

ХАРКІВСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

На правах рукопису

Воронін Анатолій Васильович

**Енерго³зберігаюче апаратне оформлення ди-
стиляції аміаку у виробництві соди**

05.17.08 – процеси, машини та апарати хімічних та
нафтопереробних виробництв

Автореферат дисертації на здобуття наукового ступеня кандидата
технічних наук

Харків – 1995

66.0



Дисертацією є рукопис.

Робота виконана у Харківському науково-дослідному інституті основної хімії (НДІОХІМ).

Наукові керівники:

доктор технічних наук, професор
Ткач Григорій Анатольович

доктор технічних наук
Зозуля Олександр Федорович

Офіційні опоненти:

доктор технічних наук,
Перцев Леонід Петрович

кандидат технічних наук, доцент
Кошельник Вадим Михайлович

Провідна організація: Український науково-дослідний інститут хімічного машинобудування (УкрНДІХімМаш), м. Харків.

Захист відбудеться: 23⁰⁰ 11 1995 р. о 11⁰⁰ годині на засіданні спеціалізованої вченої ради К 02.09.09 у Харківському державному політехнічному університеті (310002, м. Харків, МСП, вул. Фрунзе 21).

З дисертацією можна ознайомитися в бібліотеці Харківського державного політехнічного університета.

Автореферат розісланий 16 10 1995 р.

Вчений секретар
спеціалізованої вченої ради

Якименко Г.Я.

ЛНБ ім. В. Стефаника
АН України

Загальна характеристика роботи

Актуальність роботи.

Головним напрямком зниження негативного впливу содового виробництва на навколишнє середовище є його комбінування з виробництвом хлориду кальція. Але такі виробничі комплекси є виключно енергомісткими, що пов'язано з необхідністю випаровувати велику кількість рідини. В той же час, майже половина тепла, використанного у содовому виробництві, втрачається разом з відходом, так званою дистилерною рідиною, викид якої перевищує 10 т на 1 т соди. Втрат тепла додає також те, що під час регенерації аміаку застосовується гострий пар, а це призводить до підвищення об'єму дистилерної рідини майже на 15 відсотків та втрати конденсату. Рекуперация теплоти дистилерної рідини та генерація з неї пару ускладнена тим, що ця рідина швидко створює нашарування гіпсу на теплообмінних поверхнях та блокує процес теплопередачі.

Іншим джерелом втрат енергії є незадовільне використання вапна, випалення якого потребує багато тепла. Це має місце в наслідок того, що за сучасною технологією достатньо повна регенерація аміаку на стадії дистиляції може бути досягнена лише за наявності надлишка гідроксида кальція в дистилерній рідині. Але за цих умов менш активні, ніж гідроксид кальція, складові вапна зовсім не використовуються.

Таким чином, удосконалення апаратурного рішення стадії дистиляції у содовому виробництві з метою використання тепла дистилерної рідини та ступеню використання вапна є нагальною потребою. Ця нагальність лише підкреслюється стрімким зростанням цін на енергетичні ресурси та паливо.

Мета роботи.

Вдосконалення апаратури стадії дистиляції содового виробництва за рахунок вивчення умов піноутворення, бризковиносу та десорбції аміаку під час випаровування дистилерної рідини та застосування цих досліджень для проектування апаратів миттєвого випаровування, а також дослідження умов використання малоактивних складових вапна під час дистиляції та розробки апарату, що реалізує цей процес.

Методи досліджень.

В роботі використовувалися методи фізичного та математичного моделювання досліджуваних процесів. Під час роботи з фізичними моделями, хімічні аналізи виконувалися з застосуванням об'ємних, вагових методів, методу потенціометричного титрування, методу вивчення структури потоків за допомогою зняття кривих відгуку, тощо. Матема-

тичне моделювання виконувалося за допомогою ЕОМ, диференційні рівняння вирішувалися методом прогону.

Наукова новизна.

Вперше вивчена залежність висоти піни та бризковиносущості від напруги парового простору по випареній воді під час самовипаровування дистилерної рідини;

— вивчена десорбція аміаку під час самовипаровування дистилерної рідини;

— досліджена залежність вмісту малоактивних складових від розміру частинок вапняної суспензії;

— вивчена залежність ступеню використання вапна від лужності розчину;

— вивчена кінетика та отримана математична модель взаємодії крупної фракції вапняної суспензії з хлоридом амонію.

Практична цінність.

Розроблена принципова схема стадії дистиляції содового виробництва, яка дає змогу використовувати пар, генерований з фільтрової рідини, замість гострого пару, використовувати тепло дистилерної рідини та підвищити ступінь використання вапна. Схема впроваджена до проекту реконструкції содового виробництва Стерлітамацького АТ "Сода";

— розроблена методика проектування реактора-змішувача для обробки крупної фракції вапняної суспензії дегазованою фільтровою рідиною;

— розроблені наукові основи проектування випаровувачів для використання теплоти дистилерної рідини.

Апробація роботи.

Основні положення та результати дисертаційної роботи доповідались та обговорювались на Міжрегіональній науково-практичній конференції "Регіони в незалежній Україні: пошук стратегії оптимального розвитку", м. Харків, березень 1994 р., на Міжнародній науково-технічній конференції "Проблеми ресурсо- та природозбереження в енергетиці", Україна, м. Харків, 11 – 15 жовтня 1994 р.

Структура та об'єм роботи.

Робота складається з вступу, 5-ти розділів, висновків, списку літератури, який містить 90 назв, та додатків. Дисертація викладена на 170 аркушах та містить 22 малюнки та 10 таблиць.

Основний зміст роботи

У першому розділі наведено аналітичний огляд літератури з питань використання тепла дистилерної рідини та малоактивних складових вапна у процесі дистиляції у содовому виробництві.

Було знайдено, що найбільш досконалим напрямком рекуперації тепла дистилерної рідини є застосування методу її самовипаровування під зниженим тиском з наступною конденсацією пари у так званих апаратах миттєвого випаровування (АМВ). Цей метод дозволяє виключити прямий контакт дистилерної рідини з теплообмінними поверхнями і таким чином підтримувати високу інтенсивність теплообміну досить тривалий термін. У той же час виявилось, що в літературі відсутні дані щодо піноутворення та бризковиносу під час самовипаровування дистилерної рідини, які потрібні для проєктування випаровувачів АМВ. Спроби пристосувати для цієї потреби дані, отримані під час експлуатації АМВ опріснювальних установок, призвели до забруднення конденсатів, що, у свою чергу, виключило використання останніх.

Щодо напрямків підвищення використання вапна на стадії дистиляції, то аналіз літератури показав, що цього можна досягти за рахунок зниження лужності у реакторі-змішувачі, де вапняна суспензія змішується з так званою рідиною ТДС – маточним розчином, що залишився після відділення соди, з якого у теплообміннику дистиляції (ТДС) відігнали діоксид вуглецю. Оскільки повна відгонка аміаку з дистилерної рідини можлива лише при високій лужності, яка забезпечується надлишком вапна, відомі методи використовують змішення в два етапи: на першому – з недостаткою вапна при відносно низькій лужності, на другому – з надлишком вапна. Треба одночасно відмітити, що дані щодо ступеню підвищення використання вапна залежно від лужності та кінетики взаємодії малоактивних складових вапна з розчином хлориду амонія відсутні. Це не дозволяє оптимізувати конструкцію та процес у реакторі-змішувачі. До того ж, у відомих процесах не можна, за наявності у рідині ТДС аміаку та низької концентрації хлориду амонія, істотно знизити лужність суміші.

Другий розділ містить лабораторні дослідження піноутворення, бризковиносу та десорбції аміаку під час самовипаровування дистилерної рідини.

Експерименти виконувалися головним чином з синтетичною дистилерною рідиною, яку готували з заводської рідини ТДС змішенням з приготованою у лабораторії вапняною суспензією. Контрольні досліди виконувалися з заводською рідиною. Експериментальна установка складалась з скляної труби діаметром 70 мм та висотою 900 мм та обслуговуючого обладнання для створення та підтримання вакууму, вприску дистилерної рідини, вимірювання висоти піни, тощо.

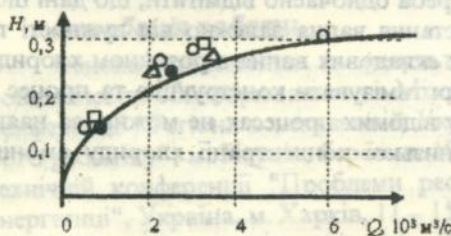
На першому етапі вивчались залежність висоти піни від початкової температури дистилерної рідини, зміни температури під час досліду, концентрації у ній аміаку та хлорид-іону, а також походження рідини (тобто заводу, з якого її взято). Було знайдено, що найбільший вплив на досліджувану величину мають температурні параметри та концентрація аміаку. Вплив інших з досліджених параметрів зневажливо малий. Також з'ясувалось, що замість двох параметрів – початкової температури дистилерної рідини та її зміни у досліді – можна ввести один – об'ємна витрата пара. У графічній формі залежність висоти піни від об'ємної витрати пари надана на мал. 1, а від вмісту аміаку – на мал. 2. Математичною обробкою дослідів з вивченням залежності висоти піни від швидкості газового потоку та вмісту аміаку отримано таку формулу:

$$h_x = a (H_{NH_3})^b + 0,166 w^{0,604} \quad (1)$$

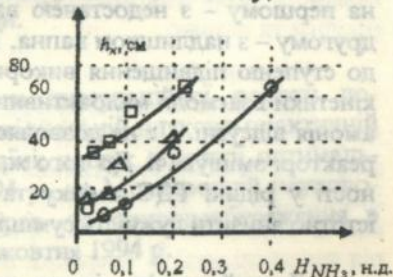
$$\text{де: } a = 10^{-4} (3,682 + 0,036 g_{H_2O}) \quad (2)$$

$$b = 2,058 - 14,7 g_{H_2O} \quad (3)$$

та h_x – висота пінного шару, м; g_{H_2O} – питома витрата пару, тобто об'єм пару у кубічних метрах, який випаровується з 1 кг розчину; H_{NH_3} – концентрація аміаку, н.д. (н.д. – нормальне ділення – прийнята у содовій промисловості одиниця концентрації, яка дорівнює 1/20 еквівалента речовини на 1 л); w – швидкість газового потоку, м/с.



Температура:
 ○ – 102 °C
 △ – 91 °C
 □ – 79 °C
 ● – 71 °C



Зміна температури
 ○ – 5-7 °C
 △ – 13-14 °C
 □ – 22-23 °C

Мал. 1. Залежність висоти піни від витрати пара.

Мал. 2. Залежність висоти піни від вмісту аміаку.

Як відомо, за нормою у дистилерній рідині міститься до 0,1 н.д. аміаку. Під час самовипаровування, аміак частково залишає рідину ра-

зом з парою. Це, у свою чергу, дозволяє підвищити норму по аміаку у вихідній дистилюванні рідині та відповідно знизити витрату пари на дистиляції. Щоб мати можливість кількісно оцінювати це явище, було проведено вивчення процесу десорбції аміаку з дистилюванні рідині під час самовипаровування. Для цього були використані результати першої серії дослідів, під час яких, разом з висотою піни, фіксувалася кількість десорбованого аміаку. Ці дані були математично оброблені, причому в якості основи для цієї обробки було взято рішення диференційного рівняння матеріального балансу десорбції для випадку періодичного процесу, яке має вигляд:

$$x_k = x_n (G_k / G_n)^{k-1} \quad (4)$$

де: G_n та G_k – маси дистилюванні рідини до початку та після дослідів відповідно, кг; x_n та x_k – вміст аміаку у рідині до та після дослідів відповідно, масові долі; k – коефіцієнт Генрі.

Результат обробки отримано у наступному вигляді:

$$q_{NH_3} = 7,569 H_{NH_3} [1 - (1 - 0,00147 \Delta t)^{13,44}] \quad (5)$$

де: q_{NH_3} – питома кількість десорбованого аміаку, кг/кг; H_{NH_3} – концентрація аміаку, н.д.; Δt – зміна температури під час дослідів, °C.

У другій серії дослідів отримані вище результати перевірялись за умов, близьких до тих, що мають місце у промисловому апараті, тобто у неперервному режимі (у першій серії досліджувався періодичний режим).

Було знайдено, що розрахунки висоти піни, зроблені по формулі (1), добре співпадають з експериментальними результатами, отриманими для неперервного режиму. Щодо десорбції аміаку, то суттєво відмінні умови безперервного режиму призвели до потреби користуватись замість формули (5) наступною:

$$q_{NH_3} = 0,106 \Delta t \cdot H_{NH_3} / (0,0198 \Delta t + 1) \quad (6)$$

Додатково, у безперервному режимі було вивчено залежність бризковиносу під час самовипаровування від напруги парового простору по випареній воді. Під останнім ми, як звичайно, розуміли відношення об'єму випареної води до об'єму парового простору. Результати цього вивчення наведено на мал. 3. Результати досліджень, описаних у другому розділі, є основою для проектних розрахунків випаровувачів АМВ.

У третьому розділі наведено результати вивчення реакційної здатності малоактивних складових вапняної суспензії щодо їх реакції з хлоридом амонію.

Як видно з мал. 4, найбільша частина малоактивних складових вапна сконцентрована у частках розміром завбільшки 60 мкм. Частки меншого розміру складаються майже виключно з активного гідроксиду кальцію. Тому, якщо поділити вапняну суспензію на дві фракції – одну з частками більше, а другу – менше 60 мкм, та створити для першої відповідні умови, то можна чекати значного росту ступеню використання вапна.

Конкретна кількість вапна, яка може бути додатково використана у такому процесі, залежить від його походження (точніше, складу) та рівню pH , який вдасться досягти у змішувачі. За нашими дослідями, наприклад, на Стерлітамацькому АТ "Сода", ступінь використання вапна можна підвищити щонайменше на 6%, що відповідає використанню 1/3 малоактивного кальцію, який зараз скидається в накопичувачі.

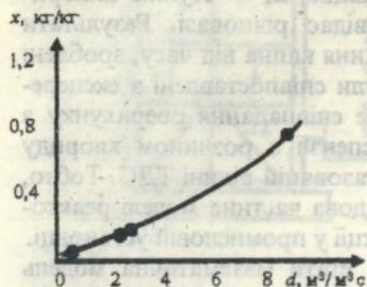
Вже у попередніх дослідях було помічено, що швидкість реакції хлориду амонію з фракцією вапняної суспензії >60 мкм суттєво нижче, ніж з активним оксидом кальцію. Тому кінетика розчинення крупної фракції вапняної суспензії в залежності від рівню pH стала предметом спеціального дослідження. Воно виконувалось на спеціальній автоматизованій установці, яка за допомогою автотитратора підтримувала задане значення pH , а кількість розчиненого вапна реєструвалась самописцем. На мал. 5 наведено отримані у дослідях кінетичні криві при температурі $90^{\circ}C$ (досліди також проводилися при $60^{\circ}C$). Як можна бачити з мал. 5, термін досягнення рівноваги, практично незалежно від рівню pH та температури, становить 20 – 25 хвилин. Кінцевий ступінь використання вапна зростає з зниженням рівню pH та температури. Кінетичні криві мають дві ділянки: першу – майже вертикальну, яка відповідає розчиненню активного оксиду кальція, та другу, з невеликим нахилом, яка відповідає розчиненню малоактивних складових вапна.

Четвертий розділ містить результати математичного моделювання процесу взаємодії дегазованої концентрованої рідини ТДС з фракцією вапняної суспензії >60 мкм у реакторі-змішувачі. Математичне моделювання ґрунтувалось на дослідженні статистики та кінетики цього процесу, які описані у попередньому розділі, та даних щодо структури потоків у реакторі-змішувачі, отриманих на промисловому апараті.

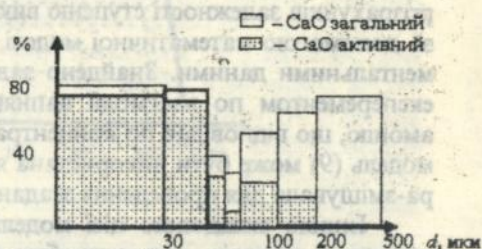
За основу для математичної моделі кінетики було прийняте кінетичне рівняння, яке у диференційній формі має вигляд:

$$dx/d\tau = [K_{n,1} f_1(x) + K_{n,2} f_2(x) \cdot A(1 - x_2)] (10^{-pH_n} - 10^{-pH^*}) \quad (7)$$

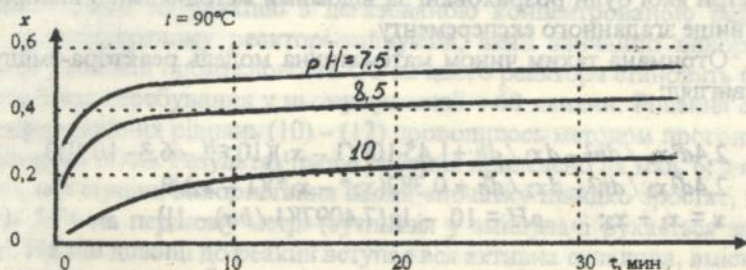
де: $K'_{h,1}$ та $K'_{h,2}$ – кінетичні коефіцієнти реакції активних та малоактивних складових вапна відповідно; $f_1(x)$ та $f_2(x)$ – функції, враховуючі зміну швидкості реакції за рахунок зменшення часток суспензії активної та малоактивної складової вапна відповідно; $A(1-x_2)$ – функція, враховуюча зниження рушійної сили реакції малоактивної складової вапна з ростом ступеню використання останнього; pH_x , pH^* – поточне та у рівновазі pH середовища відповідно; τ – час.



Мал. 3. Залежність брызковини від напруги парового простору.



Мал. 4. Розподіл активного та загального CaO в фракціях вапняної суспензії



Мал. 5. Кінетичні криві розчинення вапна.

Коефіцієнти $K'_{h,1}$ та $K'_{h,2}$ залежать від температури. Ці залежності були знайдені математичною обробкою експериментальних даних та можуть бути обраховані по формулам:

$$K'_{h,1} = \exp(10,037 - 319/T);$$

$$K'_{h,2} (10^{-pH_x} - 10^{-pH^*}) = K_2 = 10^{1,569 - 723/T} \quad (8)$$

де T – температура, К.

Остаточно, модель кінетики досліджуваної реакції в інтегральній формі має вигляд:

$$x = x_1^* \{1 - \exp[(10^{-pH} - 10^{-pH_0}) \cdot \exp(10,0373 - 319/T) \cdot \tau]\} + (x_2^* - x_1^*) (1 - 1/(1 + 10^{1,562 - 723/T})) \quad (9)$$

де: x_1^* – вміст активного оксиду кальцію; x_2^* – ступінь використання малоактивного вапна, що відповідає рівновазі. Результати розрахунків залежності ступеню використання вапна від часу, зроблені за допомогою математичної моделі (9), були співпоставлені з експериментальними даними. Знайдено задовільне співпадання розрахунку з експериментом по взаємодії вапняної суспензії з розчином хлориду амонію, що відповідає по концентрації дегазованій рідині ТДС. Тобто, модель (9) може бути використана як складова частина моделі реактора-змішувача для проведення згаданої реакції у промисловій установці.

Іншою складовою цієї моделі мала стати математична модель структури потоків, для розробки якої були використані результати досліджень на промисловому реакторі-змішувачі Стерлігамецького АТ "Сода". Ці дослідження велися методом зняття кривих відгуку (так званих S -кривих). До входу реактору миттєво подавався визначений об'єм розчину флуорісцину, та спостерігалось, як він виходить з апарату. За основу моделі структури потоків була прийнята дифузійна модель, параметри якої були розраховані за відомими методиками з використанням вище згаданого експерименту.

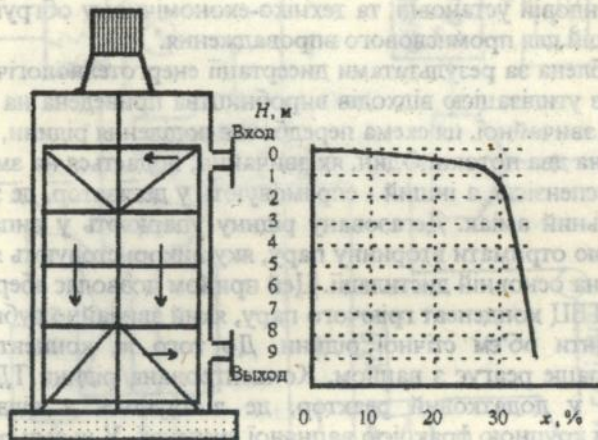
Отримана таким чином математична модель реактора-змішувача має вигляд:

$$2,4d^2x_1 / dh^2 - dx_1 / dh + 1,45 \cdot 10^9 (1 - x_1)(10^{-pH} - 6,3 \cdot 10^{-11})\theta \quad (10)$$

$$2,4d^2x_2 / dh^2 - dx_2 / dh + 0,382(x_2^* - x_1^*)(1 - x_2)^2\theta \quad (11)$$

$$x = x_1 + x_2; \quad pH = 10 - \lg\{7,4097[(1/bx) - 1]\} \quad (12)$$

де: x_1 та x_2 – ступінь використання активної та малоактивної складових вапна відповідно; b – концентрація загального аміаку; h – безрозмірна глибина реактора-змішувача, яка дорівнює відношенню поточної глибини до висоти змішувача H ; θ – середній час перебування суспензії у змішувачі, який підраховується за формулою $\theta = V/Q$, де V – об'єм змішувача, Q – витрата суміші вапняної суспензії та рідини ТДС.



Мал. 6. Ступінь використання вапна по висоті змішувача.

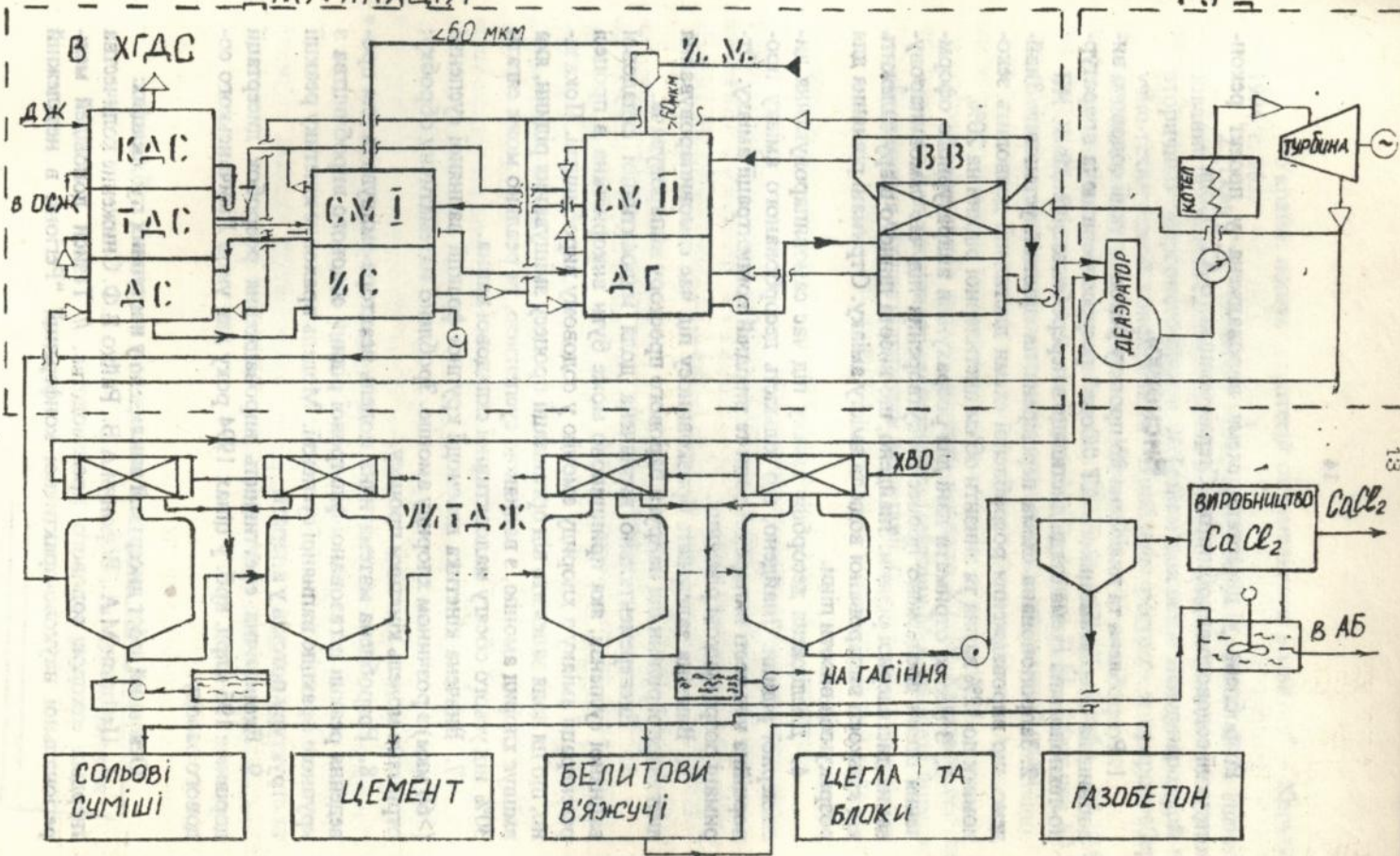
Ця математична модель була використана для оцінки ступеня використання кальцієвої складової фракції вапняної суспензії розміром більше 60 мкм на реакцію з дегазованою концентрованою рідиною ТДС у стандартному реакторі-змішувачі, який звичайно використовується у содовій промисловості. Об'єм цього реактора становить 60 м³, середній час перебування у ньому суспензії – 60 хвилин. Рішення системи диференціальних рівнянь (10) – (12) проводилось методом прогонки за допомогою ЕОМ. Результат цього рішення приведено на мал. 6, з якого видно, що ступінь використання вапна спочатку швидко зростає, досягаючи 25% на першому метрі (суспензія у змішувачі рухається зверху вниз). На цій ділянці до реакції вступає вся активна складова, вміст якої у розрахунках прийнятий 18,5%, та кальцієві сполуки з високим pH гідратації. За час проходження решти 8 м до реакції вступає ще приблизно 10% кальцієвої складової вапна. З мал. 6 можна бачити, що не зважаючи на досить великий час перебування, система ще далека від рівноваги (крива на виході з змішувача ще не вертикальна). Це пояснюється значним продольним перемішуванням у реакторі. Так чи інакше, розрахунок показує, що відділення крупної фракції вапняної суспензії та її обробка дегазованою концентрованою рідиною ТДС у стандартному реакторі-змішувачі дає змогу підвищити ступінь використання вапна у розрахунку на всю потрібну його кількість на 6 – 8%.

П'ятий розділ присвячено перевірці енергосберігаючої схеми дистиляції на стендовій установці, та техніко-економічному обґрунтуванню рекомендацій для промислового впровадження.

Розроблена за результатами дисертації енерготехнологічна схема дистиляції з утилізацією відходів виробництва приведена на мал. 7. На відміну від звичайної, ця схема передбачає поділення рідини, що виходить з ТДС на два потоки. Один, як звичайно, подається на змішення з вапняною суспензією, а інший - спрямовують у дегазатор, де з нього видаляють вільний аміак. Дегазовану рідину упарюють у випарному апараті, з метою отримати вторинну пару, яку використовують як у дегазаторі, так і на основній дистиляції. Цей прийом дозволяє зберегти та повернути на ТВД конденсат гріючої пари, який звичайно губиться, а також зменшити об'єм стічної рідини. До того ж, концентрована рідина ТДС краще реагує з вапном. Концентрована рідина ТДС далі спрямовується у додатковий реактор, де змішується з відділеною гідроциклоном крупною фракцією вапняної суспензії. У цьому реакторі забезпечується великий надлишок зв'язаного аміаку, тобто хлориду амонію, над кальцієвою складовою вапна. Це сприяє використанню малоактивних складових вапна. Суміш з додаткового реактора-змішувача спрямовується у звичайний, де до неї додається перша частина рідини ТДС та м'яка фракція вапняної суспензії. Далі суміш переробляється, як звичайно, у дистилері, а після нього спрямовується на використання теплоти до каскаду апаратів миттєвого випаровування, та далі, у виробництво хлориду кальцію. Тепло дистилерної рідини використовується на ТВД. У виробництві хлориду кальцію з дистилерної рідини відокремлюється тверда складова, яка переробляється, головним чином, на будівельні матеріали.

Найменш вивченою частиною розробленої схеми є дистиляція з дегазацією та частковим концентруванням рідини ТДС. Цей процес було перевірено у дослідях на стендовій установці, збудованій на дослідному заводі НДІОХІМ. Робота проводилась з застосуванням заводських рідин, яких було привезено з Лісичанського содового заводу. Досліди довели, що витрата вапна на дистиляцію за допомогою нової схеми може бути знижена на 12%, а об'єм дистилерної рідини на 20%.

Техніко-економічні розрахунки показали, що за рахунок зниження об'єму дистилерної рідини, витрати вапна та пару на дистиляції та у виробництві хлориду кальцію, використання теплоти дистилерної рідини та повертання конденсату гріючої пари на ТВД може бути зекономлено до 3,75 ГДж теплоти та 30 кг вапна на 1 т соди. Це дає змогу, наприклад, в умовах Лісичанського содового заводу отримати економічний ефект у розмірі 196 млрд. крб. на рік у цінах 1994 року.



ПРИНЦИПОВА ЕНЕРГОТЕХНОЛОГІЧНА СХЕМА ДИСТИЛЯЦІЇ З УТИЛІЗАЦІЄЮ ВІДХОДІВ

Розроблена у дисертації схема впроваджена у проект реконструкції содового виробництва Стерлітамацького АТ "Сода".

Висновки

1. Розроблена та включена до проекту реконструкції содового виробництва Стерлітамацького АТ "Сода" ресурсозберігаюча апаратурно-технологічна схема стадії дистиляції з переробкою відходів.

2. Запропонована схема перевірена на пілотній установці. Знайдено, що впровадження розробленої схеми дистиляції дозволить зекономити до 12% вапна та знизити об'єм дистилерної рідини на 20%.

3. З метою отримати дані для розрахунків апаратурного оформлення схеми досліджено процес піноутворення під час самовипаровування дистилерної рідини. Знайдено, що висота пінного шару залежить від кількості випарованої води та вмісту аміаку. Отримані рівняння для розрахунків висоти піни.

4. Досліджена десорбція аміаку під час самовипаровування дистилерної рідини. Знайдено, що кількість десорбованого аміаку пропорційна кількості випареної води та вихідній концентрації аміаку. Отримані розрахункові рівняння.

5. Вивчена залежність бризковиносу під час самовипаровування дистилерної рідини від напруги парового простору випаровувача.

6. Експериментально визначена доля малоактивної складової вапняної суспензії, яка принципово може бути використана в процесі регенерації аміаку з хлориду амонію у содовому виробництві. Показано, що ця доля залежить від організації процесу змішування рідини, яка вміщує хлорид амонію, з вапняною суспензією, та реально може сягати 30% від усього обсягу малоактивної складової вапна.

7. Вивчена кінетика взаємодії крупної фракції вапняної суспензії (>60 мкм) з розчином хлориду амонію. Зроблено математичну обробку; отримана модель кінетики процесу.

8. Розроблена математична модель реактора-змішувача для проведення реакції дегазованої фільтрової рідини содового виробництва з крупною фракцією вапняної суспензії. Модель враховує кінетику реакції та структуру потоків у апараті.

9. Економічна ефективність впровадження розробок дисертації дорівнює 196 млрд. крб. у цінах 1994 року для умов Лісичанського содового заводу.

Основний зміст дисертації викладено у наступних публікаціях:

1. Цейтлин М.А., Воронин А.В., Райко В.Ф. Снижение количества твердых отходов содового производства. // Тезиси доповідей міжрегіональної науково-практичної конференції "Регіони в незалежній

Україні: пошук стратегій оптимального розвитку" – Харьков, 1994, с. 163.

2. Ткач Г.А., Цейтлин М.А., Воронин А.В., Райко В.Ф. Использование принципа самоиспарения в установках использования теплоты вторичных энергоисточников. // Тезисы докладов международной научно-технической конференции "Проблемы ресурсо- и природосбережения в энергетике" – Харьков, 1994, с. 27.

3. Авторское свидетельство СССР № 1428439. Оpubл. 07.10.88, БИ № 37. Воронин А.В., Бакиров М.С., Автин П.М., Мальцев Ю.И. Смеситель дистилляции производства кальцинированной соды.

Автор щиро дякує доценту кафедри ХТПЕ Харківського державного політехнічного університета Цейтліну М.А. за цінні поради та обговорення під час підготовки дисертації.

Voronin A.V. Energy saving apparatus design for ammonia distillation in soda ash production.

Dissertation is nominated for the scientific degree of candidate of technical sciences in speciality 05.17.08 – processes and apparatus of chemical technology. Kharkov State Polytechnical University. Kharkov, 1995.

Two scientific works and one patent are submitted. They contain experimental researches on foam generation, drop carry and ammonia desorption in the process of distiller suspense self-evaporation in soda ash production, as well as statics and kinetics of the interaction of distilled concentrated filter liquid with the large fraction of lime milk. Calculation equations are obtained for all the processes studied. Mathematical model of the liming chamber to carry out the reaction studied is developed. Based on the dissertation results, an apparatus-technological scheme of filter liquid distillation is developed, which includes waste recycling. The scheme is incorporated in the reconstruction project of Sterlitamak JSC "Soda".

Воронин А. В. Энергосберегающее аппаратное оформление дистилляции аммиака в производстве соды.

Диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук по специальности 05.17.08 – процессы и аппараты химической технологии. Харьковский государственный политехнический университет, Харьков, 1995 г.

Защищается 2 научные работы и 1 авторское свидетельство, которые содержат экспериментальные исследования процессов пенообразования, брызгоуноса и десорбции аммиака при самоиспарении дистиллерной суспензии содового производства, а также статике и кинетике взаимодействия дегазированной концентрированной фильтровой жидкости содового производства с крупной фракцией известковой суспензии. Для всех исследованных процессов получены расчетные уравнения. Разработана математическая модель реактора-смесителя для проведения изученной реакции. По результатам диссертации разработана аппаратно-технологическая схема дистилляции фильтровой жидкости содового производства с утилизацией отходов, включенная в проект реконструкции Стерлитамакского АО "Сода".

Ключові слова: піноутворення, бризковинос, вапняна суспензія, самовипаровування, десорбція аміаку, дистилерна рідина.

Односторонній звіт дисертації опубліковано у наступних публікаціях:

Сидоренко М.І., Воронин А.В., Райко В.Ф. Статистичні дані та кінетика окислення содового виробництва. // Тезиси доповідей міжрегіональної науково-практичної конференції "Регіони в металургії"

Надписано к печати 10.10.45. Формат 60x84/16
Бумаж. типографская. Усл. печ. л. 10
Тираж 100 экз.

Редакционно-издательский отдел
Харьковский государственный политехнический университет
40100, г. Харьков, ул. Ленина, 21

Voronin A.V. Energy saving apparatus design for ammonia distillation in soda ash production.

Dissertation is nominated for the scientific degree of candidate of technical sciences in speciality 05.17.08 - processes and apparatus of chemical technology. Kharkov State Polytechnical University, Kharkov, 1995.

Two scientific works and one patent are submitted. They contain experimental researches on foam generation, drop carry and ammonia desorption in the process of distiller suspension self-evaporation in soda ash production, as well as statics and kinetics of the interaction of distilled concentrated filter liquid with the large fraction of lime milk. Calculation equations are obtained for all the processes studied. Mathematical model of the lining chamber to carry out the reaction studied is developed. Based on the desorption results, an apparatus-technological scheme of filter liquid distillation is developed, which includes waste recycling. The scheme is incorporated in the reconstruction project of Sterlitamak JSC "Soda".

Вороной А. В. Энергосберегающее аппаратное оформление дистилляции аммиака в производстве соды.

Диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук по специальности 05.17.08 - процессы и аппараты химической технологии. Харьковский государственный политехнический университет, Харьков, 1995 г.

Защищены 2 научные работы и 1 авторское свидетельство, которые содержат экспериментальные исследования процессов пенообразования, образования и десорбции аммиака при самоспарении дистиллерной суспензии содового производства, а также статика и кинетика взаимодействия дегазированной концентрированной фильтровой жидкости содового производства с крупной фракцией известковой суспензии. Для всех исследованных процессов получены расчетные уравнения. Разработана математическая модель реактора-смесителя для проведения изотермических реакций. По результатам диссертации разработана аппаратно-технологическая схема "сухой" дистилляции фильтровой жидкости содового производства с рециркуляцией отходов, включенная в проект реконструкции предприятия.

Ключевые слова: пенообразование, брызгоулавливание, суспензия, самоспаривание, рециркуляция отходов, дистилляция раствора.

406086

AB 33.285