

І. Л. Бошкова<sup>1</sup>  
Е. І. Альтман<sup>1</sup>  
І. І. Мукмінов<sup>2</sup>

## ЕФЕКТИВНІСТЬ ВИКОРИСТАННЯ ЗАНУРЕНОГО ТЕПЛООБМІННИКА В СІРЧАНОКИСЛОТНОМУ ХІМІЧНОМУ РЕАКТОРІ З НЕРУХОМИМ ШАРОМ КАТАЛІЗАТОРА

<sup>1</sup>Одеська національна академія харчових технологій

<sup>2</sup>Одеський національний політехнічний університет

*Розглядається питання доцільності заміни теплообмінного устаткування в сірчанокиислому хімічному реакторі з нерухомим шаром каталізатора. Запропонована схема установки теплообмінника, що принципово відрізняється від традиційної: на відміну від виносних теплообмінників, що нині застосовуються, тепловівідні поверхні встановлюються безпосередньо в шар каталізатора. На основі математичних моделей теплоперенесення в нерухомому шарі з зануреними поверхнями, що продувається, за наявності внутрішніх джерел теплоти виконані розрахунки температурних полів в шарі, визначена необхідна площа охолоджуючих поверхонь та закон її зміни, залежно від висоти шару. В якості вихідних прийняті режимні параметри, за яких працює промисловий сірчанокислий реактор з нерухомим шаром і охолодженням реакційної суміші у виносних теплообмінниках. Визначено, що зміна питомої площі поверхні тепловіводу відповідає зміні ступеню перевертіння і тепловиділення. Визначена відстань від входу в реактор, за якої відсутня необхідність в тепловідведенні. Відзначається, що збільшення діаметра труб призводить до незначного зростання питомої та загальної площі поверхні пучка у зв'язку зі зменшенням коефіцієнтів тепловіддачі компонентів шару. На основі аналізу розрахункових даних зроблено висновок, згідно з яким використання зануреного теплообмінника дозволяє здійснювати реакцію окислення в одну стадію, при цьому зменшити габарити реактора і металозатрати.*

*Ключові слова: теплообмінник, щільний шар, реактор, каталізатор, сірчана кислота, діаметр труб, режимні параметри.*

### Вступ

Апарати з дисперсними системами у вигляді щільного шару застосовуються в металургії, енергетиці, хімічній, харчовій та інших галузях промисловості. Одним з параметрів їх застосування є каталітичні хімічні реактори, зокрема сірчанокислотний хімічний реактор. Важливість задачі отримання сірчаної кислоти визначена цитатами Д. І. Менделєєва «Навряд чи знайдеться інша речовина, що штучно добувається та настільки часто застосовується в техніці, як сірчана кислота. Де немає заводів для її добування, немислимо вигідне виробництво інших речовин, що мають важливе технічне значення». Нині значно зросла актуальність підвищення об'ємів виробництва і ефективної організації процесу. Ключовою стадією сірчанокиислового виробництва є процес окислення діоксиду сірки. В промисловості перевага надається контактному методу окислення діоксиду сірки у виробництві сірчаної кислоти, в якому застосовуються тверді каталізатори. Така перевага перед іншими методами пов'язана з тим, що за його реалізації виробляється чиста концентрована кислота, що відповідає вимогам споживачів, а також значно зменшуються викиди шкідливих речовин в атмосферу. Як правило, цей процес проводять на ванадієвому каталізаторі. Важливою задачею є визначення раціонального теплообмінного пристрою для забезпечення необхідного температурного режиму хімічної реакції. Реакція окислення екзотермічна; швидкість окислення залежить від температури, ступеню перетворення (відношення маси компоненту газової суміші, що прореагував на даній ділянці, до його маси на вході), складу газової суміші. Процес ведуть адіабатично до тих пір, поки ступінь перетворення не досягне рівноважного значення, тобто теоретично можливого за даних початкових значеннях температури та складу газової суміші (з підвищенням початкової температури суміші рівноважний ступінь перетворення зменшується). Подальше ведення адіабатичного процесу недоцільне, тому в апаратах, що застосовуються нині, шари каталізатора розділені на ступені, між якими розташовані виносні теплообмінники для охолодження реакційної суміші. Такі реактори характеризуються

значними габаритами та масою. Наприклад, в промислових реакторах для окислення сірчаного ангідриду на долю каталізатору приходить не менше 5 % від загального об'єму, питома поверхня виносних теплообмінників складає 20-40 м<sup>2</sup> на 1 т/добу виробленої сірчаної кислоти, а їх маса складає 1,2-2,0 т на 1 т/добу кислоти. У зв'язку з цим доцільно замінити теплообмінне устаткування та принцип його установки.

### Результати досліджень

Металоємність і габарити апарату можуть бути знижені, якщо раціональний температурний режим, що забезпечує високу швидкість реакції, організовується за допомогою занурених безпосередньо в шар каталізатора тепловіддільних поверхонь (наприклад, пучків гладких або оребрених труб). Схема такого апарату представлена на рис. 1.

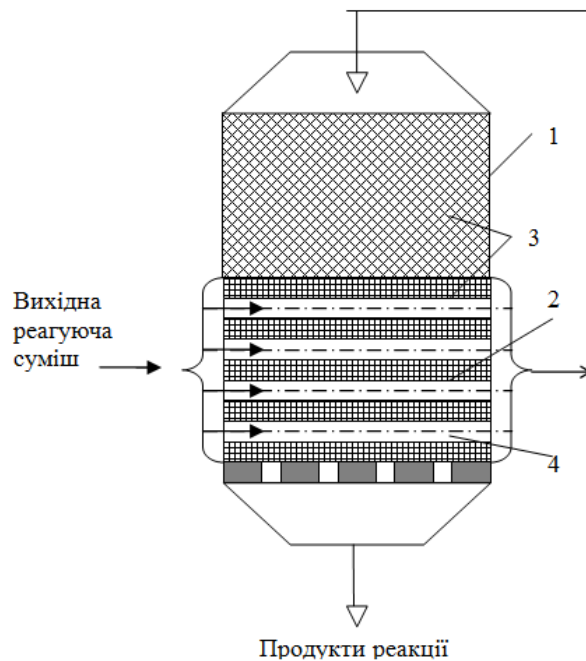


Рисунок 1 – Схема апарату з нерухомим шаром каталізатора та зануреним пучком труб  
1 – адіабатична ступінь, 2 – неадіабатична ступінь, 3 – шар каталізатора, 4 – пучок труб

У реактор надходить вихідна суміш SO<sub>2</sub> з повітрям при температурі, що трохи перевищує температуру запалювання каталізатора (440-450 °С). У адіабатичній ступені за рахунок теплоти реакції окислення SO<sub>2</sub> в SO<sub>3</sub> змінюється склад суміші, а її температура підвищується до рівноважної, при якій швидкість реакції максимальна. Потім суміш надходить в неадіабатичний ступінь, в якій оптимальні температури забезпечуються шляхом відводу надлишкової теплоти до охолоджувальної середовищі, яка протікає в трубах теплообмінника. В якості такого середовища використовується вихідна суміш з температурою 325-375 °С, яка з теплообмінника направляється в адіабатичну ступінь реактора. Розрахунки температурних полів в шарі, визначення необхідної площі охолоджувальної поверхні і закону її зміни по висоті шару можуть бути виконані на підставі математичних моделей теплопереносу в нерухомому шарі з зануреними поверхнями при наявності внутрішніх джерел теплоти. В [6] наведені методика розрахунку такого реактора. Розрахунок реактора виконувався позонно, розміри зон вибирали так, щоб в кожній з них склад і властивості суміші, швидкість реакції і, отже, значення продуктивності внутрішніх джерел теплоти можна було вважати незмінними. Продуктивність джерел розраховували зі зміни ступеня перетворення в зоні (формула Борескова-Іванова), швидкості і теплоту реакції окислення SO<sub>2</sub> в SO<sub>3</sub> на ванадієвому каталізаторі визначали за рекомендаціями [4]. Оптимальну температуру реакції, що залежить від ступеня перетворення, знаходили за даними [4]. Розподіл температур в адіабатичній ступені визначався за відомими формулами для шару з джерелами теплоти без занурених поверхонь.

В якості вхідних даних прийняті режимні параметри, при яких працює промисловий сірчаноокислотний реактор з нерухомим шаром і охолодженням реагує суміші в виносних теплообмінниках (базовий варіант):

- витрата газової суміші, що реагує:  $G = 43 \text{ кг / с}$ ;
- концентрація компонентів у вихідній суміші:  $m_{\text{SO}_2} = 9 \%$ ;  $m_{\text{O}_2} = 9 \%$ ;  $m_{\text{N}_2} = 9 \%$ ;

- температура "холодної" суміші на вході в занурений теплообмінник:  $t' = 325^{\circ}\text{C}$ ;
- температура суміші на вході в адіабатичну ступінь:  $t_c = 445^{\circ}\text{C}$ ;
- ступінь перетворення на виході з реактора:  $x'' = 0,998$ .

У розрахунках варіювалися масова швидкість фільтрації суміші ( $0,20\text{-}0,45\text{ кг/м}^2\text{с}$ ) і діаметр труб зануреного пучка. Результати розрахунків ілюструються рис.2 а-г.

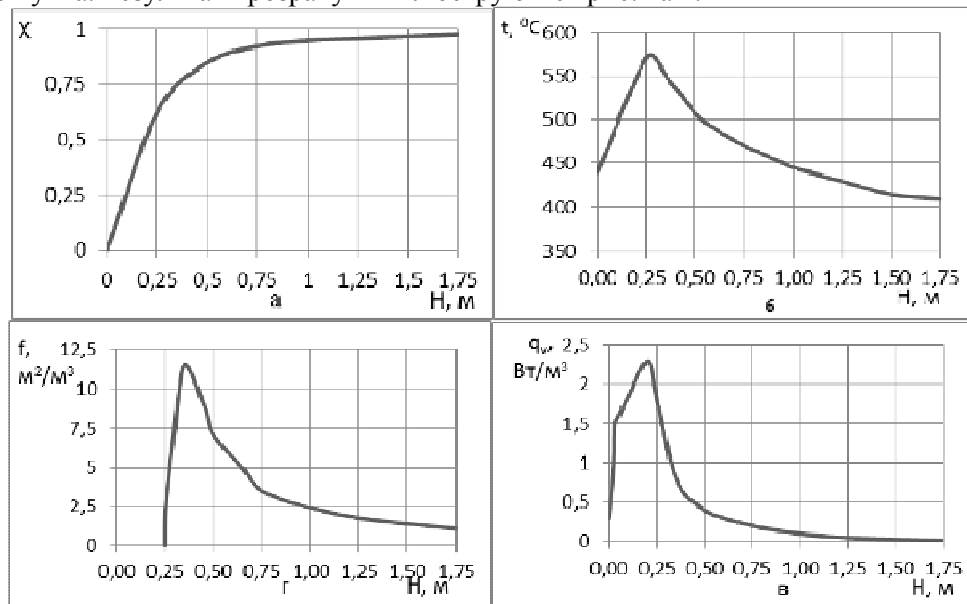


Рисунок 2 – Зміна ступеня перетворення (а), температури суміші, що реагує (б), щільності тепловиділення (в), питомої площі занурених поверхонь (г) по висоті шару.

Масова швидкість суміші  $0,29\text{ кг / (с} \cdot \text{м}^2)$ , діаметр труб  $57\text{ мм}$ .

Ступінь перетворення по висоті шару монотонно зростає, досягаючи на виході значення  $0,98$  (рис. 2, а). У адіабатичній ступені відбувається розігрів суміші до оптимальної температури реакції, на цій ділянці температура змінюється практично лінійно. У неадіабатичних ступенях температура підтримується близькою до оптимальної за рахунок відводу надлишкової теплоти реакції через занурені поверхні до охолоджувальної суміші (рис. 2, б). Щільність тепловиділення зростає в адіабатичній ступені, а потім знижується в зв'язку зі зменшенням приросту ступеня перетворення (рис. 2, в). Зміна питомої площі тепловідводної поверхні відповідає зміні ступеня перетворення і тепловиділення (рис. 2, г). На відстані від входу в реактор понад  $0,75$  тепловиділення настільки мало, що в тепловідводі практично немає необхідності.

Збільшення діаметра труб призводить до незначного зростання питомої і загальної площі поверхні пучка (рис. 3) у зв'язку зі зменшенням коефіцієнтів тепловіддачі компонентів шару.

Як показало порівняння, площа тепловідвідної поверхні, зануреної в шар каталізатора, в  $4\text{-}5$  разів менше сумарної площі виносних охолоджувачів суміші, що реагує, промислового реактора з такою же продуктивністю при однакових ступенях перетворення. При цьому аеродинамічний опір шару з пучком труб лише в  $1,5$  рази вище.

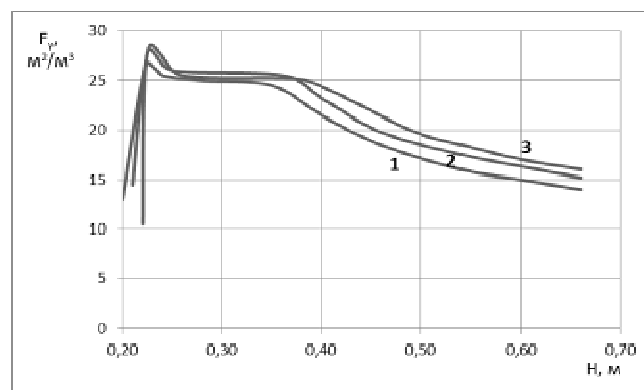


Рисунок 3 – Вплив зовнішнього діаметра труб на зміну питомої площі занурених поверхонь по висоті шару  
1 - мм, 2 - мм, 3 - мм

## Висновки

Використання зануреного теплообмінника дозволяє здійснювати реакцію окислення  $\text{SO}_2$  в одному шаблі, зменшити габарити реактора і металоємність при незначному збільшенні аеродинамічного опору. Площа тепловідвідної поверхні, зануреної в шар катализатора, в 4-5 разів менше сумарної площі виносних охолоджувачів для суміші, що реагує, промислового реактора при такій же продуктивності та однакових ступенях перетворення.

## СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Календерьян В.А., Бошкова И. Л. Тепломассоперенос в аппаратах с плотным дисперсным слоем. Киев: «Слово», 2011, 184 с.
2. Кутепов А. М., Бондарева Т. И., Беренгартен М. Г. Общая химическая технология. М. : ИКЦ “Академкнига”, 2005. 528 с.
3. Д. И Менделеев. Сочинения. Т. 16. Сельское хозяйство и переработка сельскохозяйственных продуктов. Изд-во Академии наук СССР, 1951, 480 с.
4. Васильев М.М. Технология серной кислоты. М.: Химия, 1985, 384с.
5. Shaofen Li. Reaction engineering. Chemical industry press. – 2016, 676 p.
6. Календерьян В.А., Гаппасов В.Р. Расчет каталитического реактора с неподвижным слоем и погруженными теплообменными поверхностями. Изв. ВУЗов, Химия и химическая технология, 1988, т.31, №3, с.115-118.

## REFERENCES

1. Kalender'yan V. A., Boshkova I. L. Teplomassoperenos v apparatakh s plotnym dispersnym sloyem. Kiyev: «Slovo», 2011, 184 s.
2. Kutepov A. M., Bondareva T. I., Berengarten M. G. Obshchaya khimicheskaya tekhnologiya. M.: IKTS “Akademkniga”, 2005. 528 s.
3. D. I Mendelejev. Sochineniya. T. 16. Sel'skoye khozyaystvo i pererabotka sel'skokhozyaystvennykh produktov. Izd-vo Akademii nauk SSSR, 1951, 480 s.
4. Vasil'yev M.M. Tekhnologiya sernoy kisloty. M.: Khimiya, 1985, 384s.
5. Shaofen Li. Reaction engineering. Chemical industry press. – 2016, 676 p.
6. Kalender'yan V.A., Gappasov V.R. Raschet kataliticheskogo reaktora s nepodvizhnym sloyem i pogruzhennymi teploobmennymi poverkhnostyami. Izv. VUZov, Khimiya i khimicheskaya tekhnologiya, 1988, t.31, №3, s.115-118.

**Бошкова Ірина Леонідівна** - д-р техн. наук, професор, кафедра теплоенергетики та трубопровідного транспорту енергоносіїв інституту холоду, криотехнології і екоенергетики імені В. С. Мартиновського Одеської національної академії харчових технологій, Одеса; тел. 096-3316521; e-mail: boshkova.irina@mail.ru..

**Альтман Елла Іллівна** - канд. техн. наук, доцент, кафедра теплоенергетики та трубопровідного транспорту енергоносіїв інституту холоду, криотехнології і екоенергетики імені В. С. Мартиновського Одеської національної академії харчових технологій, Одеса; тел. 067-4853314; e-mail: ella@ukr.net.

**Мукмін Ігор Ігорович** - магістр хіміко-технологічного факультету Одеського національного політехнічного університету, Одеса; тел. 067-1870963; e-mail: fatalrew@gmail.com.

**I. L. Boshkova<sup>1</sup>**  
**E. I. Altman<sup>1</sup>**  
**I. I. Mukminov<sup>2</sup>**

## EFFICIENCY OF USE OF THE SUBMERSIBLE HEAT EXCHANGER IN THE SULPHURIC ACID CHEMICAL REACTOR WITH THE MOTIONLESS LAYER OF THE CATALYST

<sup>1</sup> Odessa national academy of food technologies

<sup>2</sup> Odessa national polytechnical university

*The question of expediency of replacement of the heat-exchanging equipment in the sulphuric acid chemical reactor with a motionless layer of the catalyst is considered. The scheme of installation of the heat exchanger which is essentially differing from traditional is offered: unlike the used portable heat exchangers, heat-removing surfaces are established directly in a catalyst layer. On the basis of mathematical models of heattransfer in the motionless blown layer with the shipped surfaces in the presence of internal sources of warmth calculations of temperature fields in a layer are executed, the necessary area of the cooling surface and the law of its change is determined by layer height. As initial regime parameters at which the industrial sulphuric acid reactor works with a motionless layer and cooling of the reacting mix in portable heat exchangers are accepted. It is received that change of the specific area of a heat-removing surface corresponds to change of extent of transformation and heat release. The distance from an entrance to the reactor at which there is no need for the heat sink is defined. It is noted that increase in diameter of pipes leads to the insignificant*

*growth of specific and total area of a surface of a bunch in connection with reduction of coefficients of a thermolysis of components of a layer. On the basis of the analysis of design data the conclusion according to which use of the shipped heat exchanger allows to carry out reaction of oxidation of SO<sub>2</sub> in one step is drawn and at the same time to reduce dimensions of the reactor and metalexense.*

*Keywords: heat exchanger, dense bed, reactor, catalyst, sulfuric acid, diameter of pipes, regime parameters.*

Boshkova Irina Leonidovna - Dr. Tech. sciences, Professor, Department of Power Engineering and Pipeline Transport of Energy, Odessa National Academy of Food Technologies, e-mail: boshkova.irina@mail.ru.

Altman Ella Ilinichna - PhD, Associate Professor, Department of Power Engineering and Pipeline Transport of Energy, Odessa National Academy of Food Technologies, e-mail: ella@ukr.net.

Mukminov Igor Igorevich - Master of Chemical Engineering, Odessa National Polytechnical University, e-mail: fatalrew@gmail.com.

**И. Л. Бошкова<sup>1</sup>**  
**Э. И. Альтман<sup>1</sup>**  
**И. И. Мукминов<sup>2</sup>**

## **ЭФФЕКТИВНОСТЬ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ПОГРУЖНОГО ТЕПЛООБМЕННИКА В СЕРНОКИСЛОТНОМ ХИМИЧЕСКОМ РЕАКТОРЕ С НЕПОДВИЖНЫМ СЛОЕМ КАТАЛИЗАТОРА**

<sup>1</sup>Одесская национальная академия пищевых технологий

<sup>2</sup>Одесский национальный политехнический университет

*Рассматривается вопрос целесообразности замены теплообменного оборудования в серноокислотном химическом реакторе с неподвижным слоем катализатора. Предложена схема установки теплообменника, принципиально отличающаяся от традиционной: в отличие от применяемых выносных теплообменников, теплоотводящие поверхности устанавливаются непосредственно в слой катализатора. На основании математических моделей теплопереноса в неподвижном продуваемом слое с погруженными поверхностями при наличии внутренних источников теплоты выполнены расчеты температурных полей в слое, определена необходимая площадь охлаждающей поверхности и закон ее изменения по высоте слоя. В качестве исходных приняты режимные параметры, при которых работает промышленный серноокислотный реактор с неподвижным слоем и охлаждением реагирующей смеси в выносных теплообменника. Получено, что изменение удельной площади теплоотводящей поверхности соответствует изменению степени превращения и тепловыделения. Определено расстояние от входа в реактор, при котором нет необходимости в теплоотводе. Отмечается, что увеличение диаметра труб приводит к незначительному росту удельной и общей площади поверхности пучка в связи с уменьшением коэффициентов теплоотдачи компонентов слоя. На основании анализа расчетных данных сделан вывод, согласно которому использование погруженного теплообменника позволяет осуществлять реакцию окисления SO<sub>2</sub> в одной ступени, при этом уменьшить габариты реактора и металлозатраты.*

*Ключевые слова: теплообменник, плотный слой, реактор, катализатор, серная кислота, диаметр труб, режимные параметры.*

**Бошкова Ирина Леонидовна** - д-р техн. наук, профессор, кафедра теплоэнергетики и трубопроводного транспорта энергоносителей института холода, криотехнологии и экоэнергетики имени В. С. Мартыновского Одесской национальной академии пищевых технологий, orcid.org/0000-0001-5989-9223, e-mail: boshkova.irina@mail.ru.

**Альтман Элла Ильинична** – канд. техн. наук, доцент, кафедра теплоэнергетики и трубопроводного транспорта энергоносителей института холода, криотехнологии и экоэнергетики имени В. С. Мартыновского Одесской национальной академии пищевых технологий, orcid.org/0000-0002-8934-2036, e-mail: ella@ukr.net.

**Мукминов Игорь Игоревич** – магистр химико-технологического факультета Одесского национального политехнического университета, orcid.org/0000-0002-3674-9289, e-mail: fatalrew@gmail.com.