

**НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
“ХАРКІВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ”**

Фрумін Віталій Мусійович

УДК 66.021.3/4

**НАУКОВО-ПРАКТИЧНІ ОСНОВИ ІНТЕНСИФІКАЦІЇ
ПРОЦЕСІВ ТЕПЛОМАСООБМІНУ У ВИРОБНИЦТВІ
КАЛЬЦИНОВАНОЇ СОДИ**

Спеціальність 05.17.08 – процеси і обладнання хімічної технології

Автореферат

дисертації на здобуття наукового ступеня

доктора технічних наук

Харків – 2002

Дисертацією є рукопис

Роботу виконано у Державному науково-дослідному і проектному інституті основної хімії (НІОХІМ), м. Харків, Україна

Науковий консультант: доктор технічних наук, старший науковий співробітник
Зозуля Олександр Федорович
Науково-дослідний і проектний інститут основної хімії, (НІОХІМ), Міністерства промислової політики України (м. Харків), перший заступник директора, головний інженер інституту

Офіційні опоненти: доктор технічних наук, професор
Семенішин Євген Михайлович
Національний технічний університет “Львівська політехніка”, м. Львів, професор кафедри процесів та апаратів

доктор технічних наук, професор
Пляцук Леонід Дмитрович
Сумський державний університет, м. Суми, завідувач кафедри прикладної екології

доктор технічних наук, старший науковий співробітник
Перцев Леонід Петрович
Національний технічний університет “Харківський політехнічний інститут”, м. Харків, професор кафедри хімічної техніки та промислової екології

Провідна установа Український Державний хіміко-технологічний університет, м. Дніпропетровськ

Захист відбудеться “ ” грудня 2002 року о годині на засіданні спеціалізованої вченої ради Д 64.050.05 у Національному технічному університеті “Харківський політехнічний інститут” за адресою: 61002, м. Харків, вул. Фрунзе, 21.

З дисертацією можна ознайомитись у бібліотеці Національного технічного університету “Харківський політехнічний інститут”.

Автореферат розісланий “ ” листопада 2002 року.

Вчений секретар
спеціалізованої вченої ради

Тимченко В.К.

ЗАГАЛЬНА ХАРАКТЕРИСТИКА РОБОТИ

Актуальність теми. Існуючий аміачний спосіб виробництва кальцинованої соди, як і багато інших хімічних виробництв, заснований на процесах сорбції (десорбції й абсорбції) газів. Ці процеси, особливо у виробництві кальцинованої соди, цілком визначають енергоємність виробництва, габарити і металомісткість устаткування, ступінь використання сировини, якість готового продукту, а також забруднення навколишнього середовища газовими і рідинними викидами.

З огляду на це, всі основні наукові дослідження і проектні розробки були спрямовані на удосконалювання зазначених процесів і апаратів для їхнього проведення. Було створене покоління контактних елементів (плосколистові протитечійні і трубчасто-гратчасті тарілки) і апаратів із пластинчастими блоками, що змінило традиційні принципи взаємодії фаз у процесах тепло- і масообміну. Це покоління апаратів дозволило інтенсифікувати процеси, що протікають у них, але мало низку недоліків, тому що не забезпечувало

- широкий інтервал зміни навантажень при збереженні стабільного й інтенсивного технологічного режиму;
- достатній час перебування рідини на тарілках і, відповідно, час взаємодії фаз.

Крім цього, не зважувалося питання інтенсифікації процесу кальцинації, який, незважаючи на заміну вогневих барабанних апаратів на парові, залишався «вузьким місцем» содового виробництва.

Ці недоліки не дозволили здійснити широке впровадження апаратів цього покоління. Тому створення нового енерго-економічного інтенсивного компактного устаткування є актуальною задачею, особливо для України після розпаду СРСР, коли загострилися питання виробництва конструкційних матеріалів, у тому числі корозійностійких, виготовлення устаткування, видобутку сировини й енергоспоживання.

Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами. Обраний напрямок робіт зі створення нових апаратів інтенсивного тепло- і масообміну виконувався відповідно до держбюджетних науково-дослідних робіт Міністерства хімічної промисловості СРСР по темах: “Перевірка можливості сушіння порошкових матеріалів у киплячому шарі” (1979-1981 р.р., № держ. реєстрації 79074616); “Дослідження процесу масопередачі на фіксованій границі розділу фаз” (1980-1981 р.р., № держ. реєстрації 80037020); “Розробка тарілчастої апаратури у виробництвах содової підгалузі” (1985-1986 р.р., № держ. реєстрації 01860072053); “Удосконалення технології виробництва кальцинованої соди за рахунок концентрування розсолу з метою зниження витрати пари на дистиляцію і обсягу дистилерної рідини що скидається” (1988-1989 р.р., № держ. реєстрації 0188006840), договорам із содовими заводами СРСР, а також контрактам і угодам з Польщею: “Модернізована карбонізаційна колона” (угода № 8/PR-

Ukr/96); “Модернізована станція дистиляції” (контракт № ПЛ/090022840/98-0030).

Мета і задача дослідження. Метою дисертаційної роботи є розробка на основі розвитку положень теорії тепломасообміну й експериментальних досліджень математичного опису сорбції газів, конденсації парогазових сумішей, термічної обробки порошкових матеріалів, що забезпечує можливість створення апаратів і установок для інтенсивного проведення цих процесів.

Задачі досліджень для виконання зазначеної мети полягають у наступному:

1. Аналіз і удосконалення теоретичних і експериментальних досліджень по даному напрямку.

2. Обґрунтування необхідних технологічних і конструктивних вимог для проведення досліджуваних процесів, практичне підтвердження можливості їхнього виконання на дослідних і дослідно-промислових установках.

3. Створення з урахуванням фізико-хімічних параметрів матеріальних потоків і гідродинаміки на контактних елементах математичного опису досліджуваних процесів.

4. Удосконалення існуючих і створення на основі отриманого математичного опису технологічних процесів, нових апаратів і установок.

Об'єктом досліджень є процеси сорбції газів, конденсації парогазових сумішей і термічної обробки порошкових матеріалів у виробництві кальцинованої соди.

Предметом досліджень є контактні елементи, апарати й установки для здійснення технологічних процесів, що вивчаються.

Методи досліджень. Теоретичні основи хімічної кінетики, теорія тепло- і масообміну, сучасні методи фізико-хімічного аналізу, фізичне і математичне моделювання.

Наукова новизна одержаних результатів:

1. Установлено нові закономірності процесів сорбції газів і конденсації парогазових сумішей при плівково-тонкошаровому русі фаз на фіксованій поверхні у вертикально трубчастих апаратах. Виконано математичний опис зазначених процесів, що адекватно відповідає конструктивним і технологічним особливостям нової техніки.

2. Удосконалено математичні моделі гідродинаміки, тепло- і масообміну на перехреснотечійних контактних елементах великої перфорації при десорбції газів, ускладненій спінюванням рідини.

3. Вперше визначено оптимальні технологічні і конструктивні параметри та виконано математичний опис процесу конденсації парогазової суміші при прямому контакті цієї суміші з циркулюючою флегмою, що утворилася в результаті конденсації. Розроблено технологічну схему й установку для реалізації цього процесу, система його регулювання.

4. При спільному аналізі гідродинаміки і тепломасообміну вперше виконано математичний опис процесів термічної обробки порошкових матеріалів у імпульсно-псевдозрідженому шарі при одночасній десорбції газів у вертикальному апараті з зануреною поверхнею теплообміну.

Практичне значення одержаних результатів. Теоретичні розробки, виконані в дисертації, розвивають знання про закономірності гідродинаміки і тепломасообміну в складних системах взаємодії газу з рідиною і газу із сипучим матеріалом, а виконаний в роботі математичний опис досліджуваних процесів дозволив розрахувати, розробити і створити нові ефективні апарати й установки, впроваджені й освоєні на содових виробництвах Лисичанська, Стерлитамака, Красноперекопська й АТ «Сода-Монтві» (Польща).

Особистий внесок автора. У дисертаційній роботі автору належать:

- постановка задачі й основні ідеї з її реалізації;
- участь у теоретичних та експериментальних дослідженнях, обробці й інтерпретації отриманих результатів, у математичному описі досліджуваних процесів;
- конструктивні і технологічні методи інтенсифікації процесів сорбції газів і конденсації парогазових сумішей;
- розробка і впровадження конденсаторів, дистиляційних і карбонізаційних колон.

Апробація результатів дисертації. Основні положення і результати дисертаційної роботи доповідались та обговорювались на таких науково-технічних конференціях та нарадах: Друга Всесоюзна наукова-технічна нарада “Шляхи удосконалення, інтенсифікація і підвищення надійності апаратів в основній хімії”, Суми, 1982 р.; Всесоюзна нарада з теплообмінної апаратури та АПО, Талін, 1984 р.; Другий Мінський міжнародний форум “Тепломасообмін у хіміко-технологічних пристроях”, Мінськ, 1992 р.; Конференція, присвячена 75-річчю НІОХІМ, Харків, 1998 р.

Крім того, результати роботи увійшли до матеріалів на присуджену автору Державну премію України в галузі науки і техніки за 1999 р. “Розробка теоретичних основ і устаткування виробництва кальцинованої соди і створення промислового комплексу Кримський содовий завод”.

Публікації. Основний зміст дисертації відображений у 31 науковій праці, серед них 7 авторських свідоцтв СРСР і 2 патенти України.

Структура і обсяг роботи. Дисертаційна робота складається із вступу, п’яти розділів, висновків та десяти додатків. Повний обсяг дисертації становить 257 сторінок, 50 ілюстрацій по тексту, 8 таблиць по тексту, 10 додатків на 61 сторінці, списку використаних літературних джерел з 135 найменувань на 13 сторінках.

ОСНОВНИЙ ЗМІСТ РОБОТИ

У вступі обґрунтовується тема досліджень, формулюється мета роботи, наводиться її наукова новизна і практична цінність.

У **першому розділі** розглянуті відомі дані щодо теорії і досліджень сорбції газів. Приведено різні моделі механізму переносу речовини як до границі розділу фаз, так і через цю границю. Показано, що, оскільки розглянуті процеси протікають у середовищах, що рухаються, то визначальну роль грає макроскопічний перенос речовини. Роль же молекулярної складової переносу стає помітною лише на границі розділу фаз. Вираз концентраційної рушійної сили як різниці концентрацій поглинаємого компонента в газі c_j і рівноважної концентрації c^* , що відповідає основній масі рідинної фази, є найбільш розповсюдженою передусім тому, що значення c_j відомо, а c^* визначено експериментально для більшості поглиначів. Однак, у досліджуваних нами процесах одночасної сорбції газів (аміаку і диоксиду вуглецю) разом з конденсацією парів води ці відомі вирази не дозволяють виявити досить повний вплив кожного компоненту на кінетику процесу. Тому при визначенні рівноважних тисків з урахуванням одночасної абсорбції цих компонентів дослідники приймають деякі допущення, як, наприклад, застосування для розрахунку рівноважного тиску диоксиду вуглецю, концентрація якого в негидратованому вигляді невелика, закону Генрі.

Якщо рушійна сила процесів тепло- і масопереносу визначається фізико-хімічними властивостями матеріальних потоків, то кінетичні коефіцієнти значною мірою залежать від гідродинамічної обстановки у розглянутих нами апаратах. Однак відомі рівняння, які описують гідродинамічну обстановку, не охоплюють усі параметри, що характеризують її, а це не дозволяє досить повно описати досліджувані процеси, у тому числі сорбції багатоконпонентних газів. Тим більше, що відомі залежності для опису процесів тепло- і масообміну, задовільно описуючи процеси в одних системах, при переході до нових гідродинамічних режимів виявляються непридатними. Тому однієї з основних задач даної роботи була розробка узагальнюючих рівнянь, структура яких залишалася б незмінною в широкому діапазоні параметрів режиму і конструкцій технологічних об'єктів.

У **другому розділі** розглянуто методи досліджень на базі фізичного моделювання, основою якого є рівняння геометричної та фізичної подоби у моделі та модельованому об'єкті. У зв'язку з цим сформульовані основні положення фізичного моделювання при вивченні процесів як на фіксованій поверхні розділу фаз, так і на поверхні контакту фаз, створюваної при їх взаємодії. Показано основні методи вимірювань та обробки експериментальних даних.

Третій розділ – експериментальна частина. У ній визначені необхідні для підвищення ефективності тепло- і масообміну вимоги, а саме:

- високошвидкісний рух взаємодіючих фаз з рівномірним розподілом їх на контактних елементах;
- ефективний і рівномірний відвід (підведення) теплоти з зони реакції;

- виключення чи зниження до мінімуму інкрустування поверхонь теплообміну.

Далі описано процес одночасної абсорбції аміаку і диоксиду вуглецю амонізованим розчином хлориду натрію, який вивчався на однотрубній моделі, що складається з вертикальної труби, вставленої коаксіально до водяної сорочки. Угорі труба входить у камеру, куди подається амонізований розсіл, що, перетікаючи через верхню крайку труби, стікає по її внутрішній поверхні у вигляді плівки і відводиться з нижньої камери, у днище якої встановлений патрубок подачі газу, протитоком рідині.

Обробка дослідних даних дозволила одержати наступне рівняння для коефіцієнта масовіддачі у моль/(Па·с·м²) по аміаку

$$\beta_{gy} = 4,027 \cdot 10^{-8} W^{0,93} \quad (1)$$

де: W - швидкість газу, м/с.

Швидкість газу варіювалася в діапазоні від 2,7 до 10,6 м/с. Хоча в процесі дослідів щільність зрошення змінювалася від $0,3 \cdot 10^{-3}$ до $1,9 \cdot 10^{-3}$ м²/с значимого впливу цього параметра на β_{gy} не було виявлено. Ця обставина є підтвердженням допущення про лімітування швидкості абсорбції аміаку опором газової плівки.

При дослідженні абсорбції диоксиду вуглецю було встановлено, що коефіцієнт масопередачи по цьому компоненту β_{gz} залежить, головним чином, від концентрації вільного, тобто не зв'язаного в вуглеамонійні сполуки, аміаку X_{NH_3} в розчині і від його температури T . Дослідження залежності β_{gz} безпосередньо від X_{NH_3} утруднено через відсутність надійних хіміко-аналітичних методів його визначення. Однак X_{NH_3} можна розрахувати за даними про загальні концентрації аміаку $X_{\Sigma NH_3}$ і диоксиду вуглецю $X_{\Sigma CO_2}$ в розчині: $X_{NH_3} \approx X_{\Sigma NH_3} - 2X_{\Sigma CO_2}$.

Обробка досвідних даних по абсорбції дозволила одержати наступний вираз для визначення β_{gz}

$$\lg \beta_{gz} = 0,578 \lg (X_{\Sigma NH_3} - 2X_{\Sigma CO_2}) - 1150/T - 3,571 \quad (2)$$

Швидкість газу в зазначеному інтервалі і щільність зрошення не робили значимого впливу на швидкість абсорбції CO_2 . Очевидно, цей параметр визначається кінетикою хімічної взаємодії CO_2 з NH_3 .

Вертикальна трубчаста конструкція теплообмінного елемента була використана і для вивчення одного з найбільш складних і енергоємних процесів у виробництві кальцинованої соди – кальцинації гідрокарбонату натрію.

У вступі згадувалося, що використовувані в даний час для кальцинації гідрокарбонату натрію барабанні апарати є металомісткі і складні в експлуатації.

Спроба розробити апарати з нерухомим корпусом і, наприклад, псевдозрідженим шаром оброблюваного матеріалу з зануреним теплообмінником для зазначених процесів наштовхувалися на важко переборні проблеми.

Усунути ці проблеми дозволяє імпульсний принцип псевдозрідження, що у сполученні з визначеними конструктивними прийомами дає можливість створити ефективний апарат для термообробки сипучих матеріалів. Існуючі в літературних джерелах нечисленні дані з теплообміну в пульсуючому шарі дисперсних матеріалів носять суперечливий характер і не можуть бути узагальнені.

Експериментальні дослідження теплообміну при імпульсному псевдозрідженні дисперсних матеріалів виконувалося на дослідній установці, основним елементом якої була скляна колона діаметром 0,15 м, що складається з двох царг загальною висотою 2,0 м. Усередині царг розташовані вертикальні теплообмінники з трьох труб діаметром 0,025 м і довжиною 0,55 м, розділених по висоті перфорованою протитечійною тарілкою. Аналогічна тарілка встановлена під нижнім трубним пучком.

Дослідження теплообміну виконувалися методом локального теплового моделювання.

При імпульсному псевдозрідженні середньоінтегральна швидкість газу в перерахуванні на повний перетин колони варіювалася в межах 0,05-0,35 м/с. Параметри пульсацій змінювалися в наступних інтервалах: частота пульсацій $f=0,5-5,0$ Гц, шпаруватість $\psi = 0,2$ і $0,5$.

Аналіз проведених експериментальних досліджень дозволяють зробити наступні висновки:

1. Характер залежності тепловіддачі від швидкості газу для імпульсного режиму псевдозрідження содопродуктів аналогічний стаціонарному псевдозрідженню: він збільшується до максимуму і при подальшому росту швидкості повільно знижується чи набуває практично постійного значення.

2. Накладення пульсацій на газовий потік впливає на величину коефіцієнта тепловіддачі. При невеликих швидкостях псевдозрідження пульсації газового потоку приводять до збільшення інтенсивності циркуляції часток шару біля теплообмінної поверхні. Найбільш ефективний імпульсний режим формується при шпаруватості 0,2 і частоті 1 Гц (Рис.1-2).

3. У досліджуваному інтервалі частот імпульсного псевдозрідження залежність максимальних значень коефіцієнту тепловіддачі носить немонотонний характер. Оптимум відповідає частоті $\sim 1,0-1,5$ Гц. Аналіз кривих, приведених на рис.2, свідчить, що при збільшенні частоти пульсацій газового потоку понад 1,0-1,5 Гц інтенсивність теплообміну знижується і поступово наближається до рівня, що відповідає режиму стаціонарного псевдозрідження.

У результаті обробки експериментальних даних по теплообміну при стаціонарному псевдозрідженні отримано узагальнене критеріальне рівняння для

Рис. 1

Рис. 2

визначення коефіцієнту тепловіддачі до псевдозрідженого шару соди і содопродуктів

$$Nu = 4,094 Re^{0,433} \left(\frac{\rho_H}{\rho_T} \right)^{0,967} \quad (3)$$

де $Nu = \frac{\alpha \cdot d}{\lambda}$; $Re = \frac{w \cdot d}{\nu}$;

Тут d – еквівалентний діаметр часток матеріалу, м; λ - коефіцієнт теплопроводності газу, Вт/(м·К); ν - кінематичний коефіцієнт в'язкості газу, м²/с; ρ_H – насипна щільність матеріалу, кг/м³; ρ_T – щільність часток матеріалу, кг/м³.

Рівняння (3) справедливо для інтервалу значень критерію $Re = 0,23-1,92$.

Унаслідок того, що залежність коефіцієнта тепловіддачі від параметрів пульсацій є немотонною, експериментальні дані для імпульсного псевдозрідження були розділені на два масиви по частотним діапазонам: 0,5-1 Гц і 1-5 Гц, для кожного з яких отримано узагальнене критеріальне рівняння.

Для першого частотного діапазону воно має вид

$$Nu = 56,4 Re^{0,63} \cdot Str^{0,387} \psi^{-0,046} \left(\frac{\rho_H}{\rho_T} \right)^{0,743} \quad (4)$$

де Str – критерій Струхалія, що враховує пульсаційний характер руху шару, рівний $\frac{df}{w}$.

Рівняння (4) справедливо для інтервалу критерію Рейнольдса 0,23-1,92, шпаруватості 0,2-0,5, критерію Струхалія $1 \cdot 10^{-4} \div 17 \cdot 10^{-4}$.

Для другого частотного діапазону

$$Nu = 2,98 Re^{0,222} \cdot Str^{0,06} \psi^{-0,107} \left(\frac{\rho_H}{\rho_T} \right)^{1,06} \quad (5)$$

Рівняння (5) справедливо для інтервалу критерію Струхалія $2 \cdot 10^{-4} \div 85 \cdot 10^{-4}$.

Експериментальні дослідження підтвердили, що режим імпульсного псевдозрідження забезпечує інтенсифікацію теплообміну в порівнянні зі стаціонарним псевдозрідженням.

Далі описані процеси, що протікають на поверхні контакту, утвореній в результаті взаємодії фаз, тобто на тарілчастих контактних елементах (КЕ). Найбільш прогресивними контактними елементами попереднього покоління, як вказувалося у вступі, є протитечійні плосколистові КЕ великої перфорації. Од-

нак обмежений інтервал стабільного режиму (+10% ÷ -30% від розрахункового) є істотним недоліком їхньої роботи. Так, зниження швидкості парогазової суміші при зменшенні навантаження, більш ніж на 30%, приводить робочий режим протитечійної тарілки до області дощування, при якому зменшується газорідинний контакт і знижується швидкість тепло- і масовіддачі. При підвищенні навантаження вище зазначеного інтервалу робота такої тарілки ускладнюється збільшенням бризковинесення і зв'язаного з ним повздовжнього перемішування.

Ці фактори були враховані при розробці перехреснотечійних КЕ великої перфорації з переливами.

Вивчення гідродинамічних характеристик перехреснотечійних КЕ великої перфорації проводилося на стенді Сумського МНВО ім. Фрунзе. Конструктивними параметрами досліджуваних контактних елементів, що варіювалися, були діаметр отворів перфорації d_o – 0,03 м, 0,06 м і 0,12 м; частка вільного перетину ϕ – 0,12 - 0,13 м²/м²; висота зливного порогу h_c – 0,05 м, 0,20 м, 0,30 м. Типорозміри досліджуваних контактних елементів як сполучення цих трьох конструктивних параметрів були випробувані в широкому діапазоні навантажень по рідині та газу.

На рис.3 наведена схема іспитового стенда. Дослідний циліндричний апарат 1 діаметром \varnothing 1,4 м був встановлений на базовій царзі 2. Усередині апарата розташовувався досліджуваний КЕ (тарілка) 3. Повітря подавалося в царгу 2 турбоповітродувкою 4 за допомогою патрубків 5. Подача рідини здійснювалася з водяного бака 6 за допомогою насосу 7. Величина бризковинесення з тарілки вимірялася уловлювачем 8. Через оглядове скло розмірами 0,6x0,9 м, що було встановлене на циліндричній стінці апарата, візуально визначалися характер структури газорідинного шару, особливості його руху і бризкоутворення.

Рис. 3 Схема дослідного стенду

Залежність гідравлічного опору зрошуваних тарілок від щільності зрошення, швидкості повітря, діаметра отворів перфорації і висоти зливного порогу наведена на рис.4.

Як видно з графіків, гідравлічний опір зростає з підвищенням швидкості повітря і щільності зрошення. Вплив швидкості повітря на ріст гідравлічного опору стає менш помітним при збільшенні висоти зливного порога.

Одним з найбільш важливих гідродинамічних параметрів процесів контактування газового і рідинного потоків є час перебування рідини на тарілці. Статистичною обробкою дослідних даних було отримане рівняння для середнього часу перебування рідини на тарілці

$$\tau = 95 L_F^{-0,419} h_c^{0,25} \quad (6)$$

е L_F – щільність зрошення тарілки, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

Вплив швидкості повітря на τ , як показали дослідження, виявився практично не значимим.

Дані гідродинамічних випробувань також показують, що мінімальна швидкість повітря в отворах перфорації, при якій газорідинний шар ще існує в області безпровального режиму, зростає зі збільшенням висоти зливного порога. Крім того знайдено, що при висоті порогу 0,05 м гранична швид-

Рис. 4

кість була найменшою для отворів перфорації діаметром 0,03 м, а при висоті порогу 0,3 м ця швидкість практично не залежала від щільності зрошення для усіх діаметрів отворів в дослідженому інтервалі.

Встановлено, що для випробуваних типорозмірів тарілок при швидкості повітря 2-3 м/с (що відповідає робочому діапазону колон дистиляції содового виробництва) має місце режим розвинутої вільної турбулентності, тобто режим газорідинного емульгування, що гарантує ефективність тепло- і масообміну.

Обробка експериментальних даних дозволила одержати наступний вираз для гідравлічного опору досліджених перехреснотечійних КЕ з висотою порога 0,05 - 0,3 м

$$\Delta P_{G-L} = 57,53 W^{(1,051-2hc)} L_f^{0,41} d_o^{(0,94hc-0,35)} \exp(5,12hc), \quad (7)$$

а заміри висоти газорідинного шару при дослідженнях дали можливість визначити його залежність від основних параметрів, що характеризують взаємодію фаз

$$H_{G-L} = 0,17 W^{0,643} \exp(1,95d_o + 0,013L_f) h^{-0,117} \quad (8)$$

Значення H_{G-L} виявилось значно більшим за висоту газорідинного шару, отриману іншими дослідниками для режиму пухиркового барботажу, що свідчить про ефективність вивчаемого нами режиму турбулентної піни.

Крім перехреснотечійних КЕ з переливними карманами, у роботі також описані дослідження перехреснотечійних КЕ з продувкою переливних патрубків повітрям. Зміна витрати і, як слід, швидкості повітря, що виходило з сопла, встановленого коаксіально всередині патрубка, дозволяла регулювати гідродинамічну обстановку на тарілці. Знайдена залежність коефіцієнту інжекції від швидкості повітря на виході з сопла, а також отримано рівняння для визначення пропускної спроможності таких переливних пристроїв.

Порівняння основних параметрів, отриманих при гідродинамічних випробуваннях на стенді плосколистових перехреснотечійних КЕ і випробуваних раніше на цьому ж стенді і на промислових об'єктах протитечійних КЕ показує:

- можливість проведення на перехреснотечійних КЕ в умовах підвищених навантажень нормального технологічного режиму;
- відсутність при низьких навантаженнях на перехреснотечійних КЕ режиму дощування, у цих умовах має місце перехід на протитечійний пінний режим чи режим перехресного струму з частковим витіканням рідини через отвори перфорації;
- здатність утримувати на перехреснотечійних КЕ високі газорідинні шари з їх підвищеною турбулізацією та з більшим, ніж на протитечійній тарілці часом перебування фаз у зоні їхнього контакту. У той же час основні переваги протитечійних КЕ великої перфорації в плані простоти конструкції, низької металомісткості, легкості перемонтажу повною мірою відносяться до розглянутих нами перехреснотечійних КЕ.

Вивчення процесу міжфазного масопереносу на перехреснотечійних контактних елементах проводилося за методом адіабатичного випарювання води до потоку повітря. Такий метод широко використовується в тих випадках, коли дифузійний опір зосереджено у газовій фазі, що відноситься і до процесів сорбції газів у содовому виробництві. Повітря після повітродувки 4 (див.рис.4) підігрівалось в нагрівнику до температури, при якій температура рідини на виході з тарілки залишалася рівній температурі на вході.

Обробка експериментальних даних з масопередачі проводилась з урахуванням того, що основним параметром, який характеризує інтенсивність взаємодії фаз і, таким чином, масопереніс у двофазних системах, є величина гідралічного опору ΔP_{G-L} або у комплексному вигляді $\frac{\Delta P_{G-L}}{\rho_L g l}$.

Результати обробки експериментальних даних наведені на рис. 5.

Рис. 5

Для отворів діаметром 0,03 м и 0,06 м експериментальні дані задовільно угруповуються навколо прямої 1, означеної рівнянням

$$Nu_D = 12,86 Pe^{0,5} \left(\frac{\Delta P_{G-L}}{\rho_L g d_0} \right)^{0,85} \left(\frac{h_c}{d_0} \right)^{0,113} \quad (9)$$

де $Nu_D = \frac{\beta_G l}{D_G}$ - дифузійний критерій Нуссельта; $Pe_D = \frac{Wl}{\xi D_G}$ - модифікований дифузійний критерій Пекле; β_G – коефіцієнт масовіддачі для газової фази, м/с; l – визначаючий геометричний параметр, у якості якого для перфорованих тарілок приймається діаметр отворів перфорації d_0 , м; D_G – коефіцієнт дифузії у газовій фазі, м²/с; ξ - доля газу у газорідинній суміші на тарілці.

Для діаметра отворів перфорації 0,12 м получено наступне рівняння (пряма 2 на рис.5)

$$\text{Nu}_D = 48,74\text{Pe}^{0,5} \left(\frac{\Delta P_{G-L}}{\rho_L g d_0} \right)^{0,85} \left(\frac{h_c}{d_0} \right)^{-0,37} \quad (10)$$

Як видно з рівняння (9), із зростанням висоти порогу в досліджуваному інтервалі значення Nu_D зростає, а для діаметру отворів 0,12 м (рівняння (10)) зростання висоти порогу, навпаки, знижує інтенсивність масовіддачі, що може бути пояснено тим, що при вході струму великого діаметру до рідини не забезпечується її достатнє диспергування.

Далі зроблено висновок, що оскільки вивчаємі нами процеси протікають у гідродинамічно подібних системах, ступінь впливу комплексних перемінних повинна зберігатися і для інших систем, в тому числі і для процесів десорбції аміаку і диоксиду вуглецю.

У четвертому розділі приведені теоретичні та експериментальні дослідження процесів тепло- і масообміну у виробничих умовах на дослідно-промислових і промислових апаратах. Останні при цьому були обладнані пристроями для відбору проб, вимірів температури і тиску по висоті апаратів.

Для інтенсифікації процесів абсорбції був розроблений і випробуваний у промислових умовах апарат, що складався з двох секцій з вертикальними трубними пучками, зовнішні поверхні яких зрошувалися водою. Нижня секція апарата працювала як прямотечійна завдяки високошвидкісному руху газу, що ніс плівку рідини по внутрішніх поверхнях труб. Мірою поглинання частини газового потоку швидкість його знижувалася й у наступній по ходу секції, внутрішні поверхні труб у який зрошувалися рідиною, він рухався протитоком цієї рідини.

Дані по масопередачі для протитечійної секції приведені на рис.6. Як видно з графіків, вплив щільності зрошення q_p на коефіцієнт масопередачі з аміаку β_{NH_3} виявився незначимим.

Рис. 6

Результати проведених випробувань дослідно-промислової установки показали досить високу інтенсивність процесів тепло- і масопередачі при прямотечійному і протитечійному русі газу і плівки рідини у вертикальних трубах.

Далі представлені результати досліджень процесу регенерації аміаку і диоксиду вуглецю, що здійснюється шляхом дистиляції фільтрової рідини. Цей процес можна розглядати як тристадійний. На першій стадії в конденсаторі дистиляції відбувається часткове виділення з фільтрової рідини диоксиду вуглецю за рахунок її нагрівання через стінку. На другий – практично повне виділення диоксиду вуглецю при прямому контакті рідини з парогазовою сумішшю в теплообміннику дистиляції. На третій стадії здійснюється десорбція аміаку в дистилері також за рахунок прямого контакту.

Спроби об'єднати перші дві стадії за рахунок збільшення кількості контактних елементів у теплообміннику дистиляції, виключивши конденсатор дистиляції, не привели до позитивного результату. Причиною цього було насамперед те, що при прямому контакті з холодною рідиною, що надходить до теплообмінника, відбувається активна абсорбція аміаку і її розігрів. Крім цього, як буде більш повно показано нижче, має місце бурхливе виділення диоксиду вуглецю, що приводить до сильного піноутворення на верхніх тарілках теплообмінника, бризкоунесення і порушення технологічного режиму.

При цьому однак, варто врахувати, що застосування в конденсаторі дистиляції корозійностійких матеріалів (титанового сплаву) істотно збільшує його вартість, внаслідок чого на деяких содових заводах застосовують конденсатори дистиляції зі скороченою поверхнею теплообміну. Тому великий інтерес представляють дослідження з визначення необхідного ступеня утилізації у конденсаторі дистиляції теплоти парогазової суміші, що надходить з теплообмінника дистиляції, й оптимізація конструктивних параметрів цих двох апаратів.

Наведені дослідження промислових дистиляційних колон дозволили визначити залежність температури парогазової суміші, що виходить з теплообмінника дистиляції, від температури рідини, що виходить з конденсатора.

Відомо, що при температурі рідини нижче 65°C виділення з неї диоксиду вуглецю відбувається недостатньо ефективно, а при температурі нижче 55°C – істотно сповільнюється. Крім того, як показали дослідження, бурхливе піноутворення і навіть «зависання» нагорі теплообмінника настає при масовій концентрації CO_2 у рідині, що надходить, більш 30 кг/м^3 , що відповідає температурі останньої нижче 65°C .

Розрахунок питомої поверхні теплообміну ($\text{м}^2/\text{т соди}$) в конденсаторі дистиляції показує, що її значення починає помітно зростати в інтервалі температур нагрівання рідини $65\text{-}70^{\circ}\text{C}$, особливо після 70°C . Це наочно підтверджує графік (рис.7) зміни питомої поверхні в інтервалі від 55 до 80°C .

Рис. 7

Таким чином, при розробці дистиляційної колони найбільш оптимальним є підігрів фільтрової рідини в конденсаторі дистиляції до $65\text{-}70^{\circ}\text{C}$. При цьому буде витримуватися стабільний гідродинамічний режим у теплообміннику дистиляції, виключається необхідність збільшення кількості КЕ і висоти сепараційної зони в цьому апараті, а також забезпечується компактність конструкції конденсатора дистиляції.

Далі описана розроблена конструкція апарату для конденсації парогазової суміші, яка достатньо повно відповідає основним вимогам підвищення ефективності тепло- і масообміну (див. Розділ 3), а саме:

- високошвидкісний рух обох фаз здійснювався за рахунок створення плівково-тонкошарової форми цього руху;

- рівномірний розподіл рідини, наприклад, по трубах для здійснення плівкового плинуну досягалося за допомогою спеціальних вставок, а високошвидкісний тонкошаровий рух газу в міжтрубному просторі – завдяки щільному (з малим кроком) розташуванню труб;

- конструкція вставок, а також плівково-тонкошаровий високошвидкісний рух виключали чи істотно знижували можливість інкрустування поверхонь теплообміну.

Процес конденсації парогазової суміші $\text{NH}_3 - \text{CO}_2 - \text{H}_2\text{O}$ вивчався на секційній вертикально трубчастій дослідно-промисловій установці, змонтованій на содовому виробництві. При роботі установки як конденсатор дистиляції до неї надходила парогазова суміш із промислового теплообмінника дистиляції, а як холодильник – з конденсатора дистиляції. Фільтрова рідина подавалась на плівкове зрошення внутрішньої поверхні труб, а парогазова суміш рухалась з високою швидкістю тонким шаром у міжтрубному просторі. Відомі як горизонтально трубчасті, так і пластинчасті конденсатори дистиляції, оздоблені складною і громіздкою системою відводу газу, що виділяється при нагріванні фільтрової рідини. У даній установці газ, що виділяється зі стікаючої по внутрішній поверхні труб плівки рідини, надходив до порожнини труб і вільно відводився з апарату.

При проведенні досліджень замірялись витрати парогазової суміші та рідини, їх температури як на вході та виході з апарату, так і по його висоті, тиск по висоті міжтрубного простору, а також виконувались аналізи рідини та конденсату.

На підставі досліджень установки були отримані значення коефіцієнтів тепловіддачі до стікаючої плівки рідини ($\alpha_{\text{пл}}$) з одночасною десорбцією з неї газу. При визначенні $\alpha_{\text{пл}}$ необхідно було насамперед одержати значення її товщини, для чого були обрані й оброблені відомі залежності, що враховують основні параметри, які впливають на її величину. Для досліджуваного в даній роботі інтервалу значень $Re_n = 2500 - 1200$ (турбулентний режим) зазначена залежність має вид

$$\delta_{\text{пл}} = 1,437 \left(\frac{\mu_L \cdot q}{\rho_L \cdot g} \right)^{0,33} \quad (11)$$

де: μ_L – динамічна в'язкість рідини, $\text{н} \cdot \text{с}/\text{м}^2$; q – лінійна щільність зрошення, $\text{м}^2/\text{с}$; ρ_L – щільність рідини, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Утворення газових пазирів і їхнє виділення з плівки рідини впливає на величину $\alpha_{\text{пл}}$: з однієї сторони, прогазованість плівки повинна знижувати коефіцієнт тепловіддачі, а з іншого боку - її турбулізація підвищує його значення.

Для виявлення результуючого впливу цих факторів при опису теплообміну з плівкою рідини, що дегазується при нагріві, до рівняння тепловіддачі для плівкового турбулентного руху усередині труб було введено параметр, що враховує виділення газу – фактор спінювання f_{Γ} , який визначається як обсяг газу (у

м³), що виділився з 1 м³ рідини. На підставі обробки експериментальних даних було одержано наступне рівняння для коефіцієнту тепловіддачі $\alpha_{пл}$

$$Nu_{пл} = 6,3 \cdot 10^{-2} Re_{пл}^{0,35} Pr^{0,33} \exp(0,065 f_{\Gamma}) \quad (12)$$

де $Nu_{пл} = \frac{\alpha_{пл} \delta_{пл}}{\lambda_L}$ - критерій Нуссельта для плівки рідини; $Re_{пл} = \frac{4g\rho_L}{\mu_L}$ - кри-

терій Рейнольда для плівки рідини; $Pr = \frac{C_L \mu_L}{\lambda_L}$ - критерій Прандля для рі-

дини, λ_L – коефіцієнт теплопровідності для рідини, Вт/(м·К); C_L – коефіцієнт масової теплоємності, Дж/(кг·К).

Як слідує з рівняння (12), при зміні f_{Γ} від 0,5÷1,0 у верхній секції до 5,0÷5,5 в нижній, значення коефіцієнту тепловіддачі збільшується ~ в 1,4 рази.

Дослідження процесу конденсації парогазової суміші в міжтрубному просторі щільного пучка труб дослідно-промислової установки велися в інтервалі температур парогазової суміші від 82-90°С до 61-70°С. Оскільки в цьому інтервалі температур теплофізичні параметри парогазової суміші змінюються незначно, то їх впливом на тепловіддачу від парогазової суміші до плівки конденсату можна зневажити.

Тоді значення коефіцієнту тепловіддачі α_{Γ} з урахуванням того, що одночасно з конденсацією пари виникає абсорбція до плівки конденсату аміаку та диоксиду вуглецю з утворенням вуглеамонійних сполук, можливо виразити у залежності від основних параметрів процесу, що змінюється в достатньо широких межах:

- швидкості парогазової суміші W_{Γ} , що характеризує турбулізацію фаз;
- співвідношення масової долі пари X_n у парогазовій суміші та рівноважної із флегмою концентрацією аміаку X'_A , величина якої враховує взаємодією у флегмі поглинутих газових компонентів.

Як для конденсатора, так і холодильника газу експериментальні дані з достатнім ступенем точності були узагальнені рівнянням

$$\alpha_{\Gamma} = 91,9 W^{0,75} \exp \left[0,21 \left(\frac{X_n}{X'_A} \right) \right] \quad (13)$$

Отримані рівняння (12) і (13) дозволяють здійснити розрахунок поверхні теплообміну, а, відповідно, і інших конструктивних параметрів вертикально трубчастого конденсатора для парогазової суміші з плівково-тонкошаровим рухом фаз.

Далі представлена розроблена автором і впроваджена у содовому виробництві установка для конденсації парогазової суміші у безпосередньому контакті з рідиною. Принцип роботи установки полягає у тому, що парогазова су-

міш, що надходить до апарату прямого контакту (АПК), взаємодіє з рідиною на його тарільчастих КЕ, завдяки чому досягається суттєве (приблизно на порядок) підвищення значення кінетичних коефіцієнтів у зрівняні з конденсацією парогазової суміші на фіксованій поверхні. В якості рідини використовується конденсат (флегма), утворений в результаті цього контакту. Він рухається у циклі, надходячи за допомогою насоса у пластинчастий теплообмінник (ПТ), де охолоджується фільтровою рідиною, яка проходить протитоком у суміжних каналах. У свою чергу, фільтрова рідина підігривається і по трубопроводу надходить до сепаратора, де здійснюється розділення рідини і утвореного у результаті її підігріву газу. Охолоджена після ПТ флегма, що надходить до верхнього КЕ, активно поглинає аміак з парогазової суміші, а на нижчерозташованих КЕ цей аміак десорбує з флегми. Таким чином, в АПК має місце аміачний цикл. В роботі описано спосіб зниження величини аміачного циклу шляхом підвищення концентрації аміаку у флегмі, що виходить з апарату, практично до насичення при відповідній температурі. Одержані вирази для визначення кількості аміаку, який рухається у циклі, що дозволило з достатнім ступенем точності виконати математичний опис процесів, що здійснюються у АПК.

Далі показано, що десорбція газів із рідини, особливо на верхніх КЕ теплообмінника дистиляції, суттєво впливає на гідродинаміку цих процесів. Це пояснюється тим, що, незважаючи на невеликі обсяги газу у порівнянні з обсягом парогазової суміші, що проходить крізь перфорацію КЕ, вони збільшують прогазованість рідини, погіршуючи умови зливу і підвищуючи гідравлічний опір тарілок. Вплив прогазованості рідини у роботі враховано введенням до рівняння для гідравлічного опору додаткового члену, що являє собою функцію від фактору вспінювання. При дегазації у теплообміннику дистиляції $F(f_{\Gamma}) = \exp(0,239f_{\Gamma})$, а для дистилера $F(f_{\Gamma}) = \exp(0,04f_{\Gamma})$.

При обробці експериментальних даних по масовіддачі у процесах десорбції диоксиду вуглецю у теплообміннику дистиляції було одержано значення множника у рівнянні (9) $A_1 = 3,4$, а для дистилера (рівняння 10) при десорбції аміаку $A_2 = 31,3$ як для протитечійних, так і перехрестнотечійних (великої перфорації чи колпачкових з переливами) КЕ.

Іншими словами можна сказати, що збільшення ефективності масовіддачі на зрошуваному контактному елементі визначається підвищенням гідравлічного опору газорідинного шару, що знаходиться на КЕ. Однак, оскільки в існуючих на содових заводах теплообмінниках дистиляції і дистилерах більш 90% диоксиду вуглецю й аміаку десорбують на верхніх і середніх КЕ, де рушійна сила процесу досить велика, то в цій частині апаратів можна використовувати протитечійні плосколистові КЕ великої перфорації, що мають низький гідравлічний опір. У нижній же частині цих апаратів, де зміст газових компонентів у рідині істотно знижується і рушійна сила десорбції невелика, необхідно використовувати більш ефективні перехрестнотечійні КЕ.

У третьому розділі були описані дослідження гідродинаміки і теплообміну при імпульсному псевдозрідженні дисперсних матеріалів. Дослідження процесу кальцинації були проведені на дослідно-промисловій установці. Описані конструкція та результати досліджень секційного вертикального трубчастого парового дослідно-промислового кальцинатора (ВПК) з зануреною поверхнею теплообміну та імпульсною подачею зріджуючого газу.

Показано, що використання імпульсного введення газу за рахунок збільшення його швидкості в імпульсі підвищує силу дії газової фази на тверду фазу. Про величину цієї дії можна судити з гідравлічного опору шару, тобто з потенційної енергії газу. Оскільки майже вся енергія газу, що вводиться в апарат, витрачається на турбулізацію шару матеріалу, то зі збільшенням її витрат зростає турбулентність шару матеріалу і до визначеної межі - коефіцієнт тепловіддачі від поверхні, що гріє. Питома витрата енергії на псевдозрідження (Вт/м^3)

$$E = \frac{\Delta P V}{S H_0} \quad (14)$$

де: ΔP – гідравлічний опір шару, Па; V – витрата газу на псевдозрідження, $\text{м}^3/\text{с}$; S – площа поперечного переріза апарата, м^2 ; H_0 – висота шару зрідженого матеріалу, м.

У результаті обробки цих експериментальних даних отримано рівняння для визначення коефіцієнту тепловіддачі від трубчатки до кальцинуємого матеріалу

$$\alpha = 3,49 E^{0,7} \quad (15)$$

Далі на основі обробки даних досліджень роботи ВПК показано, що газ, який виділяється у процесі кальцинації, ослаблює пульсаційну дію зріджуючого газу і, як слідство, знижує інтенсивність теплообміну в зрівнянні з процесом термообробки без газовиділення. Отримані значення коефіцієнтів рівняння виду (4) для процесу кальцинації.

При проведенні експериментальних досліджень ВПК показано можливість використання рециркуляційної моделі для опису процесу перемішування твердої фази в імпульсно-псевдозрідженному шарі, секціонованому перфорованими ґратами. Дана модель є двопараметричною і характеризується числом ячеек ідеального змішування (n) і коефіцієнтом міжячеечної рециркуляції (f_p), що представляє собою відношення рециркуляційного потоку до основного.

На підставі рівняння матеріального балансу по гідрокарбонату натрію для кожної секції кальцинатора з обліком рециркуляційної моделі, кінетичного рівняння для термічної дисоціації NaHCO_3 составлена система рівнянь, яка після перетворень прийняла вигляд

$$\left\{ \begin{array}{l} 1 + f_p(1 - \alpha_2) - (1 + f_p)(1 - \alpha_1) = \frac{3p}{1+p} \tau_{cp} K_1 (1 - \alpha_1)^{2/3} \\ (1 + f_p)(1 - \alpha_1) - (1 + f_p)(1 - \alpha_2) = \frac{3}{1+p} \tau_{cp} K_2 (1 - \alpha_2)^{2/3} \end{array} \right. \quad (16)$$

де α_1 – ступінь перетворення гідрокарбонату натрію у I секції; α_2 – ступінь перетворення у II секції (кінцевий ступінь перетворення у апараті); K_1, K_2 – константа швидкості дисоціації у I і II секціях, c^{-1} ; f_p – коефіцієнт міжячесної рециркуляції; P – коефіцієнт, що враховує співвідношення обсягів I і II секцій; τ_{cp} – середній час перебування матеріалу в апараті, с.

Оскільки ступінь перетворення NaHCO_3 при кальцинації визначено держстандартом на соду кальциновану, то рішенням рівняння (16) може бути отримані значення τ_{cp} та α_1 .

Отримані аналітичні залежності дозволяють визначити ступінь перетворення гідрокарбонату натрію в залежності від кінетичних, конструктивних і гідродинамічних параметрів і можуть бути використані при проектуванні вертикального секціонованого кальцинатора з імпульсно-псевдозрідженим шаром.

У п'ятому розділі на прикладі дистиляційних колон приведені описи розроблених конструкцій апаратів, їхніх досліджень і освоєння в промислових умовах. У процесі освоєння нових апаратів були внесені деякі корегування з урахуванням особливостей содових виробництв, на яких проводилось впровадження.

Впровадження апаратів здійснювалося як у складі колон, так і окремо. Так плівково-тонкошаровий вертикально трубчастий конденсатор дистиляції встановлювався на діючих дистиляційних колонах замість типових кожухотрубчастих чи пластинчастих апаратів (ВАТ “Лисичанська сода”, Стерлитамакське ВАТ “Сода”); установка конденсації парогазової суміші у прямому контакті газу і рідини встановлювалася окремо і комутувалась з діючою дистиляційною колоною (ВАТ “Кримський содовий завод”); теплообмінник і дистиллер монтувалися в колону з окремо діючим конденсатором дистиляції (АТ “Сода-Монтві”).

На першій стадії освоєння апарати оснащувалися пристроями для відбору проб рідини, виміру тисків і температури по їхній висоті. Завдяки цим пристроям досліджувався технологічний режим роботи апаратів у промислових умовах. Такі дослідження дозволяли визначити гідродинамічні характеристики й одержати дані про процеси тепло- і масообміну на різних типах контактних елементів.

На основі досліджень показано, що конструкції десорбційних апаратів (дистилера та теплообмінника дистиляції) з комбінованими (протитечійними у верхній й середній частинах та перехреснотечійними у нижній) контактними

елементами забезпечують можливість вести стабільний технологічний процес без суттєвого збільшення гідравлічного опору навіть при інтенсивному піноутворенні у верхній частині цих апаратів. Визначено допустимий інтервал відхилень від оптимальної питомої витрати пари ($\text{кг}/\text{м}^3$ фільтрової рідини) на дистиляцію. Дослідження нового процесу конденсації парогазової суміші у прямому контакті з рідиною показали його високу ефективність завдяки інтенсивній газорідинній взаємодії на контактних елементах апарату, можливість достатньо просто й надійно регулювати технологічний процес з використанням внутрішнього циклу флегми.

Аналіз роботи (більш 2 років) модернізованих дистиляційних колон на заводі «Сода-Монтві» (Польща), розроблених і впроваджених автором на основі виконаного математичного опису, показав стабільність технологічного режиму в широкому інтервалі навантажень (від 140 до 240 $\text{м}^3/\text{год}$ фільтрової рідини). При цьому втрати аміаку з рідиною дистилера стабільно знаходилися на найнижчому як на заводах СНД, так і закордонних, рівні (0,06-0,07 $\text{кг}/\text{м}^3$), а втрати диоксиду вуглецю з рідиною теплообмінника дистиляції були нижче норми \sim у 2 рази (0,3÷0,5 $\text{кг}/\text{м}^3$ рідини). Також були знижені витрати пари на проведення процесу дистиляції на 0,05÷0,07 Гкал/т соди в порівнянні з витратою пари на дистиляцію для попередніх конструкцій дистиляційних колон на заводі «Сода-Монтві».

ВИСНОВКИ

У дисертації наведено нові вирішення задачі інтенсифікації процесів тепломасообміну при сорбції газів у двофазних системах. Завдяки проведеним випробуванням нових апаратів в дослідних, дослідно-промислових і промислових умовах і виконаним на їхній основі теоретичним і конструктивним розробкам ціль роботи досягнута, а саме:

1. Встановлені нові закономірності і виконано математичний опис процесів сорбції газів і конденсації парогазових сумішей при плівково - тонкошаровому русі фаз на фіксованій поверхні їх розподілу у вертикальних трубчастих апаратах.

2. Удосконалені математичні моделі гідродинаміки, тепло- і масообміну на перехрестнотечійних контактних елементах великої перфорації при десорбції газів, ускладненій спінуванням рідини.

3. Розроблені принципово нова технологічна схема та установка для проведення процесу конденсації парогазової суміші при прямому контакті цієї суміші з циркулюючою флегмою, що утворилася в результаті конденсації. Визначено оптимальні технологічні і конструктивні параметри та виконано математичний опис цього процесу.

4. На основі вивчення гідродинаміки і тепломасообміну виконано математичний опис процесів термічної обробки порошкових матеріалів у імпульсно-псевдозрідженному шарі при одночасній десорбції газів у вертикальному апараті з зануреною поверхнею теплообміну.

5. Проведені на основі виконаного в даній роботі математичного опису процесів сорбції аміаку і диоксида вуглецю розрахунки дозволили розробити та створити нові конструкції апаратів і установок, які були впроваджені автором у виробництвах кальцинованої соди України, Росії та Польщі.

СПИСОК ОПУБЛІКОВАНИХ РОБІТ ПО ТЕМІ ДИСЕРТАЦІЇ

Статті в наукових виданнях

1. Фрумин В.М. Исследование теплопередачи и гидравлического сопротивления в теплообменнике с плотным трубным пучком // Химическое и нефтяное машиностроение. - Москва. - 1980. - № 2 - С.19-20.

2. Фрумин В.М. Тепло- и массообмен в конденсаторе дистилляции содового производства // Химическая промышленность. - Москва.- 1980.- № 6. - С.369-371.

3. Фрумин В.М., Цейтлин М.А., Стефановская Н.Е., Чайка В.П., Турчин В.А. Расчет потери напора и коэффициента теплоотдачи в спиральном канале пленочного конденсатора // Химическая промышленность. - Москва. - 1981. - № 7. - С.427-428.

Автору належить метод проведення досліджень і розрахунку гідравлічного опору спірального каналу.

4. Фрумин В.М., Цейтлин М.А., Стефановская Н.Е. Абсорбция аммиака и двуоксида углерода в пленочном абсорбере (применительно к содовому производству) // Химическая промышленность. - Москва. - 1982. - № 5. - С.304-306.

Автору належить математична постановка задач, методи розрахунку і окремі чисельні результати.

5. Фрумин В.М. Создание конструкции и расчет конденсатора дистилляции содового производства // Труды Государственного научно - исследовательского и проектного института основной химии.-Харьков: НИОХИМ.- 1983.- Т.58.- С.40-44.

6. Фрумин В.М. Исследование эффективности работы пленочно-тонкослойного холодильника для аммонизированного рассола // Химическое и нефтяное машиностроение. - Москва. - 1984. - № 10. - С.29-30.

7. Цейтлин М.А., Фрумин В.М. Расчет процесса одновременной абсорбции аммиака и диоксида углерода в содовом производстве // Химическая промышленность.- Москва. - 1984. - № 7. - С.424-426.

Автору належить постановка задачі та окремі чисельні результати при визначенні кінетичних характеристик процесу.

8.Фрумин В.М., Ицков Ф.Э., Письмен Л.М. Определение скорости движения восходящей пленки жидкости // Труды Государственного научно-исследовательского и проектного института основной химии.- Харьков:НИОХИМ.- 1985.- Т.61.- С.40-43.

Автору належить постановка задачі та визначення напрямку її рішення.

9.Фрумин В.М., Матушкин М.П., Иваньчиков В.Н. Математическое описание сорбции аммиака и диоксида углерода в вертикально трубчатых теплообменных аппаратах // Труды Государственного научно-исследовательского и проектного института основной химии. - Харьков: НИОХИМ. - 1998. - Т.71. - С.69-74.

Автору належить метод розрахунку процесу конденсації парогазової суміші з одночасною абсорбцією аміаку і диоксиду вуглецю.

10.Фрумин В.М., Иваньчиков В.Н. Методика расчета степени утилизации теплоты парогазовой смеси, отходящей из аппаратов дистилляции //Вестник Харьковского государственного политехнического университета. – Харьков: ХГПУ. - 2000. – Вып. 82. – С.5-7.

Автору належить метод визначення оптимального ступеня утилізації теплоти в конденсаторі дистилляції.

11.Фрумин В.М. Гидродинамика противоточных тарелок крупной перфорации в десорберах содового производства // Вестник Харьковского государственного политехнического университета.- Харьков: ХГПУ.- 2000.- Вып.83.- С.44-45.

12.Титов В.М., Фрумин В.М., Шапоров В.П. Исследование процессов разложения хлорида аммония карбонатом кальция // Вестник Харьковского государственного политехнического университета. - Харьков: ХГПУ. - 2000. – Вып.95. - С.142-149.

Автору належить ідея до здійснення процесу розкладання хлориду амонію в апараті колонного типу та отримані дані випробувань дослідної установки.

13.Фрумин В.М., Гут В.М., Бурштейн В.М., Бурин В.Л. Исследование теплообмена в импульсно-псевдооживленном слое дисперсных материалов // Вестник Харьковского государственного политехнического университета. - Харьков: ХГПУ. - 2000. - Вып.117. - С.48-52.

Автору належить метод визначення інтенсивності процесу теплообміну в залежності від параметрів пульсації.

14.Фрумин В.М. Десорбция аммиака в дистиллере содового производства // Вестник Харьковского государственного политехнического университета. - Харьков: ХГПУ. - 2000. - Вып.118. - С.41-42.

15.Фрумин В.М. Теплообмен в пленочном вертикально трубчатом конденсаторе дистилляции // Вестник Харьковского государственного политехнического университета.- Харьков: ХГПУ. - 2000. - Вып.128. - С.130-133.

16.Фрумин В.М., Бурштейн В.М., Бурич В.Л., Гут В.М. Методика расчета степени превращения гидрокарбоната натрия в секционированном кальцинаторе с импульсно-псевдооживленным слоем // Вестник Национального технического университета «ХПИ». - Харьков: НТУ «ХПИ». - 2001. - № 14. - С.259-263.

Автору належить математична постановка задачі визначення ступеня перетворення гідрокарбонату натрію в процесі кальцинації.

17.Фрумин В.М., Пасичниченко Ю.Д. Исследование гидродинамики перекрестноточных контактных элементов // Вестник Национального технического университета «ХПИ». - Харьков: НТУ «ХПИ». - 2001. - № 15. - С.168-171.

Автором на підставі випробувань на дослідному стенді визначені гідродинамічні характеристики перехреснотечійних контактних елементів.

18.Фрумин В.М., Бурич В.Л., Гут В.М., Бурштейн В.М. Методика расчета параметров секционированных теплообменных аппаратов с импульсно-псевдооживленным слоем и погружным теплообменником // Труды Государственного научно-исследовательского и проектного института основной химии. - Харьков: НИОХИМ. - 2001. - Т.72. - С.79-85.

Автору належить метод розрахунку кінетичних характеристик при імпульсному псевдо зрідженні шару порошкових матеріалів.

19.Фрумин В.М., Бурштейн В.М., Иваньчиков В.Н. Гидродинамика контактных элементов крупной перфорации с продувкой переливов // Вопросы химии и химической технологии. - Днепропетровск: УГХТУ. - 2002. - № 1. - С.109-111.

Автору належить теоретичне обґрунтування і математичний опис гідродинаміки контактних елементів із продувкою переливів.

20.Фрумин В.М., Бурштейн В.М. Конденсация парогазовой смеси в пленочнотонкослойном аппарате // Вопросы химии и химической технологии. - Днепропетровск: УГХТУ. - 2002. - № 2. - С. 103-106.

Автору належить теоретичне обґрунтування конструкції і кінетичних характеристик процесу.

21.Фрумин В.М. Технологический режим работы дистилляционной колонны в производстве кальцинированной соды // Вестник Национального технического университета «ХПИ».- Харьков: НТУ «ХПИ».- 2002.- № 3.- С.221-224.

22.Гут В.М., Фрумин В.М., Бурич В.Л., Бурштейн В.М. Термообработка мелкодисперсного сыпучего материала в аппарате с импульсно - псевдооживленным слоем// Вестник Национального технического университета «ХПИ».- Харьков: НТУ «ХПИ».- 2002.- № 6, Т.1.- С. 79-84.

Автору належать методи розрахунку кінетичних характеристик та моделювання процесу термообробки.

Авторські свідоцтва на винаходи

23.А.с. 521002 СССР, МКИ В 01 J 1/00. Карбонизационная колонна / Г.А.Ткач, Э.К.Беляев, И.Д.Зайцев, В.Д.Смоляк, В.М.Фрузин, Н.А.Цейтлин,

Н.С.Старчиков (СРСР) - № 1708599/26. Заявл. 21.10.71. Опубл. 15.07.76. Бюл. № 26.- 4 с.

Автор запропонував конструкцію конусної перегородки між тарілками абсорбційної зони.

24.А.с. 997760 СРСР, МКИ В 01 D53/18. Теплообмінний апарат / В.М.Фрумін, Г.А.Ткач (СРСР) - № 3342133/23-26. Заявл. 22.09.81. Опубл. 23.02.83. Бюл. № 7. - 4 с.

Автор запропонував конструкцію розподільчого пристрою подачі рідини та відводу газу.

25.А.с. 1225592 СРСР, МКИ В 01D 3/32. Карбонизаційна колонна / В.М.Фрумін, Г.А.Ткач, В.М.Задорський, В.В.Звонарев (СРСР) - № 3817122/23-26. Заявл. 27.11.84; Опубл. 23.04.86.- Бюл. № 15.- 3 с.

Автору належить рішення з конструкції теплообмінних елементів.

26.А.с. 1704328 СРСР, МКИ В 01D 53/18. Колонна для теплообміну в системах газ (пар) – жидкість / М.П.Матушкін, В.М.Фрумін, В.Н.Іваньчиков, С.І.Якушко, Г.Н.Ворошилов, Ю.Д.Пасичниченко (СРСР) - № 4246141/26. Заявл. 19.05.87. - 5 с.

Автор запропонував конструкцію додаткових патрубків для введення газу (пари) і виконав їхні розрахунки.

27.А.с. 1553164 СРСР, МКИ В 01 D 1/22. Пленочний конденсатор / М.П.Матушкін, В.М.Фрумін (СРСР) - № 4447620/24-06. Заявл. 23.06.88. Опубл. 30.03.90. Бюл. № 12. - 4 с.

Автору належать конструктивні рішення і розрахунки камери наддуву.

28.А.с. 1721015 СРСР МКИ С 01 D 7/18. Спосіб отримання кальцинованої соди / В.М.Фрумін (СРСР) - № 4728622/26. Заявл. 9.08.89. Опубл. 23.03.92. Бюл. № 11. - 4 с.

29.А.с. 1824376 СРСР, МКИ С 01 D 7/18. Спосіб охолодження CO₂-содержащего газу для карбонізації в содовому виробництві / В.М.Фрумін, В.Н.Іваньчиков, В.В.Львов, В.Т.Колесниченко, В.А.Турчин (СРСР) - № 4826117/26. Заявл. 28.02.90. Опубл. 30.06.93. Бюл. № 24. – 3 с.

Автору належить ідея використання технологічних рідин при охолодженні у прямому контакті газу для карбонізації.

Патенти на винаходи

30.Пат. 27796 Україна, МКІ С ОІ D 7/12. Спосіб кальцинації гідрокарбонату натрію / В.Л.Бурін, В.М.Бурштейн, В.М.Гут, І.Д.Зайцев, В.М.Фрумін (Україна). - № 93040328. Заявл. 04.02.93. Опубл. 16.10.2000. Бюл. № 5. - 2 с.

Автор запропонував разом з Буріним В.Л. подавати на кальцинацію у вертикальний апарат зріджений CO₂ – газ в обсязі 20-40 % від обсягу газу кальцинації.

31.Пат. 45368 Україна, МКІ В 01 D 3/06. Дистиляційна колона фільтрової рідини виробництва соди / В.М.Фрумін, В.І.Молчанов, О.Ф.Зозуля (Україна).- № 97062878. Заявл. 18.06.97. Опубл. 15.04.02. Бюл. № 4. - 2 с.

Автору належать розрахунки відношення вільного перетину до загально-го перетину колони.

АНОТАЦІЇ

Фрумін В.М. Науково-практичні основи інтенсифікації процесів тепломасообміну у виробництві кальцинованої соди. – Рукопис.

Дисертація на здобуття вченого ступеня доктора технічних наук за спеціальністю 05.17.08 – Процеси та обладнання хімічної технології – Національний технічний університет “Харківський політехнічний інститут” Міністерства освіти і науки України, Харків, 2002 р.

В дисертації на підставі виконаних експериментальних і теоретичних досліджень у дослідних, дослідно-промислових та промислових умовах виявлено шляхи інтенсифікації процесів тепломасообміну, виконано математичний опис сорбції газів і конденсації парогазових сумішей у вертикальних трубчастих плівково-тонкошарових апаратах, а також у прямому контакті з рідиною на тарільчастих контактних елементах, десорбції газів із рідини в апаратах з перехрестнотечійними контактними елементами великої перфорації та при термічній обробці порошкових матеріалів у імпульсно-псевдозрідженному шарі у вертикальному апараті з зануреною поверхнею теплообміну. Розроблені та створені нові конструкції тепломасообмінних апаратів інтенсивної дії і технологічні установки. Впровадження нових конструкцій апаратів і технологічних установок дозволило стабілізувати технологічний режим у виробництві кальцинованої соди, збільшити продуктивність карбонізаційних і дистиляційних колон на 25-30%, зменшити витрати теплоти та видаткові коефіцієнти.

Ключові слова: теорія, експеримент, тепломасообмін, абсорбція, дистиляція, псевдозрідження, інтенсифікація, плівково-тонкошаровий апарат, апарат прямого контакту, розрахунок, створення, кальцинована сода.

Фрумин В.М. Научно-практические основы интенсификации процессов тепломассообмена в производстве кальцинированной соды. – 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» Министерства образования и науки Украины, Харьков, 2002 г.

В диссертации рассмотрены методы исследования тепло- и массообмена на базе физического моделирования, сформулированы его основные положения при изучении процессов как на фиксированной поверхности раздела фаз, так и на поверхности, образуемой в результате их взаимодействия. Показаны основные методы измерений и обработки экспериментальных данных. Определены необходимые для повышения эффективности тепло- и массообмена требования,

а именно: высокоскоростное движение взаимодействующих фаз с равномерным распределением их на контактных элементах (КЭ); эффективный и равномерный отвод (подвод) теплоты из зоны реакции; исключение или снижение до минимума инкрустирования поверхности КЭ.

Описаны исследования процесса одновременной абсорбции аммиака и диоксида углерода раствором хлорида натрия и получены значения кинетических коэффициентов с учетом химического взаимодействия этих компонентов в абсорбенте.

На основе анализа существующих конструкций и способов взаимодействия фаз на тарельчатых КЭ крупной перфорации определены пути их совершенствования за счет осуществления перекрестноточного движения газовых и жидкостных потоков. Описан крупномасштабный стенд для исследования указанных процессов в системе воздух-вода, на основании которых получены уравнения для определения гидродинамических характеристик: среднего времени пребывания жидкости на тарелке, величины гидравлического сопротивления и высоты газожидкостного слоя. На основе метода адиабатического испарения в поток воздуха также на этом стенде был изучен процесс межфазного массопереноса и получены зависимости кинетических коэффициентов от основных параметров процесса. Сделан вывод о том, что, поскольку изучаемые процессы протекают в гидродинамически подобных системах, то степень влияния комплексных переменных, входящих в полученные зависимости, должна сохраняться и для процессов десорбции аммиака и диоксида углерода в производстве кальцинированной соды, что и было подтверждено при исследовании опытно-промышленных и промышленных аппаратов.

Представлены результаты исследования процесса регенерации аммиака и диоксида углерода, который осуществляется путем дистилляции фильтровой жидкости. Определены оптимальные степень утилизации в конденсаторе дистилляции теплоты парогазовой смеси, поступающей из теплообменника дистилляции, и соотношение конструктивных параметров этих аппаратов. Разработана и исследована конструкция вертикально трубчатого конденсатора дистилляции с пленочно-тонкослойным движением фаз. Получены зависимости для определения коэффициентов теплоотдачи к пленке стекающей жидкости с учетом десорбции из нее газа, а также от конденсирующейся парогазовой смеси с одновременной абсорбцией в пленку конденсата газовых компонентов. Разработан и исследован принцип и установка для конденсации парогазовой смеси при ее прямом контакте с циркулирующей по наружному и внутреннему контурам флегмой, образующейся в результате конденсации. Определены параметры, характеризующие соотношение этих двух потоков флегмы, и получены зависимости для регулирования указанным процессом.

Разработан и изучен принцип термообработки (кальцинации) дисперсных материалов (гидрокарбоната натрия) в импульсно-псевдооживленном слое при одновременной десорбции газов в секционном вертикальном аппарате с

погруженной поверхностью теплообмена. На основе испытаний опытной и опытно-промышленной установок определены параметры, влияющие на этот процесс, и получены зависимости коэффициентов теплоотдачи к псевдооживленному слою материала от этих параметров.

На основании проведенных исследований разработаны и созданы новые конструкции теплообменных аппаратов интенсивного действия и технологические установки. Внедрение новых конструкций аппаратов и технологических установок позволило стабилизировать технологический режим в производстве кальцинированной соды, повысить производительность карбонизационных и дистилляционных колонн на 25-30%, уменьшить затраты теплоты, снизить расходные коэффициенты.

Ключевые слова: теория, эксперимент, теплообмен, абсорбция, дистилляция, псевдооживление, интенсификация, пленочно-тонкослойный аппарат, аппарат прямого контакта, расчет, создание, кальцинированная сода.

FRUMIN V.M. Scientific and Practical Grounds of Heat and Mass Exchange in Soda Ash Plant. – Manuscript.

Dissertation for Degree of Doctor of Science (Technology), Specialty 05.17.08 – Chemical Engineering Processes and Equipment – National Technical University «Kharkiv Polytechnic Institute» Ministry of Education and Science of Ukraine, Kharkiv, 2002.

On the basis of experimental and theoretical research performed under experimental, pilot and industrial-scale conditions new ways have been revealed to intensify heat and mass exchange processes, mathematical description made of gas sorption and steam and gas mixtures condensation in vertical tubular thin-film units as well as by their direct contact with liquid at plate contact elements, gas desorption from liquid at large-opening cross-flow contact element units and also at thermal treatment of pulverulent materials in pulsed fluidbed in a vertical sectioned unit with submerged heat exchange surface. New designs of intense-action heat and mass exchangers and production plants have been developed. Introduction of new unit designs and production plants permitted to stabilize process conditions in soda ash plant, increase capacities of carbonation and distillation columns by 25-30%, reduce heat consumption, and specific consumption of materials.

Keywords: theory, experiment, heat and mass exchange, absorption, distillation, fluidization, intensification, thin film, direct contact unit, calculation, creation, soda ash.