

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

¹Одесская национальная академия пищевых технологий

²Одесский 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 – немислимо 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.

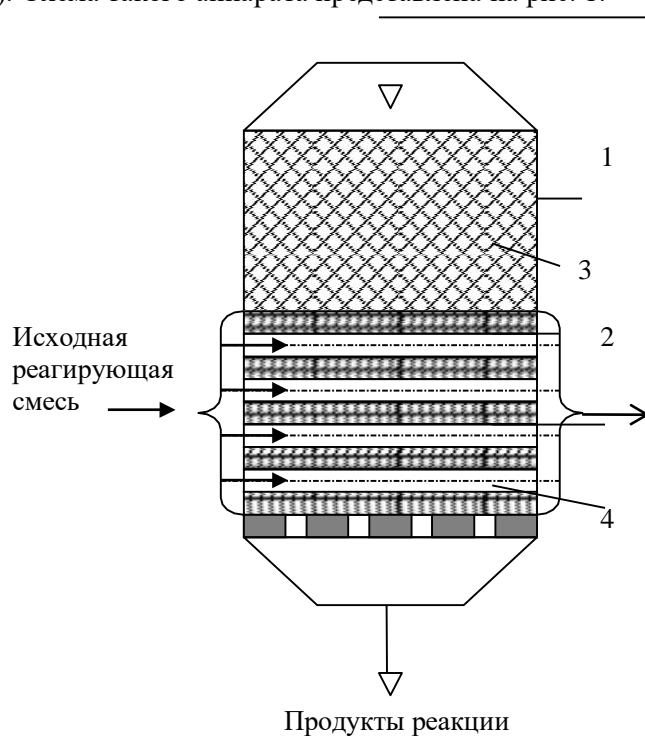


Рис. 1 Схема реактора с неподвижным слоем катализатора и погруженным пучком труб
1 – адiabатическая ступень, 2 – неadiaбатическая ступень, 3 – слой катализатора, 4 – пучок труб.

В реактор поступает исходная смесь SO₂ с воздухом при температуре несколько превышающей температуру зажигания катализатора (440-450 °С). В адiabатической 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 неadiaбатическую 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 адiabатическую 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 адiabатической 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 $G = 43 \text{ кг/с}$;
- концентрация компонентов в исходной смеси: $m_{\text{SO}_2} = 9 \%$; $m_{\text{O}_2} = 9 \%$; $m_{\text{N}_2} = 9 \%$;
- 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.

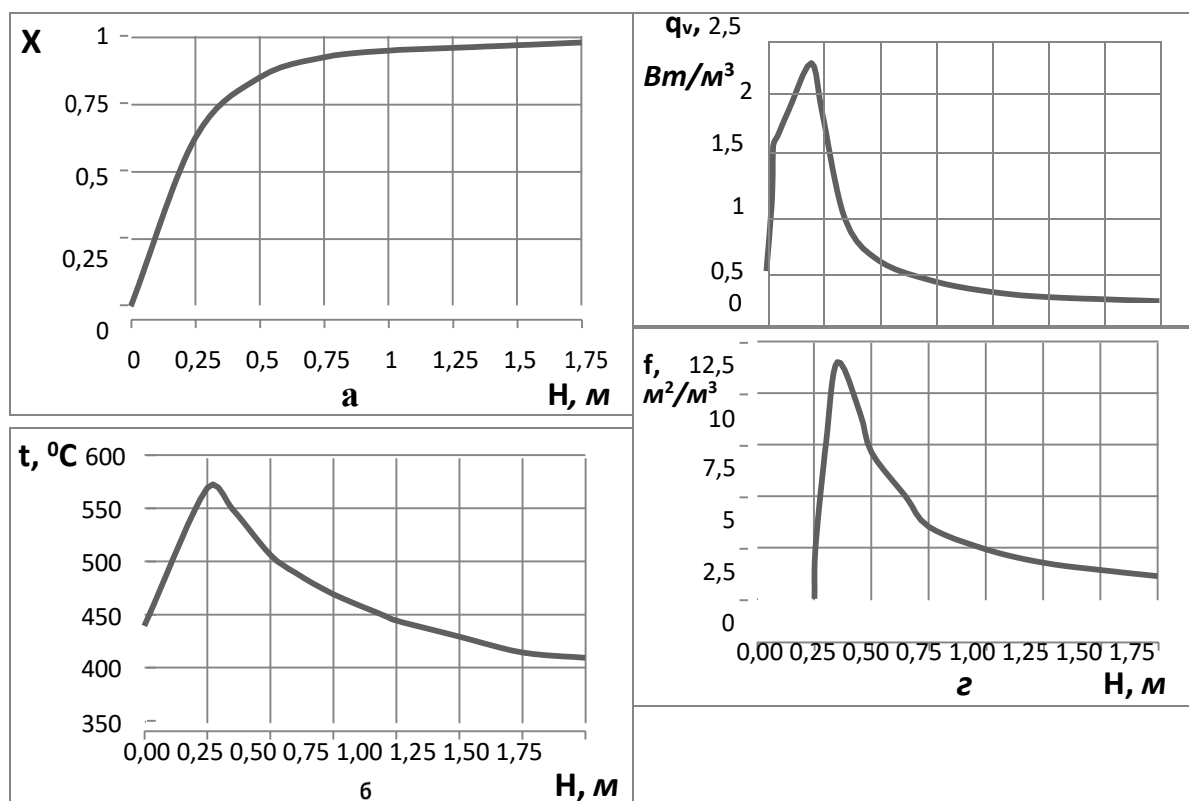


Рис. 2 Изменение степени превращения (а), температуры реагирующей смеси (б), плотности тепловыделения (в), удельной площади погруженных поверхностей (г) по высоте слоя. Массовая скорость смеси 0,29 кг/(с·м²), диаметр труб 57 мм.

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 0,75 м 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.

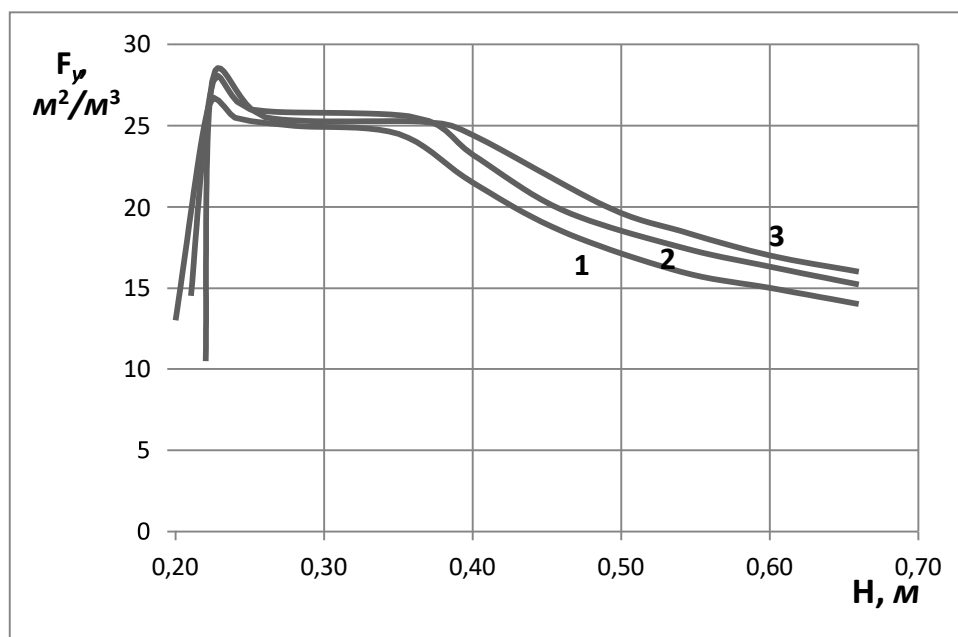


Рис. 3. Влияние наружного диаметра труб на изменение удельной площади погруженных поверхностей по высоте слоя
1 - $D = 25$ мм, 2 - $D = 38$ мм, 3 - $D = 57$ мм

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 – магистр химико-технологического факультета Одесского национального политехнического университета, Одесса; тел. 067 – 1870963; e-mail: fatalrew@gmail.com.