого процесу. Було знайдено, що швидкість абсорбції на першій стадії контролюється опором із боку газу. Отже, для розрахунку коефіцієнта масопередачі підходять формули для відповідних контактних пристроїв які мають у літературі, так само, як і одержані нами, наприклад, формула (1) з коефіцієнтами з табл. 1 для содоаміачного абсорбенту за умови використання дірчастої протитечійної тарілки.

У процесі дослідження масопередачі на другій стадії карбонізації була виконана оцінка придатності одноковпачкової (пасетної), дірчастої протитечійної (провальної) і дірчастої (ситчастої) тарілки з переливом. Провальна тарілка мала вільний перетин 19,5 %, а ситчаста 11,1 %.

Коефіцієнт масопередачі  $\text{CO}_2$  на ковпачковій тарілці виявився в 1,3 – 1,4 рази вище, ніж на ситчатій і в 2,5 рази вище, ніж на провальній. На рис. 1. наведено графік залежності коефіцієнта масопередачі під час абсорбції діоксиду вуглецю розчином  $\text{Ba}(\text{HS})_2$  від швидкості газу.

Як видно з графіка в логарифмічних координатах точки досить добре лягають на прямі лінії. Це означає, що коефіцієнт масопередачі в дослідженому діапазоні швидкостей газу пропорційний швидкості газу в ступені, що залежить від типу тарілки. Найбільша інтенсифікація зі зростанням швидкості газу досягається на провальній тарілці. На ковпачковій і ситчастій тарілках збільшення коефіцієнта масопередачі з ростом швидкості газу приблизно однакове. Істотно (до двох порядків) більш низькі, ніж на першій стадії, значення коефіцієнта масопередачі і його

невелика залежність від швидкості газу вказують на те, що за ступенем перетворення барію більш 0,5 опір абсорбції зосереджений у рідкій фазі.

Вплив щільності зрошення на коефіцієнт масопередачі менше, ніж швидкості газу, що цілком природно, якщо врахувати, що джерелом енергії для утворення межфазної поверхні є газ. Найбільша зміна коефіцієнта масопередачі зі збільшенням щільності зрошення спостерігається на провальній тарілці, що, як і в попередньому випадку пояснюється залежністю висоти пінного шару на тарілці від щільності зрошення.

Досліди показали, що вплив температури на швидкість абсорбції діоксиду вуглецю розчином сульфідів барію залежить від типу тарілки. На провальній тарілці ця залежність має мінімум, а для ситчастої й ковпачкової тарілок залежність має монотонно зростаючий характер.

Для того щоб оцінити вплив температури на коефіцієнт масопередачі, якщо опір, як у розглянутому випадку, зосереджено в рідині, швидкість абсорбції віднесли до концентрації діоксиду вуглецю в рідині. Розрахований у такий спосіб коефіцієнт масопередачі позначений  $k_{ж}$ .

На рис. 2 нанесені зміни  $k_{ж}$  із температурою для всіх досліджених нами тарілок. З аналізу графіків на рис. 2 можна зробити висновок, що процес абсорбції протікає в перехідній області, у якій контроль переходить від дифузійного опору до хімічної реакції у дифузійній плівці.

Рис. 2. Залежність коефіцієнта масопередачі, віднесеного до рідини, від температури для провальної – 1, ситчастої – 2 та ковпачкової – 3 тарілок.

Вплив висоти переливу вивчався тільки для ситчастої й ковпачкової тарілок. Було встановлено, що залежність коефіцієнта масопередачі від висоти переливу близька до лінійної, причому розходження між тарілками (на ковпачковій тарілці інтенсивність масопередачі вище)

особливо великі за висоти переливу в інтервалі між 2-ма і 10-ма сантиметрами, тобто в умовах, коли окремі пухирці ще не злилися між собою. Під час подальшого збільшення висоти переливу структура піни на ковпачковій і ситчастій тарілках вирівнюється, і показники тарілок зближуються.

Щоб полегшити розрахунок абсорбера, експериментальні дані були узагальнені у вигляді емпіричних рівнянь для розрахунку коефіцієнта масопередачі.

$$\frac{K_{г}}{K_{г,0}} = 10^{a_1 \frac{t}{t_0}} \left( a_2 + a_3 \frac{h}{h_0} \right) \left( \frac{w}{w_0} \right)^{a_4} \left( \frac{L}{L_0} \right)^{a_5}, \quad (3)$$

де  $h_0 = 10$  см,  $t_0 = 50$  °С,  $w_0 = 0,7$  м/с,  $L_0 = 0,015$  м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>·с.

Коефіцієнти рівняння (3) і характеристики його точності для кожної з досліджених тарілок, розраховані за допомогою програми нелінійного оцінювання зі стандартного пакета статистичної обробки результатів експерименту, наведено в табл. 3.

Таблиця 3

Коефіцієнти й характеристики точності рівняння (3)

Тип тарілки	Коефіцієнти					$k_{r,0.1}^{0.6}$	Залишко- ва СКО
	$a_1$	$a_2$	$a_3$	$a_4$	$a_5$		
Провальна	-0,042	1,12	0	0,92	0,58	4,65	0,178
Ситчаста	0,074	0,33	0,51	0,33	0,17	9,43	0,085
Ковпачкова	0,068	0,57	0,27	0,47	0,21	12,9	0,063

З наведених даних можна зробити висновок, що всі досліджені тарілки придатні для проведення процесу карбонізації розчину гідросульфиду барію. Вибір із числа розглянутих конкретного типу контактної пристрою для проектування абсорбційної колони може базуватися на конструктивних підходах, що враховують досвід проектувальника, досвід експлуатації тих чи інших апаратів і можливості доробки існуючого устаткування для проведення даного процесу.

Абсорбція  $CO_2$  розчином сульфиду барію супроводжується на другій стадії десорбцією сірководню. За протитечійної схеми роботи цей сірководень може абсорбуватися на першій стадії. Тому процеси абсорбції діоксиду вуглецю з паралельною абсорбцією чи десорбцією сірководню були вивчені нами в окремому дослідженні. Було знайдено, що на другій стадії карбонізації наявність сірководню в газі і, відповідно, зміна його концентрації у рідині не впливає на абсорбцію діоксиду вуглецю. Зіставлення даних про концентрацію надлишкового сірководню з розрахунком показують, що помітний опір десорбції сірководню відсутній. Іншими словами можна вважати, що розчин знаходиться в рівновазі з газом за сірководнем.

Наступний етап досліджень був пов'язаний з вивченням масопередачі в процесах утилізації тепла скидних газів і рідин содового виробництва. Аналіз літератури показав, перспективність застосування контактних теплообмінників, зокрема, із сегментними контактними елементами. Нами досліджувалася гідродинаміка одно- і двофазного плинного газозового й рідинного потоків сегментними контактними пристроями.

Беручи до уваги специфіку газорідних систем содового виробництва, де суттєвими є тільки процеси конденсації пари й абсорбції аміаку та визначаючим опором масопередачі є опір у газовій фазі, експеримент проводився на модельній системі вода - вологе повітря. Під час досліджень вивчався вплив конструкції сегмента, а також витрат газу та рідини на гідравлічний опір тарілок та коефіцієнт масопередачі під час конденсації водяної пари.

Досліджувані тарілки являли собою сталеві сегменти, які перекривали 60 % перетину стенда. Сегменти було перфоровано отворами діаметром 20 мм. Випробовувались два типи се-

гментів: із часткою площі сегментів, яка зайнята отворами 4,3 та 2,2 %. Сегменти мали зливний поріг, який можна було встановлювати у два положення за висотою – 20 та 40 мм.

Для гідравлічного опору незрошуваних сегментних тарілок одержано наступне рівняння:

$$\Delta P_{\text{сyx}} = 1,63 w^2, \text{ (Па)} \quad (4)$$

де  $w$  – швидкість газу віднесена до повного перетину апарату, м/с.

Вивчення залежності опору зрошуваних сегментних тарілок від швидкості газу дозволило виявити існування двох режимів, що відрізняються ступенем взаємодії газу та рідини: перший режим – нестурбованих струменів та другий – розпилювання струменів.

Як показали результати досліджень, гідравлічний опір зрошуваних тарілок практично не залежить від кількості перфорацій на сегменті. Вплив щільності зрошення на гідравлічний опір зрошуваних тарілок у першому режимі відсутній. У другому режимі щільність зрошення чинить помітний, хоча й не дуже значний, вплив на гідравлічний опір тарілки. Оскільки шар піни не утворюється, цей вплив може бути пояснений зміною щільності газорідного потоку за рахунок попадання до нього бризок, а, відповідно, й втрат напору на місцевих опорах.

Математична обробка даних із гідравлічного опору зрошуваних сегментних тарілок дозволила одержати одне узагальнююче рівняння:

$$\Delta P = 21,46 w^{2,85} L^{0,21}, \text{ (Па)} \quad (5)$$

Залишкове середньоквадратичне відхилення розрахованих за рівнянням (5) значень становить 11,4 Па у діапазоні  $0,3 < w < 5,8$  м/с та  $0,01 < L < 0,07$  м/с.

Під час досліджень масообмінних характеристик було знайдено, що висота зливного поріжка не впливає на коефіцієнт масопередачі в жодному з режимів, а кількість перфорацій помітно впливає лише за малих щільностей зрошення у першому режимі. Таким чином, кількість перфорацій у сегменті можна довести до мінімуму, зумовленим лише тим, щоб на сегменті не накопичувався мул. Висота зливного поріжка має вибиратися з огляду на рівномірний розподіл рідини вздовж нього.

Щодо впливу основних чинників на коефіцієнт масопередачі, то було встановлено: якщо швидкість газу не перевищує 1 м/с, тобто у першому режимі, щільність зрошення суттєво не впливає на коефіцієнт масопередачі. У другому режимі цей вплив трохи помітний. Таким чином коефіцієнт масопередачі визначається, головним чином, швидкістю газу.

Математична обробка даних із масопередачі дозволила одержати наступне рівняння, яке забезпечує залишкове середньоквадратичне відхилення 12 % в інтервалі швидкості газу від 0,3 до 3,5 м/с та щільності зрошення від 0,01 до 0,07 м/с:

$$K_r = 3,78 \cdot 10^{-3} \cdot w^{0,93} u^{0,12}, \quad (6)$$

де  $K_r$  – коефіцієнт масопередачі,  $\text{кг/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{Па}$

Ще у попередніх дослідах на системі вода – вологе повітря з'ясувалось, що за температури нагріву води вище ніж  $40\text{-}50\text{ }^\circ\text{C}$  на контактних елементах починає утворюватись осад накипу, який збільшує гідравлічний опір та спотворює геометрію контактного елемента. З метою прогнозування терміну роботи контактної підігрівача між зупинками на чистку було вивчено швидкість утворення накипу в залежності від температури, концентрації солей жорсткості та гідродинамічних умов. Обробкою експериментальних даних було отримано наступне рівняння:

$$N_u = [\exp(36,459 - 12761/T) + 1, 29] \times \\ \times (0,888 + 386,6 \cdot L - 0,3152 \cdot w)(C_u - C^*) \quad (7)$$

де  $N_u$  – швидкість утворення накипу, віднесена до  $1\text{ м}^2$  поверхні,  $\text{г/м}^2 \cdot \text{ч}$ ;  $C^*$ ,  $C_u$  – мольна концентрація гідрокарбонат іону за якої припиняється утворення накипу та його фактична концентрація у воді,  $\text{моль/м}^3$ .

Середньоквадратична помилка рівняння (7) не перевищує  $12,5\%$ .

Утилізація теплоти стоку содового виробництва – дистилерної суспензії здійснюється в апаратах миттєвого кипіння зібраних в установку використання тепла (УВТДР). Використання в ній звичайних теплообмінників неможливо, тому що вони швидко забиваються осадом гіпсу. Випарювання дистилерної суспензії відбувається під вакуумом і підчас цього десорбується аміак. Результати дослідження цього процесу наведено на рис 3. Як з нього видно маса десорбованого аміаку практично лінійно залежить від його концентрації у рідині і зміни температури в досліді. Для розрахунку питомої маси десорбованого аміаку одержане рівняння:

$$g_{\text{NH}_3} = 0,212 \Delta t \cdot H_{\text{NH}_3} / (0,0198 \Delta t + 1) \quad (8)$$

де  $g_{\text{NH}_3}$  – питома маса десорбованого аміаку,  $\text{мг/кг}$  дистилерної суспензії;  $\Delta t$  – зміна температури в досліді,  $^\circ\text{C}$ ;  $H_{\text{NH}_3}$  – концентрація аміаку у вихідній дистилерній суспензії,  $\text{моль/м}^3$ .

Вивчення піноутворення підчас самовипару дистилерної суспензії показало, що параметрами, які визначають висоту пінного шару, є швидкість пари у випарнику ( $w_{\text{H}_2\text{O}}$ ) і концентрація аміаку в суспензії. Одержано рівняння для розрахунку висоти пінного шару

$$h = 10^{-3}(0,522 \cdot H_{\text{NH}_3}^{2,04} - 6,3) + 0,168 w_{\text{H}_2\text{O}}^{0,615} \quad (9)$$

**Четвертий** розділ присвячений математичному моделюванню апаратів для очищення газу й охолодження газів і рідин.

Розроблено математичну модель апарата для проведення процесу хемосорбції з незворотною хімічною реакцією. Модель адаптовано до розрахунку процесу карбонізації розчину сульфїду барію. Одержано рівняння для розрахунку числа тарїлок в апаратї для проведення першої стадїї процесу карбонїзації.

$$n = -\frac{4,64}{G^{0,75} L^{0,19}} \ln \left( 1 - 1786 \frac{L}{G} \right) \quad (10)$$

ї рівняння для розрахунку ступеня перетворення сульфїду в карбонат барію в дослідному апаратї діаметром 1,3 м який містить 11 провальних тарїлок.

$$X = 0,5 + 5,60 \cdot 10^{-4} \frac{G}{L} \left[ 1 - \exp \left( -1,966 L^{0,58} / G^{0,08} \right) \right] \quad (11)$$

де  $G$  – мольна витрата газу.

Результати розрахунку витрат газу й рідини для другої стадїї процесу за рівнянням (11) представленї в графічній формї на рис. 4. За умови, що витрата газу перевищує 95 моль/с (це відповідає швидкостї газу в повному перетинї апарата 2 м/с) і  $L/G = 1,85 \cdot 10^{-4}$ , тобто, коли витрата газу перевищує стехїометричну в 3 рази, друга стадїя процесу може бути проведена в дослідному апаратї до кінця.

Підчас визначення параметрів міжфазної рівноваги, що важливі для розрахунку, зокрема, рушїйної сили сорбції сірководню і діоксиду вуглецю, практичну зацікавленість викликають методи, які дозволяють визначити іонний склад карбонізованного розчину сульфїду барію. Базуючись на даних стосовно рівноваги реакцій, що протїкають у розчинї, рівняннях матеріальних балансів іонів і умовї електронейтральності розчину, було одержано рівняння для розрахунку концентрації іона водню ( $\kappa$ ) у карбонізованному розчинї сульфїду барію. Вирішення цього рівняння (п'ятого ступеня) аналітичними методами є неможливим. Але, як показали розрахунки, залежність концентрації іона водню від відношення  $[Ba_{зар}]/[S_{зар}]$  у найбільш важливому інтервалї від 0,46 до 0,54 може бути спрощено до рівняння гіперболи:

$$\kappa = 10^{-11} \left( a_1 + \frac{a_2}{b_0 / c_0 - 0,5 + \sqrt{(b_0 / c_0 - 0,5)^2 + 2a_2 / a_3}} \right) \quad (12)$$

де  $b_0$ ,  $c_0$  – концентрації іонів барію –  $[Ba_{зар}]$  і сірки –  $[S_{зар}]$  у розчинї, відповідно, моль/л;  $a_1 = 0,061[S_{зар}]^{0,482}$ ,  $a_2 = (16,4 + 10,38/[S_{зар}])/10^4$ ,  $a_3 = 12600$



Запропонована математична модель дозволяє обчислити значення рН розчину сульфїду барїю, за яким, у свою чергу, можна обчислити рївноважний тиск сїрководню. Так за  $c_0 = 0,5$  моль/л та температури 25 °С

$$p_{\text{H}_2\text{S}}^* = 0,0035 + \frac{0,00026}{b_0 / c_0 - 0,5 + \sqrt{(b_0 / c_0 - 0,5)^2 + 6,12 \cdot 10^{-7}}} \quad (13)$$

Це рївняння використано в розрахунках десорбції сїрководню на другїй стадїї процесу карбонїзації.

Математичну модель, представлену рївняннями (10) і (11) можна також використати для розрахунку процесу абсорбції дїоксиду сїрки дистилерною суспензїєю, коли парцїальний тиск дїоксиду сїрки в газї не перевищує 150 Па. Для розрахунку швидкостї абсорбції, коли парцїальний тиск бїльш високий, запропоновано рївняння:

$$r_{\text{SO}_2} = 0,5K_{\Gamma} p_{\text{SO}_2} + g_{\text{шл}}(1461K_{\Gamma} + 6,45) - \sqrt{[0,5K_{\Gamma} p_{\text{SO}_2} + g_{\text{шл}}(1461K_{\Gamma} + 6,45)]^2 - 12,9K_{\Gamma} p_{\text{SO}_2} g_{\text{шл}}} \quad (14)$$

де  $g_{\text{шл}}$  – масова частка шламу в дистилернїй суспензїї.

Математична модель абсорбера дїстала подальшого розвитку для випадку проведення процесу хемосорбції зї зворотною хїмїчною реакцією. Модель адаптовано до процесу абсорбції сїрководню з повітря фїльтрїв содового виробництва содо-соляним розчином у дослїдному апаратї з 4-ма тарїлками.

Математична модель апарата представляє собою систему рївнянь, записаних для кожної тарїлки та для апарату у цїлому:

$$y_i = a y_{i+1} + b x_{i+1}, \quad (15)$$

$$x_i = c y_{i+1} + d x_{i+1},$$

$$x_0 = x_4 - G/L (y_4 - y_0)$$

де  $S$  – вільний перетин абсорбера;  $a = \exp(-K_{\Gamma}SP/G)$ ;  $b = H(1 - a)$ ;  $c = \frac{G}{L}(a - 1)$ ;  $d = 1 + GH(1 - a)/L$ ;  $G, L$  - мольні витрати газу та рїдини, вїдповїдно, моль/с;  $y_i, y_{i-1}$  – мольні частки сїрководню на входї та виходї з тарїлки, вїдповїдно;  $x_i, x_{i-1}$  – мольні частки сїрководню в рїдинї на входї та виходї з тарїлки, вїдповїдно;  $S$  – вільний перетин апарату, м<sup>2</sup>;  $P$  - сумарний тиск на тарїлцї, Па;  $K_{\Gamma}$  – коефїцієнт масопередачї, моль/с·Па·м<sup>2</sup>;  $H$  - константа Генрї.

Рїшення системи (15) за умови  $G/L \rightarrow 0$ :

$$a^4 = \frac{y_0 - y_4^*}{y_4 - y_4^*} = \frac{y_0 - Hx_4}{y_4 - Hx_4} \quad (16)$$

Рівняння (16) дозволяє за результатами експерименту знайти величину “а”, а за нею коефіцієнт масопередачі  $K_r$ . Або із застосуванням  $K_r$ , розрахованого за результатами лабораторних дослідів, прогнозувати концентрацію сірководню в очищеному газі.

Підчас математичного моделювання процесів охолодження газів у прямому контакті було запропоновано дещо інший підхід, ніж це було під час моделювання процесів абсорбції. Математичні моделі контактних холодильників газів звичайно базуються на системі диференціальних рівнянь, одне з яких описує тепло-, а інше масопереніс. У такому випадку швидкість переносу теплоти до рідини з урахуванням теплоти конденсації становить:

$$L c_l dt_l = [ \alpha_g (t_g - t_i) + r \beta_g (x_g - x_i) ] dS \quad (17)$$

де  $r$  – теплота пароутворення, кДж/кг;  $t_i, t_g$  – температури поверхні розділу газ – рідина та основної маси газу, відповідно, °С;  $S$  – поверхня контакту фаз, м<sup>2</sup>;  $x_i, x_g$  – вологовміст газу, рівноважного з рідиною на поверхні розділу фаз та основної маси газу, відповідно, кг/кг;  $\alpha_g$  – коефіцієнт тепловіддачі зі сторони газової фази, Вт/м<sup>2</sup> °С;  $\beta_g$  – коефіцієнт масовіддачі зі сторони газової фази, кг/м<sup>2</sup>·с.

Показано, що за умови представлення рушійної сили у одиницях ентальпії та деяких спрощень, рівняння (17) можна звести до аналога рівняння (11):

$$I_{g,j} = [( I_{g,j-1} - I_j^* ) / \exp ( k S / G )] + I_j^* \quad (18)$$

де  $I_{g,j}, I_j^*$  – ентальпія газу та газу рівноважного з основною масою охолоджуючої води, кДж / кг;  $k = \beta_g P_0 / 0,622$ ;  $P_0$  – загальний тиск газу, Па;  $j$  – номер тарілки (ступеня контакту).

Система рівнянь типу (18) записаних для кожної тарілки холодильника розв’язувалась методом ітерацій. Розроблений алгоритм було застосовано для розрахунку теплових параметрів абсорбера для очищення топкових газів від діоксиду сірки та холодильника газу сушильної установки сушіння білої сажі.

Математична модель процесу, де усі компоненти газу розчиняються або конденсуються у холодоагенті, наприклад, контактного холодильника газу кальцинації, має відрізнятись від вищеописаної через те, що усі компоненти газу можуть у цьому апараті конденсуватись або розчинятись у охолоджуючій рідині. Оскільки процес охолодження в цьому разі стає аналогічним процесу, який протікає в абсорбері содового виробництва, нами були застосовані відомі структура моделі та основні розрахункові залежності, що розроблені для абсорбера, але із суттєвими доповненнями, які стосувалися особливостей роботи модельованого апарату, а саме: були змі-

нені кінетичні коефіцієнти у рівняннях переносу, модулі покрокового розрахунку, в котрих на кожному кроці замість елементу висоти поверхні абсорбції розраховувався контактний східець.

У *п'ятому* розділі описано дослідження процесу масопередачі на дослідних і промислових установках і наведено рекомендації щодо промислового впровадження процесу.

Дослідження масопередачі в процесі уловлювання сірководню з газів содового виробництва було продовжено на дослідній установці, що була змонтована в цеху діючого виробництва. Метою її створення, як і всіх інших, що описані у цьому розділі, була перевірка знайдених у лабораторних дослідах закономірностей, перевірка адекватності математичних моделей промислового апарату та відпрацювання процесу на реальних заводських рідинах та газах.

Значення коефіцієнта масопередачі на дослідній установці, як і слід було чекати, виявилось дещо меншими, ніж на лабораторній установці. Таким чином, за умови корекції коефіцієнтів кінетичних рівнянь абсорбції сірководню, одержаних на дослідній установці, математична модель адекватно описує процес. Як видно з графіків, на рис. 5, розрахунок та експеримент після корекції рівнянь для розрахунку коефіцієнта масопередачі добре співпадають.

У порядку відпрацювання процесу очистки були одержані дані щодо допустимого ступеня рециркуляції абсорбенту, за заданого ступеня очистки.

Дослідження процесу у промислових умовах показало, що із двох розглянутих абсорбентів перевагу слід віддати содо-соляному розчинові тому, що за однакової із содо-аміачним розчином якості очистки, він не завдає повторного забруднення газу аміаком. Рекомендовано газ на очистку содо-соляним абсорбентом подавати після вакуум машин.

Процес очистки топкових газів від діоксиду сірки також відпрацьовувався в промислових умовах на Стерлитамацькому ВАТ "Сода". Дослідний апарат було встановлено в цеху кальцинації, де за його допомогою абсорбувався  $SO_2$  з топкових газів содових печей, у яких спалюється мазут. У якості абсорбенту використовували дистелерну суспензію.

Порівняння результатів лабораторних експериментів із роботою дослідної установки в заводських умовах показало, що коефіцієнт масопередачі був у 1,5 рази нижче, ніж у лабораторії. З огляду на особливості досліджуваної системи (лімітуюча стадія процесу – розчинення гідроксиду кальцію), масштабний перехід, тобто збільшення діаметра дослідного апарату в порівнянні з лабораторним більш ніж у 20 разів, і досить далеку екстраполяцію даних лабораторних досвідів, такий збіг можна вважати задовільним. Проте для розрахунку промислового апарату множник у рівнянні для розрахунку коефіцієнта масопередачі повинний бути скоректований з урахуванням результатів заводських іспитів, тобто зменшений у 1,5 раза.

Випробування дослідного апарату дали матеріал для перевірки методики розрахунку процесу контактного охолодження газів, описаної у розділі 4. Зіставлення результатів розрахунку температур і концентрацій, виконаного за цією методикою зі значеннями, знайденими в за-

водських випробуваннях, показало задовільну збіжність, що свідчить про адекватність розробленої методики.

Дослідження процесу абсорбції діоксиду вуглецю розчином сульфїду барію також було продовжено на дослідному апараті в промислових умовах. Як вже згадувалося вище, дослідний апарат мав діаметр 1,3 м та був оснащений 11 протитечійними дірчастими тарілками.

Відпрацювання першої стадії у дослідному апараті показало, що, як це і передбачали розрахунки, діоксид вуглецю практично цілком видобувається з газу.

Підчас дослідження другої стадії процесу виявилось, що між розрахунком і експериментом є розбіжність, обумовлена збільшенням розмірів пілотного апарату в порівнянні з лабораторним. Виявилось, що задовільна збіжність розрахунку з експериментом досягається при зменшенні  $k_T$ , який обчислено за результатами лабораторних дослідів на 24 %. Після такого корегування рівняння може бути застосовано для розрахунку промислового апарату.

Виявлені в процесі дослідження особливості, дозволяють рекомендувати проведення процесу карбонізації у двох окремих апаратах, кожний для своєї стадії, із проміжним відводом газу на очищення від сірководню. Останнє повинно провадитися селективною. Тобто, із газу необхідно вловлювати тільки сірководень. Діоксид вуглецю в процесі очищення повинен видалятися в мінімальному ступені. В умовах Стерлітамацького ВАТ “Сода” це можна виконати, наприклад, шляхом промивання газу содовим розчином із наступним використанням поглинальної рідини в содовому виробництві.

Розрахунок апаратури показав, що для проведення першої стадії достатньо абсорбера з декількома тарілками, які для простоти можуть бути провального типу. Зокрема, із метою економії коштів, для проведення першої стадії може бути використаний абсорбер, що застосовувався в пілотній установці.

Для проведення другої стадії необхідно виготовити спеціальний апарат. Через обмеження, що накладаються на висоту установки будівельними конструкціями барієвого виробництва Стерлітамацького ВАТ “Сода”, відстань між тарілками у такому апараті повинна бути зведена до мінімуму. Тому був рекомендований і розрахований абсорбер із суцільним барботажним шаром, який було секціоновано за висотою пасетами. Діаметр рекомендованого апарату 1 м, число пасет - 12, висота кожного 0,6 м.

На підставі цього розрахунку автором було розроблено технічне завдання, а за ним – технічний проект апарату для проведення другої стадії карбонізації.

Впровадження нового абсорбера для одержання карбонату барію методом безпосередньої карбонізації сульфїду барію, який розроблено за результатами дисертації, дозволить зекономити підчас виробництва однієї тони карбонату барію до 185 кг соляної кислоти (у перерахунку на основну речовину) та до 500 кг кальцинованої соди.

Дослідження масообміну у процесі контактного охолодження газів, які містять водяну пару та компоненти, що не конденсуються у промислових умовах виконувалось під час випробувань дослідно-промислового апарату для охолодження газу сушарок на Ленінському гірничо-хімічному комбінаті.

Розрахований та побудований за даними дисертаційної роботи контактний охолоджувач мав діаметр 2,6 м та містив 4 протитечійні тарілки, дві верхні з яких були решітчасті, а дві нижні – дірчасті. Діаметр отворів було вираховано з тих міркувань, щоб апарат міг без чистки працювати не менш 3-х місяців. Зрошувався охолоджувач водою з артезіанської свердловини, а нагріта вода використовувалась у виробництві замість такої, що підігрівалась паром (тобто платним теплом).

Дослідження цього апарату показало, що, як це було розраховано вода в апараті нагрівається до 62-65 °С, а підвищення гідравлічного опору за 3 місяці роботи не перевищує 14 %. Таким чином дослідження цього апарату підтвердило висновки, щодо швидкості зростання відкладень накипу на отворах тарілки, зроблені за результатами лабораторних досліджень.

Подальший розвиток досліджень масопередачі в процесі контактного охолодження пов'язаний з випробуваннями холодильника газу кальцинації, що проводилися в цеху АДК-2 Стерлітамацького ВАТ “Сода”. Газ кальцинації містить діоксид вуглецю, водяну пару та аміак і тому всі його компоненти тією, чи іншою мірою розчиняються в холодоагенті.

Одержані на дослідно-промисловому апараті розподіли температур та концентрацій за висотою порівняні з розрахунком, який виконувався з використанням описаної в 4-му розділі моделі, на рис. 6. Як видно з малюнку, експериментальні значення температури газу та рідини на виході з апарату виявились трохи меншими за розраховані, проте, у цілому, тенденцію зміни параметрів процесу модель відображає досить точно.

Досліди підтвердили наявність максимуму концентрацій аміаку на другій або третій, якщо рахувати знизу, тарілці. Помічений ефект можна пояснити тим, що абсорбція аміаку з газу кальцинації, яка має місце в зоні низьких температур у верхній частині апарату, змінюється десорбцією, коли холодоагент опускається в низ апарату, де контактує з гарячим газом, багатим на водяну пару. У результаті, зони максимуму швидкостей конденсації водяної пари та абсорбції аміаку виявляються просторово розділеними.

Спеціальні досліди проводилися з метою перевірки можливості досягнення регламентної норми температури газу після контактного холодильника газу кальцинації й визначення параметрів газу та рідини, що відповідають цьому режиму. Досліди показали, що розроблений апарат забезпечує охолодження газу кальцинації, яке відповідає вимогам регламенту.

Результати роботи, що описані у цій дисертації, було покладено в основу проекту колони холодильника газу кальцинації потужністю 1000 т соди на добу. До складу колони входять хо-

лодильник газу кальцинації, резервуар та промивач газу кальцинації. До схеми охолодження, в яку включено розроблений апарат, також входить циркуляційний насос та теплообмінник. Особливістю схеми є те, що відбір надлишкового конденсату рекомендовано вести з другої тарілки (тобто з точки, де концентрація аміаку є найбільшою). Це дозволяє зменшити залишок аміаку у газі і таким чином зменшити навантаження на промивач газу.

Результати дослідження вакуумної десорбції аміаку та піноутворення, що виникає під час неї, були покладені в основу проекту установки використання теплоти дистилерної рідини (УВТДР), яка впроваджена на Кримському содовому заводі (ВАТ “Кримсода”).

Дистилерна суспензія надходила в установку з температурою  $89 \div 95$  °С, охолодження її здійснювалося до  $60 \div 69$  °С. На охолодження конденсаторів УВТДР подавали зворотну мережну воду міської системи тепlopостачання. Її витрата складала  $490 \div 540$  м<sup>3</sup>/г. В УВТДР вода нагрівалася на  $14 \div 19$  °С.

Обробка результатів випробувань показала, що установка працювала на проектній теплопродуктивності ( $10 \div 14$  МВт). Витрата дистилерної суспензії складала  $315 \div 615$  м<sup>3</sup>/г (проектна витрата до  $600$  м<sup>3</sup>/г). Середній коефіцієнт теплопередачі конденсаторів був вище проектного ( $930$  Вт/м<sup>2</sup>·К) і змінювався від  $900$  до  $2000$  Вт/(м<sup>2</sup>·К).

Випробування УВТДР показали, що концентрація аміаку в дистилерній суспензії після неї знижується більш ніж на третину. Фактичні кількості десорбованого аміаку добре збігаються з розрахунком, особливо, в умовах близьких до норми. Зіставлення результатів експерименту з розрахунком показало, що розрахунок за рівнянням (8) відповідає результатам заводських випробувань.

Що стосується висоти пінного шару в апаратах миттєвого кипіння (АМК), то їхня конструкція виключала можливість виміру цієї величини в промислових умовах і перевірку результатів лабораторних дослідів. Проте непрямим підтвердженням правильності розрахунку апаратів, виконаного із використанням одержаних у дисертації результатів, є відсутність перекидання дистилерної суспензії у конденсатори АМК. Відносно невелика кількість хлорид іонів, що все-таки потрапляють у конденсат, пояснюється бризковиносом із випарників.

Величину бризковиносу і його зв'язок зі швидкістю пари у випарнику АМК, характерну для апаратів даної конструкції, було знайдено за даними заводського експерименту. На рис. 7 представлено експериментальні дані з бризковиносу з АМК, одержані під час випробувань промислової УВТДР. На графіку на вісі ординат відкладений обсяг дистилерної суспензії у кубічних дециметрах, винесений з одиниці поперечного перетину випарника АМК за годину. Як видно з графіку, за швидкості пари менш  $1,4$  м/с бризковиніс практично не має місця. Середнє значення бризковиносу в цьому інтервалі складає  $0,4 \pm 0,3$  л/м<sup>2</sup>·ч. Коли швидкість пари зростає

вище 1,4 м/с, винесення дистилерної суспензії різко зростає. Це обумовлено тим, що швидкість пари стає достатньою для транспорту великих крапель рідини. В інтервалі 1,4-2,4 м/с дані з бризковинусу задовільно описуються лінійним рівнянням:

$$V_{\text{бризк}} = 39,2 w_{\text{пара}} - 54,1 \quad (19)$$

де  $V_{\text{бризк}}$  – винесення дистилерної суспензії з випарника, л/м<sup>2</sup>·г;  $w_{\text{пара}}$  – швидкість пари у випарнику, м/с.

Залишкова середньоквадратична помилка рівняння (19) 2,8 л/м<sup>2</sup>·г.

З результатів іспитів УВТДР можна зробити висновок, що установка забезпечує проектні показники з рекуперації теплоти і її конструкція може бути рекомендована для тиражування на інших содових заводах.

## ВИСНОВКИ

У дисертації наведене нове вирішення науково-технічної проблеми, що виявляється в розробці наукових основ проектування апаратів для очищення газових викидів та для утилізації низькопотенційної теплоти газів та рідин содового виробництва за допомогою масообмінних процесів.

1. Вперше досліджено явища масопередачі підчас абсорбційної нециклічної очистки скидних газів технологічними рідинами содового виробництва, а саме: від сірководню содо-аміачним та содо-соляним розчином, від діоксиду сірки дистилерною рідиною, від діоксиду вуглецю розчином сульфїду барію. Визначено лімітуючі стадії процесів, їх селективність за шкідливими компонентами, вплив гідродинамічних факторів, типу та геометрії контактних пристроїв на коефіцієнт масопередачі. Одержано рівняння для розрахунку коефіцієнтів масопередачі.
2. Знайдено, що підчас абсорбції сірководню содо-аміачним розчином та діоксиду вуглецю розчином сульфїду барію лімітуючою стадією є транспорт речовини у газовій плівці. Коли ті ж гази вловлюються содо-соляним розчином та гідросульфїдом барію, відповідно, визначальним для масопередачі є опір у рідкій фазі. Щодо абсорбції сірководню дистилерною суспензією, то за умови, що парціальний тиск SO<sub>2</sub> менш 150 Па, швидкість абсорбції визначається опором у газовій фазі, а у разі більшого тиску – швидкістю розчинення твердої частки суспензії.
3. Досліджено селективність абсорбції сірководню та діоксиду сірки з газових сумішей, що містять діоксид вуглецю. Знайдено, що залежність відносної швидкості абсорбції сірководню та CO<sub>2</sub> має тенденцію до росту зі збільшенням вільного перетину провальної тарілки.

Тому під час проектування абсорбера для очищення газу від сірководню варто вибирати тарілки з максимальним вільним перетином. Селективність за діоксидом сірки під час абсорбції дистилерною суспензією зростає зі збільшенням швидкості газу та парціального тиску  $\text{SO}_2$ .

4. Вивчення процесу карбонізації розчину сульфідів барію показало, що він протікає у дві стадії, що суттєво розрізняються швидкістю. Для розрахунку апарата першої стадії можуть бути використані, як відомі формули для обчислювання коефіцієнта масопередачі у газовій плівці, так і одержані під час вивчення очистки газу від сірководню та діоксиду сірки.
5. Виконано порівняльне дослідження провальної, ковпачкової й ситчастої тарілок для проведення другої стадії карбонізації сульфідів барію, коли опір абсорбції переходить до рідини. Воно показало, що хоча між тарілками існують розходження у швидкості масопередачі усі вони, у принципі, можуть бути використані для конструювання абсорбера. Одержано рівняння для розрахунку коефіцієнта масопередачі за діоксидом вуглецю під час карбонізації розчину гідросульфідів барію. .
6. Присутність сірководню в газі на обох стадіях процесу не позначається значно на коефіцієнті масопередачі за діоксидом вуглецю. На другій стадії карбонізації сірководень знаходиться в стані близькому до рівноваги з газом.
7. Дістало подальшого розвитку вивчення гідродинаміки однофазного і двофазного плинного й рідинного потоків сегментними контактними пристроями. Вперше встановлено наявність двох режимів плинного струменів (перший режим) і розпилювання струменів (другий режим). Одержані рівняння для розрахунку гідравлічного опору та коефіцієнта масопередачі в залежності від гідродинамічних факторів.
8. Досліджено десорбцію аміаку в процесі самовипару дистилерної суспензії. Уперше знайдено, що маса десорбованого  $\text{NH}_3$  лінійно залежить від кількості випареної води і вихідної концентрації аміаку. Знайдено, що параметрами, які визначають висоту пінного шару під час вакуумної десорбції аміаку, є кількість випареної води й концентрація аміаку. Одержані рівняння для розрахунку кількості десорбованого аміаку й висоти пінного шару.
9. За результатами лабораторного дослідження масопередачі розроблено математичні моделі апаратів для проведення процесу хемосорбції з незворотною та зворотною хімічною реакцією. Перша модель адаптована для розрахунку процесу карбонізації розчину сульфідів барію. З використанням цієї моделі можна також розрахувати апарат для очищення топкового газу від діоксиду сірки дистилерною суспензією. Математична модель апарату для проведення абсорбції з оборотною реакцією пристосована до розрахунку процесу абсорбції сірководню з повітря фільтрів содового виробництва содо-соляним розчином.



10. Розвинуто новий підхід до математичного моделювання процесу контактного теплообміну, де сумісний розрахунок процесів тепло та масообміну замінено єдиним – переносу ентальпії. Із застосуванням результатів вивчення сегментних контактних елементів розраховано апарат для охолодження газів сушарки з використанням теплоти цих газів.
11. Подальший розвиток дістала модель охолодження газу, усі компоненти якого розчиняються в холодоагенті у прямому контакті. Модель адаптовано до випадку охолодження газу кальцинації.
12. Розроблено й випробувано у промислових умовах дослідні апарати для відпрацьовування процесів абсорбційного очищення газів содового виробництва від сірководню содо-соляним розчином, діоксиду сірки дистилерною рідиною, діоксиду вуглецю розчином сульфїду барію та охолодження газу кальцинації. За результатами випробувань зроблено корекцію математичних моделей, котрі адекватно описують відповідні процеси. Розроблено проекти апаратів, що досягають регламентних норм очистки та охолодження. Вони прийняті до впровадження під час реконструкції підприємства.
13. Впроваджено у промислову експлуатацію установку утилізації теплоти дистилерної суспензії, теплопродуктивністю, що перевищує 40 ГДж на годину. Показано, що в ній, як і розраховувалось, видаляється до 1/3 аміаку. З огляду на піноутворення та бризковиніс, швидкість пари 1,4 м/с можна рекомендувати, як максимальну для випарників. Конструкція апаратів миттєвого скипання, що входять у випробувану установку забезпечує проектне тепловикористання і може бути рекомендована для тиражування.
14. Впроваджено у промислову експлуатацію установку охолодження та очищення скидних газів сушарки. Випробування апарату показали відповідність показників його роботи з охолодження газу, нагріву води та тривалості роботи між зупинками на чистку розрахункам. Впровадження установки дозволило економити до 10 ГДж на годину
15. Розроблено технічні проекти апарата охолодження газу кальцинації, маса якого в 8 разів менша, а продуктивність на 50 % більша за існуючого та апарата для карбонізації розчину сульфїду барію з пасетними тарїлками, що має діаметр 1 м та висоту активної частини 7,2 м, де встановлено 12-ть пасет. Впровадження апарату дозволить економити у виробництві карбонату барію до 185 кг соляної кислоти та до 500 кг кальцинованої соди на 1 т продукції.

### **СПИСОК ОПУБЛІКОВАНИХ РОБІТ ПО ТЕМІ ДИСЕРТАЦІЇ**

1. Моисеев В.Ф., Рудаков В.А., Цейтлин М.А. и др. Применение контактных экономайзеров для подогрева технологических жидкостей // Сб. научн. тр. «Мало- и безотходные техно-

логии в энергетике, как средство защиты окружающей среды и повышения топливоиспользования» – М.: ЭНИН, 1985.– С. 145-149.

Здобувач розробив методику розрахунку контактного економайзера, узагальнив досвід роботи таких апаратів у содовій промисловості і підготував публікацію.

2. Зайцев А.И., Цейтлин М.А., Письмен Л.М. Математическое моделирование процессов на стадии абсорбции содового производства.// Труды Государственного научно-исследовательского и проектного института основной химии – Харьков: НИОХИМ, 1985. – Т. 60.– С. 27-35.

Здобувач запропонував основні ідеї моделювання процесу одночасної конденсації та абсорбції, приймав участь у розробці алгоритму розрахунку та підготував публікацію.

3. Павличенко Е.В., Цейтлин М.А. Моисеев В.Ф. и др. Усовершенствование энерготехнологической схемы производства цеолитов.// Труды Государственного научно-исследовательского и проектного института основной химии – Харьков: НИОХИМ, 1985. – Т. 60.– С. 81-86.

Здобувач запропонував схему ступеневого використання теплоти у виробництві цеолітів.

4. Макаров Г.В., Райко В.Ф., Цейтлин М.А. Оценка влияния применения газоочистного оборудования на состав воздушной среды промплощадки в производстве белой сажи.//Труды МХТИ им. Менделеева.–М.: МХТИ, 1986.– Вып. 138.– С. 110-112.

Здобувач дослідив та описав зміни у тепловому та пиловому забрудненні території за рахунок впровадження охолоджувача газів сушарки.

5. Цейтлин М.А., Павличенко Е.В., Болотная И.В. Технические и технологические предпосылки использования в содовом производстве газа с пониженным содержанием диоксида углерода // Труды Государственного научно-исследовательского и проектного института основной химии – Харьков: НИОХИМ, 1987.– Т. 65.– С.62-66.

Здобувач запропонував методику дослідження спланував експеримент та зробив висновки з його результатів щодо метода абсорбційного концентрування газів, що містять діоксид вуглецю, за допомогою технологічних рідин содового виробництва.

6. А.с. СССР №1281514. Способ подготовки жидкости для промывки высокодисперсного диоксида кремния / Цейтлин М.А., Шахова А.Ф. Моисеев В.Ф. и другие, всего 9 чел. Заявлено 07.07.84. Опубл. 07.01.87, Бюл. № 1.– 4 с.

Здобувач запропонував підігрівати промивну воду в скрубєрі теплом газів, що відходять з сушильного устаткування та містять пил діоксиду кремнію, брав участь у підготовці заявки на авторське свідоцтво.

7. А.с. СССР №1351882. Способ получения раствора хлорида кальция и хлорида натрия / Шахова А.Ф. Ткач Г.А. Цейтлин М.А. и другие, всего 7 чел. Заявлено 11.12.85. Опубл. 15.11.87, Бюл. № 42.– 5 с.

Здобувач запропонував концентрувати дистилерну рідину і видаляти з неї аміак методом самовипару.

8. Шахова А.Ф., Цейтлин М.А. Рекуперация теплоты технологических потоков содового производства в контактных аппаратах // Труды Государственного научно-исследовательского и проектного института основной химии – Харьков: НИОХИМ, 1987.– Т. 65.– С. 73-81.

Здобувач запропонував метод розрахунку теплоутилізатора і підготував публікацію.

9. Шахова А.Ф., Цейтлин М.А. Номограмма для определения количества пара вторичного вскипания в испарителях дистиллерной жидкости // Труды Государственного научно-исследовательского и проектного института основной химии.– Харьков: НИОХИМ, 1989.– Т. 68.– С.121-124.

Здобувач вивів основні розрахункові формули та розробив номограму.

10. А.с. СССР №1567251. Способ концентрирования диоксида углерода из газов./ Цейтлин М.А., Кичанов В.П., Моисеев В.Ф. та інші, всього 5 осіб. Заявлено 12.08.87; Опубл. 30.05.90, Бюл. № 20.– 4 с.

Здобувач запропонував спосіб абсорбційного очищення та концентрування газів, що містять діоксид вуглецю.

11. Цейтлин М.А., Анкова Л.В., Добряк А.М. Оценка возможности использования дистиллерной суспензии для очистки сбросных газов от кислых компонентов // Труды Государственного научно-исследовательского и проектного института основной химии.– Харьков: НИОХИМ, 1990.– Т. 70.– С. 28-33.

Здобувач обґрунтував напрямок і методику дослідження, брав участь у проведенні дослідів, запропонував методи узагальнення результатів дослідів і інтерпретацію їхніх результатів, брав участь у підготовці публікації.

12. Цейтлин М.А., Райко В.Ф. Исследование кинетики отложения инкрустаций на внутренней поверхности контактного подогревателя // Химическая промышленность.–М.,1991.– № 9.– С. 46-48.

Здобувач розробив дослідну установку план дослідження, брав участь у проведенні дослідів, запропонував методи узагальнення результатів експериментів і інтерпретацію одержаних результатів, брав участь у підготовці публікації.

13. Цейтлин М.А. Ткач Г.А. Райко В.Ф. Экологическое воспитание и образование студентов в техническом вузе. // Вестник Харьковского государственного политехнического университета. – Харьков: ХГПУ, 1994.– № 2.– С. 79-80.

Здобувач розробив методику викладання результатів наукових розробок, що стосуються очищення скидних газів, для студентів екологів.

14. Цейтлин М.А., Фісенко Л.К., Райко В.Ф. Установки утилизации теплоты отходящих газов сушки и кальцинации//Респ. міжвідомчий наук.-техн. зб. «Енергетичне машинобудування». - Харків: ХДПУ, 1995. – Вып. 54.– С. 54-58.

Здобувач узагальнив дослідження з контактного концентрування рідин за рахунок теплоти газів і підготував публікацію.

15. Цейтлин М.А., Райко В.Ф., Гареев А.Т. Контактное охлаждение компремированных газов//Респ. міжвідомчий наук.-техн. зб. «Енергетичне машинобудування».– Харків: ХДПУ, 1996.– Вып. 55.– С. 85-87.

Здобувач обґрунтував застосування контактної охолодження газу компресії та тип холодоагенту, брав участь у проведенні дослідів, запропонував інтерпретацію одержаних результатів, брав участь у підготовці публікації.

16. Цейтлин М.А., Цейтлин Л.М., Гареев А.Т. Математическое моделирование процесса контактного охлаждения газа, содержащего пар охлаждающей жидкости и неконденсирующиеся компоненты // Вестник Харьковского государственного политехнического университета – Харьков: ХГПУ, 1997.– Т.2 , № 8.– С.46-52.

Здобувач обґрунтував методичний підхід, що базується на заміні процесів тепло- та масообміну єдиним – передачі ентальпії, вивів основні рівняння, що визначають масопереніс, підготував публікацію.

17. Цейтлин М.А., Воронин Д.А. Интенсификация абсорбционных процессов в содовом производстве // Хімічна промисловість України. – К., 1998.– № 3.– С. 110-112.

Здобувач узагальнив наявні дані по абсорбції в содовому виробництві, визначив стадії, що лімітують, і напрямки інтенсифікації.

18. Цейтлин М.А. Воронин Д.А. Скорость поглощения аммиака и ее влияние на насыщение рассола диоксидом углерода в абсорбере содового производства // Вестник Харьковского государственного политехнического университета. – Харьков: ХГПУ, 1998.– Вып. 6.– С. 514-518.

Здобувач узагальнив наявну виробничу інформацію та знайшов зв'язок між швидкістю абсорбції та селективністю по діоксиду вуглецю.

19. Цейтлин М.А. Воронин Д.А., Райко В.Ф. Совершенствование технологической схемы и аппаратуры стадии абсорбции содового производства // Труды Государственного научно-исследовательского и проектного института основной химии – Харьков: НИОХИМ, 1998.– Т. 71.– С. 74-76.

Здобувач на основі аналізу стадій, що лімітують абсорбційні процеси виявив напрямки інтенсифікації та їх зв'язок з апаратурними рішеннями.

20. Цейтлин М.А. Исследование работы трубно-решетчатого абсорбера содового производства // Вестник Харьковского государственного политехнического университета. – Харьков: ХГПУ, 1999.– Вып. № 58.– С. 16-18.

21. Цейтлин М.А., Гавриленко С.Ю., В.Ф. Райко В.Ф. Абсорбция сероводорода из газов щелочными жидкостями содового производства. // Вестник Харьковского государственного политехнического университета, – Харьков: Бизнес Информ, 1999. – №55.–С. 14-15.

Здобувач обґрунтував вибір абсорбентів і методику дослідження та інтерпретацію одержаних результатів, брав участь у підготовці публікації.

22. Цейтлин М.А., Гавриленко С.Ю., Райко В.Ф. Влияние парциального давления сероводорода в газе на скорость абсорбции. // Вестник Харьковского государственного политехнического университета. - Харьков: Бизнес Информ, 2000. № 80.– С. 5-6.

Здобувач обґрунтував напрямок і методику дослідження, запропонував методи узагальнення одержаних даних, брав участь у підготовці публікації.

23. Цейтлин М.А., Гавриленко С.Ю., Райко В.Ф. Исследование влияния геометрии тарелки и задержки жидкости на интенсивность одновременной абсорбции сероводорода и диоксида углерода. // Вестник Харьковского государственного политехнического университета.– Харьков: Бизнес Информ, 2000.– № 81.– С. 62-64.

Здобувач обґрунтував методику дослідження, та виявив зв'язок геометрії тарілки з селективністю по сірководню, брав участь у підготовці публікації.

24. Цейтлин М.А., Гавриленко С.Ю., Райко В.Ф. Определение химической емкости абсорбента при очистке газов содового производства от сероводорода.//Вестник Харьковского государственного политехнического университета. – Харьков: Бизнес Информ, 2000.– № 82. – С. 7-9.

Здобувач виявив залежність рівноважного тиску сірководню від типу абсорбенту та кратності циркуляції, брав участь у підготовці публікації.

25. Цейтлин М.А., Гавриленко С.Ю., Райко В.Ф. Влияние сорбции диоксида углерода на расход активного компонента в процессе очистки газов от сероводорода.//Вестник Харьковского государственного политехнического университета. - Харьков: Бизнес Информ, 2000.– № 83.– С. 45-47.

Здобувач знайшов залежність між конструкцією абсорбера та витратою активного компоненту на побічні реакції під час абсорбції сірководню, брав участь у підготовці публікації.

26. Цейтлин М.А., Гитис Э.Б. Байбулатов С.И., Алексеева Е.В. Кинетика карбонизации раствора сульфида бария. // Труды Государственного научно-исследовательского и проектного института основной химии.– Харьков: НИОХИМ, 2001.– Т.72.– С. 148-151.

Здобувач сформулював задачу дослідження, розробив його методику, виявив стадії, що визначають швидкість процесу, підготував публікацію.

27. Цейтлин М.А., Байбулатов С.И., Райко В.Ф. Особенности кинетики процесса абсорбции диоксида углерода раствором сульфида бария // Вестник Национального технического университета «ХПИ».– Харьков: НТУ «ХПИ», 2002.– Т. 1, № 6.– С. 76-79.

Здобувач сформулював задачу дослідження, та визначив наявність двох стадій процесу, підготував публікацію.

28. Цейтлин М.А., Байбулатов С.И., Гавриленко С.Ю., Райко В.Ф. Математическое моделирование зависимости рН от состава при карбонизации раствора сульфида бария. // Вестник Национального технического университета «ХПИ».– Харьков: НТУ «ХПИ», 2002.– Т. 1, № 9.– С. 109-114.

Здобувач сформулював основні принципи побудови математичної моделі, запропонував припущення, що спрощують модель, брав участь у рішенні задачі на ЕОМ і підготував публікацію.

29. Молчанов В.І., Цейтлин М.А., Гітис Е.Б., Байбулатов С.І. Одержання карбонату барію карбонізацією сульфідів барію // Хімічна промисловість України. - К., 2002.– № 3.– С. 6-9.

Здобувач сформулював задачу дослідження, та винайшов зв'язок між особливостями процесу та конструкцією абсорбційної апаратури, підготував публікацію.

30. Цейтлин М.А., Байбулатов С.И., Сорбция сероводорода растворами сульфида и гидросульфида бария в процессе карбонизации.// Вестник Национального технического университета «ХПИ».– Харьков: НТУ «ХПИ», 2002.– Т.2, № 6.– С. 152-154.

Здобувач розробив методику дослідження, брав участь в обробці результатів експерименту та виявив вплив сорбції сірководню на швидкість карбонізації розчину сульфідів барію.

## АНОТАЦІЇ

**Цейтлін М. А. Системне дослідження явищ масопередачі в процесах очищення й охолодження газів та рідин содового виробництва. - Рукопис.**

Дисертація на здобуття наукового ступеня доктора технічних наук за спеціальністю 05.17.08 - процеси та обладнання хімічної технології. - Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», Харків, 2003.

Виконано дослідження масопередачі в процесах абсорбційної очистки скидних газів содового виробництва від сірководню, діоксиду сірки та діоксиду вуглецю із застосуванням тех-

нологічних рідин содового виробництва в якості абсорбентів. Вивчені закономірності масообміну в процесах охолодження в прямому контакті з холодоагентом газо-парових сумішей та газів. Визначено закономірності вакуумної десорбції аміаку з дистилерної рідини содового виробництва та піноутворення у цьому процесі.

Результати лабораторних досліджень використані для розробки математичних моделей апаратів для очищення та охолодження газів та рідин содового виробництва. Розраховано із застосуванням цих моделей дослідні апарати, які опрацьовані у виробничих умовах. У промислову експлуатацію впроваджено установку використання теплоти дистилерної суспензії содового виробництва та скрубєрний охолоджувач газу сушарок. Розроблено технічні проекти апаратів для охолодження газу кальцинації та карбонізації розчину сульфїду барію.

Ключові слова: масопередача, абсорбція, очищення газів, утилізація тепла, контактні пристрої, контактне охолодження, миттєве випаровування, вакуумна десорбція, сірководень, діоксид сірки, діоксид вуглецю, дистилерна суспензія, сульфід барію, карбонат барію.

**Цейтлин М. А. Системное исследование явлений массопередачи в процессах очистки и охлаждения газов и жидкостей содового производства.– Рукопись.**

Диссертация на соискание ученой степени доктора технических наук по специальности 05.17.08 - процессы и оборудование химической технологии.– Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», Харьков, 2003.

Исследована массопередача в процессах абсорбционной очистки сбросных газов содового производства технологическими жидкостями. Рассмотрена очистка воздуха фильтров от сероводорода, топочных газов от диоксида серы, газов печей обжига известняка от диоксида углерода. В качестве абсорбентов проверены: содо-аммиачный раствор, содо-соляной раствор, дистиллерная суспензия и раствор сульфида бария. Также исследован массообмен в процессах контактного охлаждения газов и вакуумной десорбции аммиака.

Определяющее влияние на скорость массопередачи при абсорбции  $H_2S$  содо-аммиачным раствором оказывает скорость газа, а содо-соляным – плотность орошения. В первом случае лимитирующим является сопротивление газовой пленки, а во втором – жидкостной. Получены уравнения для расчета коэффициентов массопередачи при абсорбции сероводорода содо-соляным и содо-аммиачным раствором на провальных тарелках в зависимости от скорости газа в полном сечении аппарата и плотности орошения. При проектировании абсорбера для очистки газа от сероводорода следует выбирать тарелки с максимальным свободным сечением, так как при прочих равных они обеспечивают минимальное гидравлическое сопротивление аппарата.

При изучении массопередачи в процессе абсорбции диоксида серы дистиллерной суспензией содового производства на провальных тарелках найдено, что скорость абсорбции нелинейно зависит от движущей силы процесса. Коэффициент массопередачи существенно зависит от скорости газового потока, влияние плотности орошения незначительно, а концентрация шлама в суспензии влияет прямо пропорционально. С увеличением скорости абсорбции диоксида серы скорость абсорбции  $\text{CO}_2$ , также содержащегося в газе, падает.

Изучена массопередача при карбонизации раствора сульфида бария. Процесс протекает в две стадии, различающиеся по скорости абсорбции диоксида углерода. На первой стадии коэффициент массопередачи полностью определяется скоростью газа в полном сечении аппарата и плотностью орошения. Сопротивление абсорбции диоксида углерода сосредоточено в газовой фазе и для расчета этой стадии могут быть использованы известные данные по кинетике массопередачи. Сопоставление данных лабораторных опытов с результатами других авторов показало удовлетворительное совпадение.

На второй стадии определяющее влияние на коэффициент массопередачи также оказывают гидродинамические факторы. На провальной тарелке с ростом температуры коэффициент массопередачи падает, а на переливных – растет. Степень влияния гидродинамических факторов и температуры на кинетику абсорбции указывает на то, что абсорбцию лимитирует массопередача, и сопротивление ей сосредоточено в жидкости. Выполнено сравнительное исследование провальной, ковпачковой и ситчатой тарелок для проведения второй стадии карбонизации раствора сульфида бария. Показало, что все они, в принципе, могут быть использованы для конструирования абсорбера. Получены уравнения для расчета коэффициента массопередачи.

Исследована гидродинамика однофазного и двухфазного течения газового и жидкостного потоков по сегментным контактными устройствам. Установлено наличие двух режимов течения: невозмущенных струй и распыливания струй. Получены уравнения для расчета гидравлического сопротивления и коэффициента массопередачи.

При исследовании десорбции аммиака в процессе самоиспарения дистиллерной суспензии найдено, что масса десорбированного  $\text{NH}_3$  линейно зависит от количества выпаренной воды и исходной концентрации аммиака. Изучение пенообразования и брызгоунос в этом процессе показало, что параметрами, определяющими высоту пенного слоя, являются количество выпаренной воды и концентрация аммиака. Получены расчетные уравнения.

Результаты лабораторных опытов позволили разработать математические модели аппаратов для проведения процесса хемосорбции как с необратимой, так и с обратимой химической реакцией. Первая модель адаптирована для расчета процесса карбонизации раствора сульфида бария, и очистки газов от диоксида серы дистиллерной суспензией. Вторая использована в рас-



чете абсорбера для улавливания сероводорода из воздуха фильтров содового производства содо-соляным раствором.

Все изученные процессы отработаны на опытных установках в производственных условиях. Найдено, что при корректировке множителей уравнений характеризующих скорость массопередачи математические модели адекватно описывают соответствующие процессы.

По результатам диссертации разработаны технические проекты промышленного аппарата для охлаждения газа кальцинации и абсорбера для карбонизации раствора сульфида бария. Аппараты для очистки газов от сероводорода и диоксида серы, карбонизации раствора сульфида бария и охлаждения газа кальцинации включены в проекты реконструкции соответствующих производств.

Внедрена в промышленную эксплуатацию опытно-промышленной установки утилизации теплоты дистиллерной суспензии, перерабатывающей до 600 м<sup>3</sup>/ч дистиллерной суспензии. Конструкция аппаратов мгновенного вскипания, входящих в испытанную УИТДЖ обеспечивает проектную теплоутилизацию и может быть рекомендована для тиражирования. Также внедрен в промышленную эксплуатацию контактный теплообменник для охлаждения и очистки газа сушилок с использованием теплоты для нагрева промывной воды.

Ключевые слова: массопередача, абсорбция, очистка газов, утилизация тепла, контактные устройства, контактное охлаждение, мгновенное испарение, вакуумная десорбция, сероводород, диоксид серы, диоксид углерода, дистиллерная суспензия, сульфид бария, карбонат бария.

**M.A. Tseytlin. Systematic research of mass transfer in the processes of gas and liquid cleaning and cooling in soda-ash production. - Manuscript.**

A dissertation for the scientific degree of doctor of technical sciences in specialty 05.17.08 – processes and equipment of chemical technology. National Technical University “Kharkov Polytechnic Institute”, Kharkov, 2003.

The work is dedicated to research of mass transfer in the processes of absorption cleaning of soda-ash production waste gases from hydrogen sulphide, sulfur dioxide and carbon dioxide, by employing soda-ash production process liquids as absorbents. It studies laws of mass exchange in the process of cooling gas-vapor mixtures and gases in direct contact with refrigerant. It also determines rules of vacuum desorption of ammonia from soda-ash production distiller liquid and foaming in that process.

The results of laboratory research are employed to develop mathematical models of cleaning and cooling devices for soda-ash production gases and liquids. Experimental devices calculated with the help of these models were tested in production environment. An apparatus for utilization of soda-

ash production distiller suspense heat and a scrubber cooler for dryer gas were deployed in production. Designs for apparatuses for calcination gas cooling and barium sulphide solution carbonization were developed.

Key words: mass transfer, absorption, gas cleaning, heat utilization, contact devices, contact cooling, instant evaporation, vacuum desorption, hydrogen sulphide, sulfur dioxide, carbon dioxide, distiller suspense, barium sulphide, barium carbonate.