

**ЭФФЕКТИВНОСТЬ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ПОГРУЖНОГО ТЕПЛООБМЕННИКА В
СЕРНОКИСЛОТНОМ ХИМИЧЕСКОМ РЕАКТОРЕ С НЕПОДВИЖНЫМ СЛОЕМ
КАТАЛИЗАТОРА**¹Одесская национальная академия пищевых технологий²Одесский 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 теплообменниках. 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_2 в одной ступени, при этом уменьшить габариты реактора и металлозатраты.

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

Введение

Аппараты с плотными слоями дисперсными системами применяются в металлургии, энергетике, химической, пищевой и других отраслях промышленности [1]. Одним из примеров их применения являются каталитические химические реакторы [2], в частности, серноокислотный химический реактор. Важность задачи получения серной кислоты изначально определена Д. И. Менделеевым: «Едва ли найдется другое, искусственно добываемое вещество, столь часто применяемое в технике, как серная кислота. Где нет заводов для ее добывания – невысказанно выгодное производство других веществ, имеющих важное техническое значение» [3]. В настоящее время актуальность повышения объемов производства и эффективной организации процесса только усилилась. Ключевой стадией серноокислотного производства является процесс окисления диоксида серы. В промышленности применение отдается контактному методу окисления диоксида серы в производстве серной кислоты, в котором используются твердые катализаторы. Такое предпочтение другим методам связано с тем, что при его реализации производится чистая концентрированная кислота, подходящая всем потребителям, а также значительно уменьшаются выбросы вредных веществ в атмосферу. Как правило, этот процесс проводится на ванадиевом катализаторе. Актуальной задачей является определение рационального теплообменного устройства для обеспечения требуемого температурного режима химической реакции. Реакция окисления SO_2 экзотермична; скорость окисления зависит от температуры, степени превращения (отношения массы прореагировавшего на данном участке компонента газовой смеси к его массе на входе), состава газовой смеси. Процесс ведут адиабатически до тех пор, пока степень превращения не достигнет равновесного значения, т.е. теоретически возможного при данных начальной температуре и составе газовой смеси (с повышением начальной температуры смеси равновесная степень превращения падает). Далее ведение адиабатического процесса нецелесообразно, поэтому в применяющихся в настоящее время аппаратах слои катализатора разделены на ступени, между которыми расположены выносные теплообменники для охлаждения реагирующей смеси [4, 5]. Такие реакторы характеризуются значительными габаритами и массой. Например, в промышленных реакторах для окисления сернистого ангидрида на долю катализатора приходится менее 5% от общего объема,

удельная поверхность выносных теплообменников составляет 20-40 м² на 1 т/сутки производимой серной кислоты, а их масса составляет 1,2-2,0 т на 1 т/сутки кислоты. В связи с этим целесообразно заменить теплообменное оборудование и принцип его установки.

Результаты исследований

Металлоемкость и габариты аппарата могут быть снижены, если рациональный температурный режим, обеспечивающий высокую скорость реакции, организуется с помощью погруженных непосредственно в слой катализатора теплоотводящих поверхностей (например, пучков гладких или оребренных труб). Схема такого аппарата представлена на рис. 1.

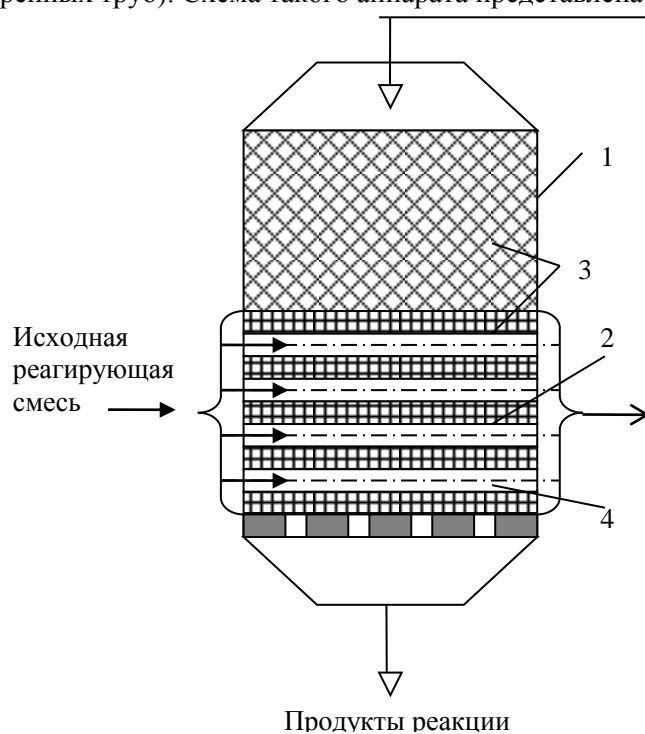


Рис. 1 Схема реактора с неподвижным слоем катализатора и погруженным пучком труб
1 – адиабатическая ступень, 2 – неадиабатическая ступень, 3 – слой катализатора, 4 – пучок труб.

В реактор поступает исходная смесь SO₂ с воздухом при температуре несколько превышающей температуру зажигания катализатора (440-450 °С). В адиабатической ступени за счет теплоты реакции окисления SO₂ в SO₃ изменяется состав смеси, а ее температура повышается до равновесной, при которой скорость реакции максимальна. Затем смесь поступает в неадиабатическую ступень, в которой оптимальные температуры обеспечиваются путем отвода избыточной теплоты к охлаждающей среде протекающей в трубах теплообменника. В качестве такой среды используется исходная смесь с температурой 325-375 °С, которая из теплообменника направляется в адиабатическую ступень реактора.

Расчеты температурных полей в слое, определение необходимой площади охлаждающей поверхности и закона ее изменения по высоте слоя могут быть выполнены на основании математических моделей теплопереноса в неподвижном продуваемом слое с погруженными поверхностями при наличии внутренних источников теплоты. В [6] приведены методика и расчета такого реактора. Выполнялся позонный расчет реактора, размеры зон выбирали так, чтобы в каждой из них состав и свойства смеси, скорость реакции и, следовательно, значение производительности внутренних источников теплоты q_v можно было считать неизменными. Производительность источников рассчитывали по изменению степени превращения в зоне (формула Борескова – Иванова), скорости и теплоте реакции окисления SO₂ в SO₃ на ванадиевом катализаторе [4]. Оптимальную температуру реакции, зависящую от степени превращения, находили по рекомендациям [4]. Распределение температур в адиабатической ступени находили по известным формулам для слоя с источниками теплоты без погруженных поверхностей.

В качестве исходных приняты режимные параметры, при которых работает промышленный сернокислотный реактор с неподвижным слоем и охлаждением реагирующей смеси в выносных теплообменниках (базовый вариант):

- расход реагирующей газовой смеси $G = 43$ кг/с;
- концентрация компонентов в исходной смеси: $m_{SO_2} = 9\%$; $m_{O_2} = 9\%$; $m_{N_2} = 9\%$;
- температура “холодной” смеси на входе в погруженный теплообменник $t' = 325^\circ\text{C}$;
- температура смеси на входе в адиабатическую ступень $t'_c = 445^\circ\text{C}$;
- степень превращения на выходе из реактора $x'' = 0,998$.

В расчетах варьировались массовая скорость фильтрации смеси (0,20-0,45 кг/м²с) и диаметр труб погруженного пучка.

Результаты расчетов иллюстрируются рис. 2 а-г.

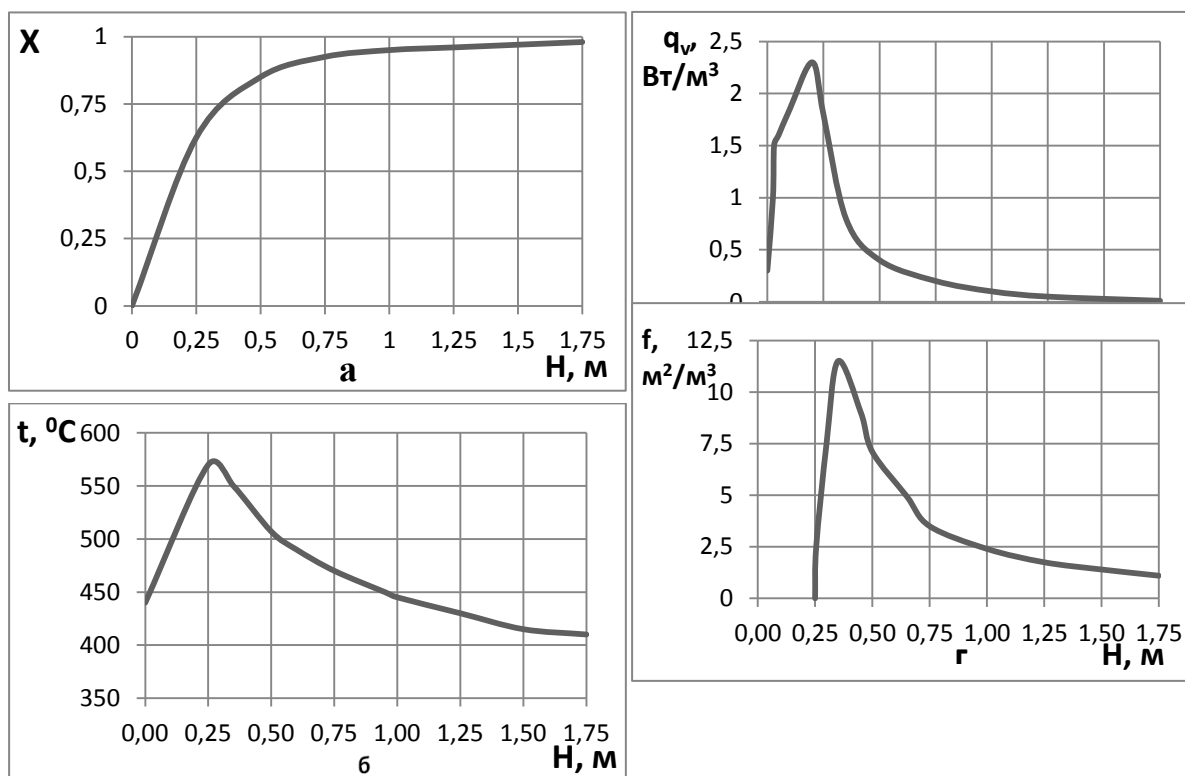


Рис. 2 Изменение степени превращения (а), температуры реагирующей смеси (б), плотности тепловыделения (в), удельной площади погруженных поверхностей (г) по высоте слоя. Массовая скорость смеси 0,29 кг/(с·м²), диаметр труб 57 мм.

Степень превращения по высоте слоя монотонно возрастает, достигая на выходе значения 0,98 (рис. 2а). В адиабатической ступени происходит разогрев реагирующей смеси до оптимальной температуры реакции, на этом участке температура изменяется практически линейно. В неадиабатической ступени температура поддерживается близкой к оптимальной за счет отвода избыточной теплоты реакции через погруженные поверхности к охлаждающей смеси (рис. 2 б). Плотность тепловыделения возрастает в адиабатической ступени, а затем понижается в связи с уменьшением приращения степени превращения (рис. 2 в). Изменение удельной площади теплоотводящей поверхности соответствует изменению степени превращения и тепловыделения (рис. 2 г). На расстоянии от входа в реактор более 0,75м тепловыделение настолько мало, что в теплоотводе практически нет необходимости.

Увеличение диаметра труб приводит к незначительному росту удельной и общей площади поверхности пучка (рис. 3) в связи с уменьшением коэффициентов теплоотдачи компонентов слоя.

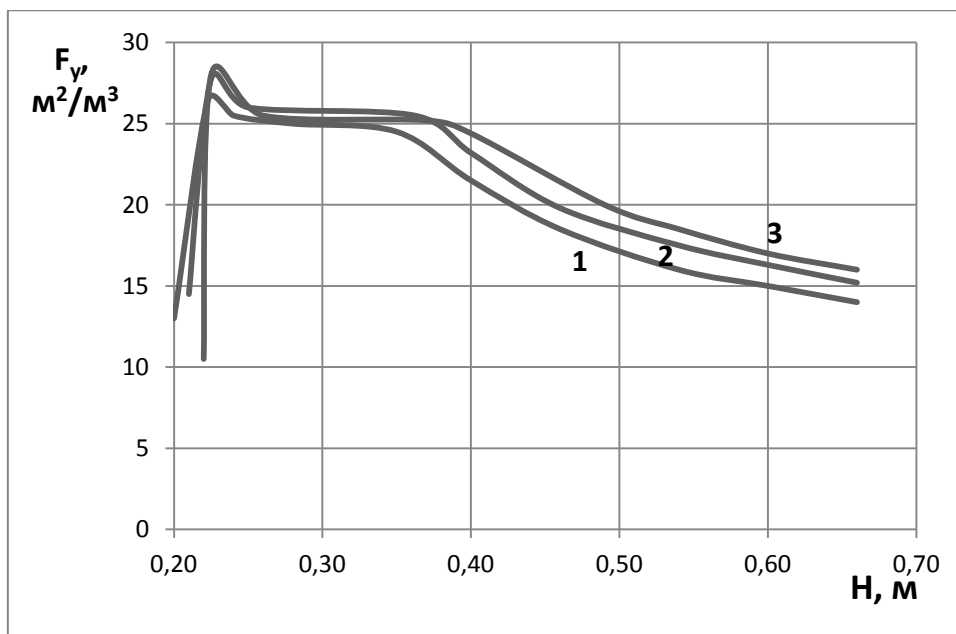


Рис. 3. Влияние наружного диаметра труб на изменение удельной площади погруженных поверхностей по высоте слоя
1 - $D = 25$ мм, 2 - $D = 38$ мм, 3 - $D = 57$ мм

Как показало сравнение, площадь теплоотводящей поверхности, погруженной в слой катализатора, в 4-5 раз меньше суммарной площади выносных охладителей реагирующей смеси промышленного реактора такой же производительности при одинаковых степенях превращения. При этом аэродинамическое сопротивление слоя с пучком труб лишь в 1,5 раза выше.

Выводы

Использование погруженного теплообменника позволяет осуществлять реакцию окисления SO_2 в одной ступени, уменьшить габариты реактора и металлоемкость при незначительном увеличении аэродинамического сопротивления. Площадь теплоотводящей поверхности, погруженной в слой катализатора, в 4-5 раз меньше суммарной площади выносных охладителей реагирующей смеси промышленного реактора такой же производительности при одинаковых степенях превращения.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

- [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.

Рекомендована кафедрой теплоэнергетики и трубопроводного транспорта энергоносителей ОНАПТ.

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, Одесса; тел. 096-3316521; e-mail: boshkova.irina@gmail.com.

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, Одесса; тел. 067-4853314; e-mail: ellaa@ukr.net.

Мукминов Игорь Игоревич – магістр хіміко-технологічного факультета Одеського національного політехнічного університета, Одесса; тел. 067 – 1870963; e-mail: fatalrew@gmail.com.

I. L. Boshkova¹
E. I. Altman¹
I. I. Mukminov²

Efficiency of use of the submersible heat exchanger in the sulphuric acid chemical reactor with the motionless layer of the catalyst

¹Odessa national academy of food technologies

²Odessa 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 SO₂ in one step is drawn and at the same time to reduce dimensions of the reactor and metalexpanse.

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, 096-3316521, e-mail: boshkova.irina@gmail.com.

Altman Ella Ilinichna - PhD, Associate Professor, Department of Power Engineering and Pipeline Transport of Energy, Odessa National Academy of Food Technologies, 067-4853314, e-mail: ellaa@ukr.net.

Mukminov Igor Igorevich - Master of Chemical Engineering, Odessa National Polytechnical University, 067 – 1870963; e-mail: fatalrew@gmail.com.

І. Л. Бошкова¹
Е. І. Альтман¹
І. І. Мукмінов²

Ефективність використання зануреного теплообмінника в сірчаноокислотному хімічному реакторі з нерухожим шаром каталізатора

¹Одеська національна академія харчових технологій

²Одеський національний політехнічний університет

Розглядається питання доцільності заміни теплообмінного обладнання в сірчаноокислотному хімічному реакторі з нерухожим шаром каталізатора. Запропоновано схему установки теплообмінника, яка принципово відрізняється від традиційної: на відміну від застосовуваних виносних теплообмінників, тепловідвідні поверхні встановлюються безпосередньо в шар каталізатора. На підставі математичних моделей теплопереносу в нерухомому шарі, що продувається, з зануреними поверхнями при наявності внутрішніх джерел теплоти виконані розрахунки температурних полів в шарі, визначено необхідну площу охолоджуючої поверхні і закон її зміни по висоті шару. В якості вихідних прийняті режимні параметри, при яких працює промисловий сірчаноокислотний реактор з нерухожим шаром і охолодженням реагуючої суміші в виносних теплообмінниках. Отримано, що зміна питомої площі тепловідвідної поверхні відповідає зміні ступеня перетворення і тепловиділення. Визначено відстань від входу в реактор, при якій немає необхідності в тепловідводі. Відзначається, що збільшення діаметра труб призводить до незначного зростання питомої і загальної площі поверхні пучка в зв'язку зі зменшенням коефіцієнтів тепловіддачі компонентів шару. На підставі аналізу розрахункових даних зроблено висновок, згідно з яким використання зануреного теплообмінника дозволяє здійснювати реакцію окислення SO₂ в одному ступені, при цьому зменшити габарити реактора і металовитрати.

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

Бошкова Ірина Леонідівна - д-р техн. наук, професор, кафедра теплоенергетики та трубопровідного транспорту енергоносіїв інституту холоду, кріотехнології і екоенергетика імені В. С. Мартинівського Одеської національної академії харчових технологій, Одеса, 096-3316521, e-mail: boshkova.irina@gmail.com.

Альтман Елла Іллівна - канд. техн. наук, доцент, кафедра теплоенергетики та трубопровідного транспорту енергоносіїв інституту холоду, кріотехнології і екоенергетика імені В. С. Мартинівського Одеської національної академії харчових технологій, Одеса; 067-4853314, e-mail: ellaa@ukr.net.

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