

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

Дзевочко Олександр Михайлович

УДК 661.257.1.66.083:661.185

**ДИФУЗІЙНО-КОНТРОЛЬОВАНИЙ ПРОЦЕС ОКИСЛЕННЯ
НИЗЬКОКОНЦЕТРОВАНОГО SO₂ ПІД ТИСКОМ
В АВТОТЕРМІЧНОМУ РЕАКТОРІ**

Спеціальність 05.17.08 – процеси та обладнання хімічної технології

АВТОРЕФЕРАТ

дисертації на здобуття наукового ступеня
кандидата технічних наук

Харків – 2008

Дисертацією є рукопис.

Робота виконана на кафедрі автоматизації хіміко-технологічних систем та екологічного моніторингу Національного технічного університету “Харківський політехнічний інститут” Міністерства освіти і науки України, м. Харків.

Науковий керівник: доктор технічних наук, доцент

Подустов Михайло Олексійович,

Національний технічний університет “Харківський політехнічний інститут” Міністерства освіти і науки України, м. Харків, професор кафедри автоматизації хіміко-технологічних систем та екологічного моніторингу

Офіційні опоненти: доктор технічних наук, професор

Фокін Віталій Сергійович

Національний технічний університет “Харківський політехнічний інститут” Міністерства освіти і науки України, м. Харків, професор кафедри теплотехніки

кандидат технічних наук

Данилов Юрій Борисович

ВАТ «Український науково-дослідний та конструкторський інститут хімічного машинобудування» Міністерства промислової політики України, м. Харків, генеральний директор

Захист дисертації відбудеться 28.02.2008 р. о __14__ годині на засіданні спеціалізованої вченої ради Д 64.050.05 в Національному технічному університеті “Харківський політехнічний інститут” за адресою: 61002, м. Харків, вул. Фрунзе, 21.

З дисертацією можна ознайомитися у бібліотеці Національного технічного університету “Харківський політехнічний інститут” (м. Харків, вул. Фрунзе, 21).

Автореферат розісланий 26.01. 2008 р.

Вчений секретар

спеціалізованої вченої ради Д 64.050.05 _____

Тимченко В.К.

ЗАГАЛЬНА ХАРАКТЕРИСТИКА РОБОТИ.

Актуальність теми. Дифузійно-контрольований процес окислення низькоконцентрованого SO_2 для одержання сульфатуючого агенту є основною стадією у виробництві поверхнево-активних речовин (ПАР). Даний процес у цей час реалізується при початковій концентрації двооксиду сірки 5% об. за атмосферним тиском у 4-х шаровому контактному апараті, при цьому надмірне тепло реакції відводиться у трьох виносних теплообмінниках, хладогентом в яких виступає повітря, що закачується з навколишнього середовища. Таке апаратурно-технологічне оформлення характеризується значною енергоємністю виробництва, а також не дозволяє досягти ступеня перетворення SO_2 вище 95%, що призводить до одержання ПАР низького гатунку, а також необхідності санітарного очищення шкідливих газових викидів.

Ефективність процесу може бути підвищена за умов його проведення під тиском в автотермічному режимі, але даних для розробки процесу окислення низькоконцентрованого SO_2 під тиском при одностадійному контактуванні недостатньо.

Поверхнево-активні речовини широко застосовуються в багатьох галузях народного господарства. Близько 80% їх кількості використовується в складі синтетичних миючих засобів (СМЗ). Серед українських виробників в теперішній час домінують підприємства, які освоїли неповний цикл виробництва СМЗ, а повноцінне виробництво ПАР в Україні – відсутнє.

Таким чином, створення дифузійно-контрольованого процесу окислення низькоконцентрованого SO_2 під тиском для одержання сульфатуючого агенту у виробництві ПАР в реакторі, де реалізується принцип автотермічності є актуальною науково-технічною задачею.

Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами. Дисертаційна робота виконана на кафедрі автоматизації хіміко-технологічних систем та екологічного моніторингу НТУ “ХП” згідно науково-технічних програм МОН України «Математичне моделювання гетерогенних процесів з енергозбереженням як наукова основа екологічно орієнтованих і природоохоронних технологій» (ДР №0102U000971), «Створення науково обґрунтованих моделей фізико-хімічних процесів у перспективних технологіях з енергозбереженням» (ДР №0105U000583), де здобувач був виконавцем етапів робіт.

Мета і задачі дослідження. Метою дисертаційної роботи є розробка технічних рішень створення дифузійно-контрольованого процесу окислення низькоконцентрованого SO_2 під тиском в автотермічному реакторі.

Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити наступні задачі:

- провести розрахунок термодинамічних характеристик процесу окислення низькоконцентрованого SO_2 під тиском;
- експериментально дослідити та встановити основні дифузійно-кінетичні закономірності процесу окислення низькоконцентрованого SO_2 в умовах підвищеного тиску;
- розробити математичну модель автотермічного реактора для окислення низькоконцентрованого SO_2 під тиском для одержання сульфатуючого агенту у виробництві ПАР;
- провести дослідження зі стійкості і параметричної чутливості автотермічного реактора та розробити рекомендації з його проектування;
- розробити енергозаощадну схему контактного відділення виробництва ПАР, що забезпечує утилізацію надмірного тепла процесу окислення низькоконцентрованого SO_2 з рекуперацією затраченої енергії та провести техніко-економічне обґрунтування прийнятих технічних рішень.

Об'єктом дослідження є контактний вузол у виробництві ПАР.

Предметом дослідження є процес окислення низькоконцентрованого SO_2 під тиском в реакторі з нерухомими шарами каталізатору.

Методи дослідження. В дисертаційній роботі при експериментальному дослідженні показників процесу каталітичного окислення SO_2 використовувався проточно-циркуляційний метод. Визначення концентрації двооксиду сірки в газоповітряному потоці здійснювалось газоаналізатором "АГД" електрохімічним методом. Обробка експериментальних даних здійснювалась з використанням методів математичної статистики. З метою визначення оптимальних параметрів і режимів роботи реактора, властивостей та процесів в ньому досліджувалися методом математичного моделювання.

Наукова новизна одержаних результатів полягає в наступному:

- вперше теоретично обґрунтовано та експериментально підтверджено закономірності зміни дифузійних режимів процесу окислення низькоконцентрованого SO_2 під тиском;
- вперше експериментально встановлено та науково обґрунтовано оптимальні значення температури процесу окислення низькоконцентрованого SO_2 під тиском з відводом надмірного реакційного тепла в автотермічному режимі;
- отримала подальший розвиток математична модель процесів в автотермічному реакторі з вбудованим теплообмінником;
- встановлено оптимальне значення тиску за компресором газотурбінної установки, що дозволяє ефективно рекуперувати витрачену енергію.

Практичне значення одержаних результатів в галузі хімічного машинобудування. На основі отриманих в роботі наукових результатів: створено алгоритми і програми розрахунку автотермічного реактора; розроблено конструкцію автотермічного реактора з вбудованим теплообмінником як складову частину енергозаощадної схеми виробництва ПАР потужністю 10 тис.тон ПАР/рік; запропоновано процес окислення низькоконцентрованого SO_2 (5% об.) проводити під тиском $0,6$ МПа в адіабатичному режимі при температурі 727-800 К на першій стадії та в шарі з внутрішнім теплообміном в діапазоні температур 693-733 К на другій стадії з кінцевим ступенем перетворення не менш 99%; одержано рівняння для розрахунку коефіцієнту зовнішньодифузійного опору при окисненні низькоконцентрованого SO_2 під тиском; розроблена енергозаощадна схема контактного відділення виробництва ПАР з використанням газотурбінної установки, що дозволяє рекуперувати затрачену енергію на компримування повітря, а також ефективно утилізувати надмірне реакційне тепло.

Одержані наукові результати впроваджені у НДІОХІМ (м. Харків) для використання при проектуванні контактної вузла виробництва ПАР. Матеріали використовуються кафедрою автоматизації хіміко-технологічних систем та екологічного моніторингу НТУ “ХП” в навчальному процесі при читанні курсів: “Ідентифікація та моделювання технологічних процесів”, “Оптимізація технологічних процесів”, “Технологічні процеси та комплекси” й “Природоохоронні та енергозберігаючі системи”.

Особистий внесок здобувача. Всі основні результати дисертації, що виносяться на захист, одержані здобувачем самостійно, а саме: особиста участь у проведенні експериментальних досліджень, проведення аналізу та інтерпретації одержаних експериментальних даних, виконання ідентифікації та моделювання тепло-масообмінних процесів автотермічного реактора, проведені обчислювальних експериментів на ПЕОМ і встановлення кількісних залежностей ефективності процесів. Розроблені алгоритми та програми розрахунку автотермічного реактора та розроблена енергозаощадна схема контактної вузла виробництва ПАР. Здобувачем особисто проведено наукове обґрунтування одержаних результатів й сформульовані наукові положення, що захищаються в дисертаційній роботі.

Апробація результатів дисертації. Основні положення дисертації доповідалися та обговорювалися на: першій обласній конференції молодих науковців «Тобі Харківщина – пошук молодих» у межах обласного форуму «Освіта, наука, виробництво – шляхи інтеграції», (2002р. м. Харків); міжнародній науково-практичній конференції “Інтегровані технології та енергозбереження”, (АР Крим, 2003р.); на XI та XII міжнародній науково-

практичній конференції «Інформаційні технології: наука, техніка, технологія, освіта, здоров'я» (м. Харків 2003р. та 2004р.).

Публікації. Основні результати дисертаційної роботи опубліковані в 7 наукових працях у провідних фахових виданнях України.

Структура та обсяг дисертації. Дисертаційна робота складається зі вступу, 5 розділів, висновків, списку використаних літературних джерел з 105 найменувань на 10 сторінках, 6 додатків на 40 сторінках. Робота містить 31 рисуноків за текстом, 19 рисуноків на 16 окремих сторінках, 13 таблиць за текстом. Повний її обсяг – 193 сторінок.

ОСНОВНИЙ ЗМІСТ

У **вступі** обґрунтовано актуальність роботи, показано зв'язок роботи з науковими програмами, сформульовані мета і задачі дослідження, їх наукова новизна і практичне значення, наведена загальна характеристика роботи та інформація про апробацію і публікації по темі дисертації.

В **першому розділі** виконано аналіз літературних даних та показано, що рівень забезпеченості ПАР, які широко застосовуються в багатьох галузях народного господарства, складає лише 50% від загальних потреб; виконано аналіз термодинамічних та кінетичних характеристик процесу окислення SO_2 під атмосферним тиском, його існуючого апаратурно-технологічного оформлення, а також факторів, що позитивно впливають на швидкість процесу окислення та численних методів математичного моделювання каталітичних реакторів.

Показано, що в існуючій технологічній схемі процес окислення SO_2 для одержання сульфатуючого агенту здійснюється під атмосферним тиском в апаратах з адіабатичними шарами каталізатору та виносними теплообмінниками, а кінцевий ступінь перетворення SO_2 складає лише 95%. При цьому підтверджено, що при подальшій переробці (сульфатуванні органічної сировини) відбувається часткове розчинення SO_2 , за рахунок чого погіршується якість кінцевого продукту та екологічні показники виробництва ПАР.

Одним з найбільш ефективних способів підвищення кінцевого ступеня перетворення SO_2 та екологічних показників виробництва є проведення процесу окислення низькоконцентрованого SO_2 під тиском. Але у літературі відсутні дані про дифузійно-контрольований процес окислення низькоконцентрованого SO_2 під тиском у автотермічному режимі одностадійного контактування, що вимагає додаткових досліджень.

Аналіз існуючих вітчизняних та закордонних літературних даних показав, що розробка дифузійно-контрольованого процесу окислення низькоконцентрованого SO_2 в автотермічному реакторі для одержання сульфатуючого агенту є науковою-технічною

задачею, рішення якої дозволить створити ресурсо- та енергозощадне контактне відділення виробництва ПАР.

Завершує розділ постановка мети та задач дисертаційної роботи.

В другому розділі представлені результати розрахунків процесу окислення низькоконцентрованого SO_2 під тиском, що визначали умови досягнення високих значень кінцевого ступеня перетворення SO_2 , при яких забезпечується в приземному шарі атмосферного повітря вміст SO_2 на рівні гранично допустимої концентрації (ГДК). Крім того в цьому розділі проведено теоретичний аналіз температурного режиму та його реалізації в реакторі малої одиничної потужності.

Термодинамічні розрахунки рівноважного ступеня перетворення x_p та константи рівноваги K_p проводилися за рівняннями:

$$K_p = f(T), \quad (1)$$

$$x_p = f(K_p, C_{SO_2}^0, C_{O_2}^0, P), \quad (2)$$

де $C_{SO_2}^0, C_{O_2}^0$ – початкова концентрація двооксиду сірки та кисню, відповідно, %; T – температура процесу, К; P – загальний тиск, МПа.

За результатами термодинамічних розрахунків (рис. 1) встановлено, що при початковій концентрації SO_2 в газоповітряному потоці 5% об., тиску 0,6 МПа та температурі 708К може бути досягнутий кінцевий ступінь перетворення SO_2 на рівні 99% (крапка А), забезпечуючи в приземному шарі атмосферного повітря вміст SO_2 на рівні ГДК, що дозволяє виключити з технологічної схеми стадію санітарного очищення газоповітряного потоку від SO_2 .

Рис. 1. Залежність рівноважного ступеня перетворення від температури та тиску.

Тиск, P , МПа: 1-0,1; 2-0,6; 3-1,0.

Далі було проведено теоретичний аналіз температурних режимів реакторів з фільтруючими шарами каталізатору, процес в яких протікає як в адіабатичному, так й в режимі з внутрішнім теплообміном.

Оптимальна температура процесу T_{opt} при будь-якому заданому x може бути визначена за рівнянням

$$T_{opt} = f(T_p, E), \quad (3)$$

де T_p – рівноважна температура, К; E – енергія активації, кДж/(моль·К).

На рис. 2А надана діаграма реалізації оптимального температурного режиму при досягненні кінцевого ступеня переретворення x_k в реакторі з трьома адіабатичними шарами (А-В, С-Д та Е-Ф) з відводом тепла в двох проміжних теплообмінниках (В-С та Д-Е) та реактора з двома шарами каталізатору (рис. 2Б), в якому надмірне тепло реакції, на першому етапі, знімається після шару каталізатора в проміжному теплообміннику (В-С), а на другому – відвід реакційного тепла здійснюється одночасно з протіканням реакції. Як видно, в цьому випадку температура на останній стадії процесу (С-Д, рис. 2Б) максимально наближена до рівноважної температури, що свідчить про більш вигідні умови проведення процесу. Такий температурний режим може бути реалізований за допомогою трубчастого реактора, в якому реакція протікає в трубах з каталізатором з одночасним відводом реакційного тепла з зовнішньої сторони трубок.

Рис. 2. T - x діаграми реакторів.

А – з адіабатичними шарами; Б – комбінований (адіабатичний + з внутрішнім теплообміном).

У зв'язку з цим було розглянуто питання тепловідводу надмірного тепла на останній стадії процесу в автотермічному режимі з застосуванням прямотечії або протитечії.

З літератури відомо, що необхідний відвід тепла змінюється по висоті шару каталізатору, тобто с початку шару каталізатора повинно відводитися тепла на багато разів більше ніж в кінці і це може бути досягнуто при прямоточному охолодженні. Але прямоточне охолодження не дозволяє достатньо знизити температуру в кінці процесу за рахунок чого унеможливується досягнення високого ступеня перетворення.

Було зроблено припущення доцільного використання протитечії, виходячи з того, що основна теплова навантаження знімається в проміжному теплообміннику після першого (адіабатичного) шару каталізатору, додатково це дасть можливість зменшити кінцеву температуру процесу, що необхідно для досягнення високого кінцевого ступеня перетворення.

Отже оцінка ефективності процесів тепловідводу в шарі каталізатору з внутрішнім теплообміном вимагає додаткових досліджень, результати яких надані в 4 розділі.

В третьому розділі представлений опис експериментальної установки, методики та результатів експериментальних досліджень впливу тиску на швидкість окислення низькоконцентрованого SO_2 у різних режимах протікання процесу (змішаному, внутрішньо-дифузійному, кінетичному).

Лабораторна установка являє собою проточно-циркуляційну систему з безградієнтним реактором. Дослідження проводилися з використанням зразків промислового каталізатора СВД (К-Д, К) (5×10 мм) в діапазоні температур 693-843 К та тиску 0,1-

1,0 МПа на газоповітряній суміші що містить 5% об. SO_2 та 16% об. O_2 . Максимальна похибка вимірів не перевищувала 6 %.

Значення швидкості процесу визначалися як експериментально, так і розраховувалися за рівнянням Борескова-Іванова

$$W_{кин} = k \cdot f(x, T), \quad (4)$$

де k - спостережна константа швидкості реакції, $1/(с \cdot Па)$; x – ступінь перетворення, %.

На рис. 3 представлені залежності швидкості процесу $W_{сност}$ від тиску та ступеня перетворення одержані експериментально (крива 2) та показники $W_{кин}$, які розраховані за рівнянням Борескова-Іванова (крива 1).

Рис. 3. Залежність швидкості процесу від тиску та ступеня перетворення при 758 К.

Тиск, Р, МПа: А–0,1; Б–0,6; В–1,0.

1 – за рівнянням Борескова-Іванова; 2 (крапки) – за експериментальними даними;
3 – з урахуванням внутрішньої дифузії; 4– за рівнянням Борескова-Іванова з урахуванням внутрішньої та зовнішньої дифузії.

Як видно, при атмосферному тиску (рис. 3А) експериментальні дані з достатньою точністю описуються рівнянням Борескова-Іванова (різниця складає не більше 6%). Але зі збільшенням тиску (рис. 3Б та 3В) точність апроксимації експериментальних даних рівнянням Борескова-Іванова значно зменшується (особливо на початковій стадії процесу) й при тиску 1.0 МПа складає 30%. Таке неспівпадіння можна пояснити впливом дифузійних факторів на швидкість процесу.

У зв'язку з цим для опису експериментальних даних значення спостережної швидкості процесу $W_{сност}$ було запропоновано рівняння:

$$W_{сност} = (P / P_0)^n \cdot W_{кин}, \quad (5)$$

де n – порядок реакції за загальним тиском. В результаті математичної обробки одержано рівняння для його визначення:

$$n = -2,65 + 0,0073 \cdot T + 0,0055 \cdot x - 5,6 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 - 2,93 \cdot 10^{-5} \cdot x^2. \quad (6)$$

Адекватність рівняння (5) експериментальним даним була проведена та доказана за допомогою критерію Фішера; при 5% рівні значимості розраховані значення критерію менше табличного.

Але недолік такого підходу – неможливість визначення впливу окремих складових дифузійного опору.

Для визначення впливу зовнішньодифузійного та внутрішньодифузійного опорів було запропоновано модифікувати відоме рівняння Борескова-Іванова з урахуванням окремо часток внутрішньо- та зовнішньодифузійних факторів

$$W_{спост} = \eta_1 \cdot \eta_2 \cdot W_{кін}, \quad (7)$$

де η_1 - ступінь використання внутрішньої поверхні каталізатору; η_2 - ступінь використання зовнішньої поверхні каталізатору.

Наступні дослідження були присвячені питанню вивчення внутрішньодифузійного гальмування.

Встановлено, що при проведенні процесу під атмосферним тиском на зернах каталізатору промислового дрібнення вплив лінійної швидкості в діапазоні 0,3-1,0 м/с на швидкість процесу відсутній, тобто відсутнє зовнішньодифузійне гальмування. За умов більш високих тисків (0,5 – 1,0 МПа) зовнішньодифузійне гальмування відсутнє тільки при швидкості більше 1,5 м/с.

Поява та підсилення зовнішньодифузійного гальмування з підвищенням тиску може пояснюватися зменшенням коефіцієнту дифузії, значення якого зворотнопропорційне тиску.

Для кількісної оцінки впливу внутрішньодифузійного опору розраховано ступінь використання поверхні η_1 , значення якого зворотнопропорційне модулю Тиле

$$\psi = \frac{V_3}{S_3} \sqrt{\frac{K' \cdot T \cdot P}{D_{ef} \cdot 273 \cdot P_0}} \quad (8)$$

де K' - константа швидкості реакції в кінетичній області, віднесена до одиниці об'єму каталізатору, $см^3/см^3$; D_{ef} - ефективний коефіцієнт дифузії, $м^2/сек$; P_0, P - атмосферний та тиск в реакторі, МПа.

Швидкість процесу з урахуванням тільки внутрішньодифузійного гальмування (при лінійній швидкості більше 1.5 м/с) була розрахована за рівнянням

$$W_{внутр} = \eta_1 \cdot W_{кін}. \quad (9)$$

На рис. 3 швидкість процесу з урахуванням внутрішньодифузійного гальмування показана кривою 3. Як видно, розрахунок швидкості процесу, в промислових умовах ($V_L=0,5$ м/с), з урахуванням тільки внутрішньодифузійного опору – не є достатньо точним.

Зовнішньодифузійний опір було виявлено як частку зменшення швидкості процесу в змішанному дифузійному режимі як:

$$\eta_2 = W_{спост} / W_{внутр}. \quad (10)$$

В результаті обробки експериментальних даних одержано рівняння, адекватність якого була проведена та доказана за допомогою критерію Фішера

$$\eta_2 = 1 - \exp(-28,2 + 0,0357 \cdot T - 0,04 \cdot x).$$

На рис. 4 показана зворотньопропорційна залежність ступеня використання внутрішньої поверхні каталізатору η_1 від тиску та температури, а на рис. 5 – залежність ступеня використання зовнішньої поверхні каталізатору η_2 , що свідчить про прямопропорційну його залежність від тиску, температури та ступеня перетворення.

Рис. 4. Залежність ступеня використання внутрішньої поверхні каталізатору від тиску та температури.
Температура, К: 1 – 773; 2 – 723.

Рис. 5. Залежність ступеня використання зовнішньої поверхні каталізатору від ступеня перетворення, температури при тиску 0,6МПа.
Температура, К: 1 – 773; 2 – 723.

Показники η_1 та η_2 використовувалися для розрахунку спостережної швидкості процесу за рівнянням (9). Співставлення експериментальних та розрахованих даних $W_{спост}$ за цим рівнянням представлені на рис. 3 (крива 2 та 4 відповідно) показало їх достатній збіг.

Четвертий розділ присвячений математичному моделюванню автотермічного реактора, в якому дифузійно-контрольований процес окислення низькоконцентрованого SO_2 протікає в дві стадії – на першій в адіабатичному режимі, а на другій в автотермічному режимі з внутрішнім теплообміном. Структурна схема автотермічного реактора представлена на рис. 6.

За основу прийнята модель реактора ідеального витиснення, що складається з кінетичного рівняння (12), яке створено з урахуванням дифузійного гальмування, та рівнянь теплового балансу реакційного (13) і охолоджуючого (14) потоків

$$\frac{dx}{dl} = \eta_1 \cdot \eta_2 \cdot W_{кин} / V, \quad (12)$$

$$\frac{dT}{dl} = (\Delta T_{ад} \cdot \eta_1 \cdot \eta_2 \cdot W_{кин} - B(T - T_x)) / V, \quad (13)$$

$$\frac{dT_x}{dl} = -\frac{B}{\beta} \cdot (T - T_x) / V, \quad (14)$$

де T_x - температура охолоджуючого потоку, К; $B = K \cdot S_{yd} / c$ - параметр тепловідвода, c^{-1} ;

K - коефіцієнт теплопередачі, $Вт/(м^2 \cdot К)$; S_{yd} – питома поверхня охолодження

віднесена до обсягу МТП, $м^2 / м^3$; c - об'ємна теплоємність теплоносія, $Дж/(м^3 \cdot К)$;

β - частка газу що йде в МТП, *частка од.*; V - швидкість потоку, *м/с*; ΔT_{ad} – температура адиабатичного розігріву.

Модель може бути реалізована за двох граничних умов: перша гранична умова – початкове значення температури газової суміші T_0 , що подається до МТП (точка 3), повинна відповідати температурі хладагенту T_x (в якості якої використовується газоповітряна суміш після першої стадії), тобто $T_x = T_0$, друга гранична умова – значення температури газового потоку T , що подається на вхід ПШК (точка 4) повинна дорівнювати температурі суміші двох частин: газової суміші – це частини β з температурою T_x , яка виступала в якості хладагенту та температура якої піднялась за рахунок тепла реакції з T_0 до T_x , та частини $1 - \beta$ з температурою T_0 , що відповідає температурі газової суміші байпасного потоку, а отже

$$T = \beta \cdot T_x + (1 - \beta) \cdot T_0. \quad (15)$$

Також задається початковий склад реакційної суміші на вході в ПШК $x = x_0$.

Якщо вся реакційна суміш проходить через МТП, то $x = x_0$, $T_x = T_0$.

Коефіцієнт теплопередачі від трубок з каталізатором до охолоджуючого потоку:

$$K = k_{ТП} / (1 + Bi/4), \quad (16)$$

де Bi – критерій Біо $Bi = \frac{R \cdot k_{ТП}}{\lambda_{ef}}$, R – радіус труби реактора, *м*; λ_{ef} – ефективний

коефіцієнт радіальної теплопровідності в ПШК, $Bm / (m^2 \cdot K)$; $k_{ТП}$ – коефіцієнт теплопередачі між реакційною сумішшю та холодоагентом, $Bm / (m^2 \cdot K)$.

Аналогічним чином одержуємо математичний опис для шару де процес проходить в адиабатичному режимі (рис. 6, АШК) виключивши з математичного опису шару каталізатора з внутрішнім теплообміном рівняння теплообміну (14) та (15).

Рис. 6. Структурна схема автотермічного реактора: АШК – адиабатичний шар каталізатора; ПТО – проміжний теплообмінник; МТП – міжтрубний простір другого шару каталізатора; ПШК – шар каталізатора з внутрішнім теплообміном; ТР – трубчастий реактор; БА, БП – байпасні потоки адиабатичного шару та шару з внутрішнім теплообміном, відповідно; ДС – двооксид сірки на контактування; ТС – триоксид сірки на стадію сульфатування; 1-4 – опорні точки.

Для одержання математичної моделі автотермічного реактора, в цілому, математичний опис контактного апарату доповнюється математичним описом проміжного

теплообмінника ПТО. Система рівнянь теплового та матеріального балансу протипотокового теплообмінника з байпасом, що складається з рівнянь теплового балансу реакційного (17) та охолоджуючого (18) потоків і рівняння зміщення потоків (19) при байпасуванні охолоджуючого потоку:

$$\frac{dT}{dl} = S \cdot K_{TT} \cdot F \cdot (T - T_x) / (V \cdot v \cdot c), \quad (17)$$

$$\frac{dT_x}{dl} = \beta_T \cdot S_x \cdot K_T \cdot F \cdot (T - T_x) / (V_x \cdot v_x \cdot c_x), \quad (18)$$

$$T^{cm} = \beta_T \cdot T_x^{kin} + (1 - \beta_T) \cdot T_x^{noc}, \quad (19)$$

де l – довжина робочої частини теплообмінника, м; T , T_x – температура гарячого та холодного потоків, відповідно, К; V , V_x – об'єми гарячого та холодного газоповітряних потоків, m^3 ; c , c_x – теплоємності, що відповідають V та V_x , Дж/($m^3 \cdot K$); β_T – частка потоку, що проходить через теплообмінник; K_{TT} – коефіцієнт теплопередачі через стінку теплообмінника, $Bm/(m^2 \cdot K)$; v , v_x – швидкість потоків в трубному та міжтрубному просторі, м/с; F – поверхня теплообміну, m^2 ; S , S_x – площа поперекового перетину потоку в трубному та міжтрубному просторі відповідно, m^2 ; *noc*, *kin*, *cm* – індекси, що визначають температури потоків на вході до теплообмінника, на виході з нього і їх суміші.

Для підтвердження припущення, зробленого в другому розділі, про можливість використання протитічного напрямку руху охолоджуючого потоку відносно реакційного були проведені відповідні розрахунки та виконано порівняльний аналіз трубчастих реакторів з протилежним та одноіменним напрямком рухів охолоджуючого та реакційного потоків.

Як видно, (рис. 7 А та Б) ступінь перетворення SO_2 більше 99% досягається за умов як протитечії так і прямиотечії. Але протитечія забезпечує такий ступінь перетворення при більш високій температурі, що обумовлює більшу швидкість процесу. Максимальний ступінь перетворення на кінцевій стадії контактування (рис. 7А) досягається при початковому ступені контактування 50% (крива 2) та початковій температурі реакції 703К.

Рис. 7. Залежність кінцевого ступеня перетворення при противотечії (А) та прямиотечії (Б) в шарі з внутрішнім теплообміном від початкової температури та ступеня перетворення. Початковий ступінь перетворення x , %: 1-40, 2-50, 3-60, 4-70, 5-80.

Проведено визначення температури реакційної суміші на вході в адіабатичний шар каталізатору, при якій з найбільшою швидкістю (τ_{min}) досягається ступінь перетворення 50%. Як видно (рис. 8), така температура дорівнює 727 К. Екстремальний характер

залежності пояснюється тим, що зі збільшенням температури до 720 К зовнішньодифузійне гальмування зменшується. З подальшим збільшенням температури швидкість процесу знижується за рахунок зростання зовнішньодифузійного гальмування.

Рис. 8. Залежність часу контактування від початкової температури процесу при досягненні $x=50\%$.

У п'ятому розділі представлені дані про розробку енергозощадної схеми контактного відділення виробництва ПАР, що забезпечує ефективну утилізацію надмірного реакційного тепла та рекуперацію витраченої енергії.

На рис. 9 надана схема реактора, що складається з двох корпусів: в першому з яких окислення низькоконцентрованого SO_2 під тиском проходить в адіабатичному режимі з наступним охолодженням у вбудованому теплообміннику; в другому корпусі процес реалізується в шарі з внутрішнім теплообміном. В реакторі, в цілому, реалізується автотермічний відвід надмірного тепла реакції.

При такому апаратурному оформленні оптимальна температурна послідовність реалізується у відповідності з розрахованою $T-x$ діаграмою (рис. 10).

В результаті комп'ютерного моделювання були одержані значення основних характеристик автотермічного реактору (табл. 1).

У процесі комп'ютерного моделювання були виявлені параметри, що суттєво впливають на перебіг процесу: відхилення початкової концентрації двооксиду сірки в газоповітряній суміші та відхилення температури газоповітряної суміші на вході в реактор. Були визначені межі чутливості роботи автотермічного реактора. Як видно (рис. 11, А) температура свіжої газової суміші може бути в межах від 541 до 555 К, а початковий вміст двооксиду сірки (рис. 11, Б) може знаходитися в межах 4,8-5,25%, при збереженні ступеня перетворення не нижче 99%.

Рис. 9. Схема двокорпусного комбі-нованого автотермічного реактора.

Рис. 10. $T-x$ діаграма реактора.

Рис. 11. Залежність відхилень ступеня перетворення від початкової температури газоповітряного потоку T_n (А) та початкового вмісту двооксиду сірки C_{SO_2} у газоповітряному потоці (Б).

Наступний етап роботи присвячений розробці енергозощадної схеми контактного відділення виробництва ПАР, складовою частиною якої є вищеописаний автотермічний реактор. При цьому враховувались наступні умови: мінімізація витрат енергії на потреби технології та максимальне використання надмірного реакційного тепла, що виділяється в процесі спалюванні сірки ($1,04 \text{ ГДж}$) та при окислюванні SO_2 ($0,33 \text{ ГДж}$).

Проведено визначення теоретичної потужності компресору, з метою визначення балансу потужностей компресора та турбіни. Одержані дані, що подані на рис. 12, свідчать, що рівновага потужностей компресора (1) та турбіни (2) досягається при тиску за компресором на рівні 1.5 МПа. З урахуванням втрат, для стійкості роботи тиск в пічі спалювання сірки повинен сягати 1.6 МПа.

На основі проведеного аналізу різних технологічних схем з використанням газових та парових турбін, газотурбінних установок та їх комбінацій, запропонована енергозощадна схема з застосуванням газотурбінної установки для компремування повітря та рекупераційної турбіни з генератором (рис. 13), що дозволить не тільки рекуперувати енергію, що витрачена на стискання газової суміші, а й на виробництво електроенергії.

Повітря, що використовується, для спалювання сірки стискається компресором (3) до 1,6 МПа і надходить в сірчану піч (1), в яку насосом подається рідка сірка. В печі утворюється двооксид сірки, а температура газоповітряної суміші при цьому підвищується

Таблиця 1

Основні показники автотермічного реактора при $P = 0,6 \text{ МПа}$, $C_{SO_2} = 5\%$, $C_{O_2} = 16\%$, для виробництва продуктивністю $10 \text{ тис. т/рік } 100\% \text{ ПАР}$

Характеристика	Показник
Кількість контактної маси, m^3	
- I шар (адіабатичний)	0,06
- II шар (з внутрішнім теплообміном)	1,1
Ступінь перетворення, %	
- на виході з I шару каталізатора	50
- на виході з II шару каталізатора	99
Температура газоповітряної суміші, K	
- на вході в I-ий шар каталізатора	727
- після I-го шару	800
- на вході в II-ий шар каталізатора	703
- після II шару	693
Гідралічний опір, $МПа$	
- I шар (адіабатичний)	0,0001
- II шар (з внутрішнім теплообміном)	0,013
- загальний	0,0131

Рис.12. Залежність потужності компресора та газової турбіни від тиску за компресором:
1 – компресор, 2 – турбіна.

Рис. 13. Енергозощадна схема контактного відділення виробництва ПАР:
 1 – піч спалювання сірки; 2 – автотермічний реактор; 3 – компресор; 4 – привідна газова турбіна компресора; 5 – привідна газова турбіна генератора; 6 – генератор; 7,9 – економайзер; 8 – газовий теплообмінник.

до 1153 К. Сірчистий газ, що одержано в результаті зпалювання сірки, надходить до газової турбіни (4), в якій температура зменшується до 883К, а тиск з 1,6 МПа до 0,6 МПа. Після газової турбіни газоповітряний потік послідовно надходить до газового теплообмінника (8) та економайзера (7) де охолоджується до температури 548К і надходить до автотермічного реактора (2). В реакторі газова суміш спочатку надходить до міжтрубного простору проміжного теплообмінника (рис. 10), де за рахунок тепла реакції після першого шару каталізатора підігрівається до температури 727К та надходить до першого шару каталізатора, на якому в адіабатичному режимі проходить процес окислення двооксиду сірки до ступеня перетворення 50%. При цьому його температура зростає до 800К. Далі газ, що прореагував, надходить до трубного простору проміжного теплообмінника, де охолоджується до температури 643К, та надходить до міжтрубного простору другого шару (трубчастого реактора), де виконує роль холодоагенту для підтримування оптимального режиму процесу окислення SO_2 , у результаті чого підігрівається до температури 703К. З цією температурою газ надходить до трубного простору, заповненого каталізатором, де в шарі з внутрішнім теплообміном проходить остаточне окислення SO_2 . Кінцевий ступінь перетворення сягає не менш 99%, а температура газу на виході складає 693К.

Після автотермічного реактора газоповітряна суміш з температурою 693К надходить до газового теплообмінника (8), де догрівається до температури 863К та надходить до привідної газової турбіни (5) генератора (6), де енергія стисненого газу перетворюється у електричну, температура газового потоку знижується до 596 К, а тиск – до 0,12 МПа. Потім газоповітряна суміш охолоджується в економайзері (9) до 333 К та подається на стадію сульфатування виробництва ПАР.

Електрична енергія, яка одержана в результаті утилізації тепла згорання сірки та тепла реакції окислення двооксиду сірки, використовується для потреб даного виробництва: живлення двигунів, насосів та ін.

В результаті прийнятих технічних рішень одержуємо:

- при тиску 1.6 МПа за компресором, газотурбінний привід забезпечує потужність компресора, що виключає необхідність у привідному електродвигуні компресора потужністю 300 кВт;

- силова газова турбіна потужністю 230 кВт може працювати на генератор потужністю 200 кВт;

– два теплообмінника забезпечують гарячою водою загальною тепловою потужністю 350 кВт.

Основні техніко-економічні показники ефективності для існуючої та розробленої енергозощадної схеми контактного відділення виробництва ПАР зведені до табл. 2.

Таблиця 2

Основні техніко-економічні показники ефективності роботи існуючої та розробленої енергозощадної схеми контактного відділення виробництва ПАР: об'ємна витрата, Q – 18144 тис. $\text{м}^3/\text{рік}$, C_{SO_2} -5%, C_{O_2} -16%, продуктивність по 100%-им ПАР – 10 тис. $\text{т}/\text{рік}$.

Найменування показника	Од. вимір.	Варіант схеми	
		існуючий	розробле- ний
Тиск при спалюванні сірки	<i>МПа</i>	0,12	1,6
Тиск в реакторі	<i>МПа</i>	0,11	0,6
Кількість контактної маси	м^3	5	1,16
Кінцевий ступінь перетворення SO_2	%	95	99
Споживання електроенергії	<i>МВт/рік</i>	1,8	1,35
Генерація електроенергії	<i>МВт/рік</i>	—	1,52

Проведений техніко-економічний розрахунок, показав, що реалізація запропонованої схеми продуктивністю 10 тис. т/рік поверхнево-активних речовин забезпечує сумарний економічний ефект біля 399,1 тис. грн. на рік а саме: 322,5 тис. грн. на рік за рахунок зниження енерговитрат виробництва на 100%; 76,6 тис. грн. на рік за рахунок підвищення переробки сірки на 4,0% та зменшення витрати луку на 27% на стадії очистки газових викидів, що в свою чергу суттєво підвищило також і екологічні показники за рахунок зниження викидів двооксиду сірки в атмосферне повітря, що дозволило зменшити виплати за шкідливі викиди в атмосферу на 8,4 тис. грн. на рік.

ВИСНОВКИ

В роботі наведено перспективне рішення науково-практичної задачі, що виражається в розробці обґрунтованих технічних рішень створення дифузійно-контрольованого процесу окислення низькоконцентрованого SO_2 під тиском в автотермічному реакторі.

1. Проаналізовано сучасний стан апаратурно-технологічного оформлення контактного вузла виробництва ПАР та встановлено, що від ступеню перетворення SO_2

залежить якість готового продукту та екологічна безпека виробництва в цілому. Зроблено висновок про можливість підвищення ефективності роботи контактної вузлу за умови проведення процесу окислення низькоконцентрованого SO_2 під тиском в автотермічному режимі.

2. Проведено розрахунок основних термодинамічних характеристик процесу окислення низькоконцентрованого SO_2 для одержання сульфатуючого агента та встановлено, що для досягнення високого гатунку готової продукції, забезпечення вмісту SO_2 в приземному шарі атмосферного повітря на рівні ГДК, ступінь перетворення SO_2 в реакторі повинен бути не менше 99%.

3. Теоретично обґрунтовано та експериментально підтверджено закономірності зміни дифузійних режимів процесу окислення низькоконцентрованого SO_2 під тиском. Одержано рівняння для розрахунку коефіцієнту зовнішньодифузійного опору при окисленні низькоконцентрованого SO_2 під тиском.

4. Експериментально встановлено та науково обґрунтовано оптимальні значення температури дифузійно-контрольованого процесу окислення низькоконцентрованого SO_2 під тиском з відводом надмірного реакційного тепла в автотермічному режимі.

5. Дістала подальший розвиток математична модель процесів в автотермічному реакторі з вбудованим теплообмінником.

6. Створено алгоритм та програма розрахунку автотермічного реактора. Розроблено автотермічний реактор з вбудованим теплообмінником як складову частину енергозаощадної схеми контактної відділення виробництва ПАР потужністю 10 тис.тон ПАР/рік. Проведені дослідження зі стійкості та параметричної чутливості розробленого реактора, згідно яких визначені межі факторів що впливають на перебіг процесу.

7. Запропоновано процес окислення низькоконцентрованого SO_2 (5% об.) проводити під тиском 0,6 МПа в адіабатичному режимі при температурі 727-800 К на першій стадії та в шарі з внутрішнім теплообміном в діапазоні температур 693-733 К на другій стадії з кінцевим ступенем перетворення не менш 99%;

8. Встановлено оптимальне значення тиску (1.6 МПа) за компресором газотурбінної установки, що дозволяє ефективно рекуперувати витрачену енергію.

9. Розроблена енергозаощадна схема контактної відділення виробництва ПАР з сумарним економічним ефектом біля 399,1 тис. грн. на рік за рахунок зниження енерговитрат виробництва на 100%, за рахунок підвищення ступеня переробки сірки на 4,0% та зменшення витрати луку на 27% на стадії очищення газових викидів, та за рахунок зниження викидів двооксиду сірки в атмосферне повітря дозволило зменшити виплати за шкідливі викиди в атмосферу на 8,4 тис. грн. на рік.

10. Результати роботи прийняті НДІОХІМ (м. Харків) для використання при проектуванні енергозощадного контактного вузла виробництва ПАР, та використовуються кафедрою автоматизації хіміко-технологічних систем та екологічного моніторингу НТУ «ХПІ» в навчальному процесі.

СПИСОК ОПУБЛІКОВАНИХ ПРАЦЬ ЗА ТЕМОЮ ДИСЕРТАЦІЇ

1. Дзевочко А.М. Термодинамічні передпосилки створення ресурсозберігаючого технологічного процесу одержання сульфатуючого агенту у виробництві поверхнево-активних речовин // Вісник Національного технічного університету «ХПІ». – Харків: НТУ «ХПІ». – 2002. – №6, Т. 2. – С. 94–99.

2. Подустов М.А., Тошинский В.И., Литвиненко И.И., Дзевочко А.М., Наконечный О.Н. Математическое моделирование контактного узла производства поверхностно-активных веществ // Вісник Національного технічного університету «ХПІ». – Харків: НТУ «ХПІ». – 2003. – №11, Т. 2. – С. 80–85.

Здобувач розвив математичну модель процесу, розробив алгоритм розрахунку, провів узагальнення одержаних результатів.

3. Подустов М.А., Тошинский В.И., Дзевочко А.М. Изучение процесса получения сульфатирующего агента при повышенных давлениях // Вісник Національного технічного університету «ХПІ». – Харків: НТУ «ХПІ». – 2004. – №15. – С. 41–48.

Здобувачем здійснено аналіз експериментальних даних, проведено узагальнення одержаних результатів.

4. Подустов М.А., Тошинский В.И., Литвиненко И.И., Дзевочко А.М., Наконечный О.Н. Ресурсосберегающая и экологически безопасная технология получения сульфатирующего агента в производстве поверхностно-активных веществ // Інтегровані технології та енергозбереження. – Харків. – 2003. – №2. – С. 111–117.

Здобувач запропонував ідею здійснення процесу одержання сульфатуючого агента для підвищення його ресурсо- та енергозощадних показників.

5. Тошинський В.І., Подустов М.О., Дзевочко О.М. Совершенствование процесса получения сульфатирующего агента с целью повышения экологической безопасности // Східно–Європейський журнал передових технологій. – Харків. – 2003. – №6. – С. 59–61.

Здобувачем проаналізовані основні фактори впливу на якісні характеристики процесу.

6. Подустов М.А., Тошинский В.И., Дзевочко А.М. Расчет контактного узла производства поверхностно-активных веществ // Східно–Європейський журнал передових технологій. – Харків. – 2004. – №5. – С. 182–185

Здобувач розробив методику та алгоритм розрахунку, виконав інтерпретацію одержаних даних.

7. Тошинський В.І., Подустов М.О., Дзевочко О.М., Касілов В.Й., Голощанов В.М. Одержання сульфатуючого агента у виробництві поверхнево-активних речовин з енергозбереженням // Екологія та промисловість. – Харків. –2007.–№2. –С. 54–56.

Здобувач провів аналіз процесу одержання сульфатуючого агента як джерела теплової енергії, виконав аналіз існуючих технологічних схем, та запропонував нову енергозощадну схему.

АНОТАЦІЇ

Дзевочко О. М. Дифузійно-контрольований процес окислення низькоконцентрованого SO_2 під тиском в автотермічному реакторі. – Рукопис.

Дисертація на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук за спеціальністю 05.17.08 – процеси та обладнання хімічної технології. – Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», Харків, 2008.

Дисертація присвячена питанням підвищення ефективності роботи контактного вузла у виробництві поверхнево-активних речовин.

Проведено аналіз існуючого апаратурно-технологічного оформлення контактного вузла виробництва ПАР, показано низький ступінь перетворення SO_2 , що призводить до одержання ПАР низького гатунку, та значну енергоємність такого виробництва. Приведені результати досліджень дифузійно-контрольованого процесу окислення низькоконцентрованого SO_2 під тиском для одержання сульфатуючого агента у виробництві ПАР з використанням проточно-циркуляційної установки з безградієнтним реактором. Визначено вплив зовнішньодифузійного опору на процес окислення низькоконцентрованого SO_2 під тиском та одержано рівняння для його розрахунку. Розроблена математична модель та створено алгоритм і програму розрахунку автотермічного реактора, в якому процес окислення SO_2 проводиться у дві стадії – адіабатичній та з внутрішнім теплообміном. Встановлено оптимальний температурний режим процесу

Розроблена енергозощадна схема контактної відділення виробництва ПАР з використанням газотурбінної установки.

Очікуваний сумарний економічний ефект від впровадження результатів роботи складає 399,1 тис. грн. в рік.

Ключові слова: теплообмін, дифузія, процес окислення SO_2 , оптимальний температурний режим, автотермічний реактор, контактний вузол.

Дзевочко А. М. Диффузионно-контролируемый процесс окисления низкоконцентрированного SO_2 под давлением в автотермическом реакторе. – Рукопись.

Диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук по специальности 05.17.08 – процессы и аппараты химической технологии. – Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», Харьков, 2008.

Диссертация посвящена вопросам повышения эффективности работы контактного узла в производстве поверхностно-активных веществ.

Проведен анализ существующего аппаратурно-технологического оформления контактного узла производства ПАВ, показана недостаточно высокая степень превращения SO_2 (95%), что приводит к получению ПАВ низкого качества, а также к значительной энергоемкости производства.

Приведены результаты исследований диффузионно-контролируемого процесса окисления низкоконцентрированного SO_2 под давлением для получения сульфатирующего агента в производстве ПАВ с использованием проточно-циркуляционной установки с безградиентным реактором. Определено влияние внутренне- и внешнедиффузионного сопротивления на процесс окисления низкоконцентрированного SO_2 под давлением. Впервые теоретически обоснованы и экспериментально подтверждены закономерности изменения диффузионных режимов процесса окисления низкоконцентрированного SO_2 под давлением. Получено критериальное уравнение зависимости внешнедиффузионного сопротивления от температуры, степени превращения и давления. Впервые экспериментально установлены и научно обоснованы оптимальные значения температуры процесса окисления низкоконцентрированного SO_2 под давлением с отводом тепла в автотермическом режиме.

Разработана математическая модель автотермического реактора для получения сульфатирующего агента в производстве ПАВ, которая описывает процесс окисления диоксида серы с учетом диффузионных факторов. Методом математического моделирования установлен оптимальный температурный режим процесса и способ его реализации в реакторе, что обеспечивает достижение наибольшей степени превращения диоксида серы при одностадийном контактировании. На основании результатов математического моделирования предложена конструкция автотермического комбинированного двухслойного реактора со встроенным теплообменником, в котором процесс окисления SO_2 проводится в две стадии – в адиабатическом слое и в слое с внутренним теплообменом.

Создан алгоритм и программа расчета автотермического реактора. Разработан автотермический реактор со встроенным теплообменником, проведены исследования его устойчивости и параметрической чувствительности.

Разработана энергосберегающая схема контактного отделения производства ПАВ с использованием газотурбинной установки для компремирования воздуха и рекуперативной турбины с генератором, что снижает затраты на электроэнергию на 100%; использование экономайзеров для эффективной утилизации избыточного тепла данного производства позволяет получить дополнительную тепловую мощность 350 кВт в виде горячей воды или пара. Установлено оптимальное значение давления (1.6 МПа) за компрессором газотурбинной установки, которое позволяет эффективно рекуперировать затраченную энергию.

Результаты работы приняты НИОХИМ (г. Харьков) для использования при проектировании контактного узла производства ПАВ, а также используются кафедрой автоматизации химико-технологических систем и экологического мониторинга НТУ «ХПИ» в учебном процессе.

Ожидаемый суммарный экономический эффект составит 399,1 тис. грн. в год за счет снижения энергозатрат производства на 100%, за счет увеличения переработки серы на 4,0% и уменьшения расхода щелочи за счет исключения из схемы стадии санитарной очистки газовых выбросов на 27%, что привело к существенному повышению экологических показателей производства.

Ключевые слова: теплообмен, диффузия, процесс окисления SO_2 , оптимальный температурный режим, автотермический реактор, контактный узел.

Dzevochko O.M. The diffusive-controlled oxidization process of SO_2 low concentration under pressure in autothermal reactor. – Manuscript.

The dissertation on competition of scientific degree of candidate of technical sciences on a speciality 05.17.08 – processes and equipments of chemical technology. National Technical University «Kharkov Polytechnical Institute», Kharkiv, 2008.

The dissertation is devoted to the questions of work efficiency increase the contact knot in surface-active agent (SAA) production.

The analysis of existent apparatus-technological registration of contact knot of SAA production is conducted, rotined the low degree of transformation, that results in the surface-active agent receipt from sulfur dioxide of low quality, and considerable power-hungryness of such production. Resulted researches results of the diffusive-controlled process of oxidization of low concentration SO_2 force-feed for the receipt of surfactant in SAA production with the use of the

running-circulation unit with a nongradient reactor. Certainly influence of outdiffusion resistance on the process of oxidization of low concentration SO_2 force-feed and equalization is got for his calculation.

Developed mathematical model and algorithm program is created of autothermal reactor calculation, in which the process of oxidization SO_2 is conducted in two stages – adiabatic and with an internal heat exchange. The optimum temperature condition of process is set.

The energysaving contact area of SAA production with the use of the gas-turbine setting.

The expected total economic effect from introduction of introduction results makes 399,1 thousands grn in a year.

Key words: heat exchange, diffusion, oxidization process of SO_2 , optimum temperature condition, autothermal reactor, contact vehicle.