

СТАТИСТИЧЕСКАЯ ИНТЕРПРЕТАЦИЯ МОДЕЛИ ФИЛЬТРОВАНИЯ

Нестер А.А.¹, Демчик С.П.², Смирнов А.Г.¹

¹ Хмельницкий национальный университет. E-mail: nester111@yandex.ru

² Ровенский государственный гуманитарный университет. Республика Украина.

Восстановление водных растворов травления печатных плат есть одна из главных задач в создании замкнутых процессов использования водных ресурсов. Проходя активной частью технологического процесса травления печатных плат, водный раствор насыщается соединениями меди, способными загрязнять значительные объемы воды, ведет к усиленной эксплуатации очистных сооружений предприятия, увеличению стоков на городские очистные системы [1].

Одним из важнейших элементов в уменьшении экономических затрат, уменьшение затрат воды на технологические нужды процесса травления печатных плат, есть создание местных внутренних замкнутых циклов повторного использования водных ресурсов с выделением и утилизацией меди. При этом стоит вопрос долгосрочного использования растворов в технологическом процессе. Для обеспечения такого использования необходимая постоянное фильтрование растворов.

Анализ патентной и научно-технической литературы показал, что вопросами фильтрования отработанных водных растворов вплотную не занимаются. Современные исследователи не уделяют надлежащего внимания рассмотрению и созданию аппаратов, которые бы учитывали движение жидкостей в разнообразных аппаратах восстановления водных растворов, где аппараты расположены на незначительном расстоянии, как это имеет место в линиях травления печатных плат и других подобных технических средствах использования воды.

Учитывая существующее положение на предприятиях машиностроения целесообразно создание локальных замкнутых систем водного хозяйства отдельных технологических потоков, которые содержат специфические загрязнения, характерные для данного технологического потока, или узла. Это отработанные моющие растворы, масляно-охлаждающие жидкости, жидкие отходы красильных камер, концентрированные и промывные воды гальванических цехов [2].

Наибольшую актуальность в этом плане представляет создание замкнутых систем водного хозяйства гальванических цехов, как наиболее многочисленных источников образования и сбрасывания высокотоксичных сточных вод. В то же время исследования проведенные на украинских заводах позволили проявить целый ряд отдельных вопросов, которые не могли быть выявлены в процессе испытаний на предприятии-изготовителе.

Так во время эксплуатации установок восстановления через 1-1.5 месяца непрерывной работы в нижней части травильного модуля стали накапливаться разные вещества из плат и грязь, которое вело к загрязнению раствора, поэтому возникла необходимость установления фильтров для очищения восстановленных растворов.

В реальных технологических условиях концентрация примесных частиц в жидкостях, которые фильтруются, в большинстве случаев есть сменной детерминированной или стохастической. Тем не менее, при моделировании процессов фильтрования через пористые среды традиционно принято считать, что она постоянная. Неточность соответствующих расчетов, проведенных в рамках основных математических моделей теории фильтрования Шехтмана относительно процессов фильтрования жидкостей из сменной концентрацией примесей в большинстве случаев приводит к значительным материальным потерям.

Движение зависших в порах загрузки примесных частиц, формирование и разрушение осадка есть чрезвычайно сложными процессами, эволюция которых определяется большим количеством взаимозависимых факторов [1, 2]. Единичные попытки адекватно учесть совместное действие даже некоторых из этих факторов, не дают удовлетворительных результатов.

Больше того, если бы они и были успешными, в большинстве реальных технологических условий такого рода идеализация принципиально недопустима. В связи с этим наиболее перспективным методом описания процессов фильтрования через пористые среды нужно считать статистическое моделирование.

Доказательством этому, в частности, служит тот факт, что некоторые наиболее известные математические модели процессов фильтрования, при обосновании которых ничего не говорилось о стохастических закономерностях массопереноса, по сути являются стохастическими.

Система модельных уравнений Минца и соответствующие дополнительные условия имеют вид

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + v \frac{\partial C}{\partial x} = 0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} = bvC - a\rho \quad (2)$$

$$C|_{x=0} = C_0 = \text{const}, \quad \rho|_{t=0} = 0, \quad (3)$$

где t – время фильтрования; x – координата по высоте загрузки ($x = 0$ отвечает входному пересечению); $C(x, t)$ – массовая концентрация зависших в порах загрузки примесных частиц твердой фазы суспензии; $\rho(x, t)$ – плотность насыщения загрузки осадком; $v = \text{const}$ – скорость фильтрования; a, b – параметры фильтрования (постоянные).

Уравнение (1) является уравнением материального баланса. Уравнение (2) – уравнение кинетики фильтрования, которое выражает тот факт, что скорость изменения плотности насыщения загрузки осадком определяется конкуренцией процессов захвата и отрыва частиц.

Выходная суспензия и осадок, который образовывается считаются монодисперсными.

Словом в модели Минца, так как и в ее прототипе, из теории сорбции, неявно постулируется пуассонов закон процессов захвата и отрыва частиц. Причем, в процессе захвата роль времени выполняет координата x .

Соответственно параметры b и a – это среднее число примесных частиц, которые захватываются при прохождении единичного пути в загрузке и среднее число частиц осадка, которые отрываются за единицу времени.

Данный вывод приводит к необходимости тщательного анализа решений рассматриваемой модели (1)-(3) с точки зрения их статистического содержания. Действительно в специальной литературе [3, 4] рассматривается более общий, чем система (1)-(3) случай

$$\frac{\rho}{\rho_*} = ae^{-bx-at} \int_0^t I_0(2\sqrt{abx(t-\eta)}) e^{a\eta} d\eta \quad (4)$$

Здесь I_0 – модифицированная функция Бесселя первого рода нулевого порядка от мысленного аргумента.

Выполняя замену сменной и проводя соответствующие переобозначения, сведем выражение (5) к виду

$$\frac{\rho}{\rho_*} = \frac{1}{\sigma^2} \int_0^{2\sqrt{abxt}} ye^{-\frac{y^2+\alpha^2}{2\sigma^2}} I_0\left(\frac{\alpha y}{\sigma^2}\right) dy = F(2\sqrt{abxt}), \quad (5)$$

где $\alpha = \sigma^2 = 2bx$; F – интегральная функция распределения Релея-Райса или вероятность того, что модуль радиус-вектора, компоненты которого независимые и распределенные по нормальному закону с параметрами $(a_1, \sigma), (b_1, \sigma)$, не превышает величины $2\sqrt{abxt}$; a_1, b_1 – средние значения проекции радиус-вектора на оси x и t ; σ^2 – дисперсия; $\alpha = \sqrt{a_1^2 + b_1^2}$.

Таким образом, несмотря на то, что при обосновании выбора системы модельных уравнений (1)-(3) ничего не говорилось о стохастической природе процессов, которые происходят в фильтрах [5], все же таки она проявилась в точном совпадении относительной плотности ρ / ρ_* с интегральной функцией известного распределения.

В дальнейшем логически предположить возможность преобразования системы модельных уравнений Минца к виду, который разрешает сравнить их с известными в статистической физике уравнениями. Действительно, систему (1), (2) можно свести к следующим уравнениям

$$\rho_t = -a\rho + ab \int_0^x \rho(x', t) e^{b(x'-x)} dx + b\nu C_0 e^{-bx} \quad (6)$$

$$0 = -\nu \frac{\partial C}{\partial x} - b\nu C + ab \int_0^t C(x, \tau) e^{a(\tau-t)} d\tau \quad (7)$$

Данные уравнения являются уравнениями Колмогорова-Феллера, в которых: концентрации C и ρ – это проинтегрированные по возможным состояниям примесных частиц и частиц осадка плотности вероятностей перехода; состояния частиц – координаты x и x' и времена t и τ ; b и a – плотности вероятностей скачкообразного изменения состояния частиц в следствие их захвата и отрыва соответственно

$b e^{b(x'-x)}, \frac{a}{\nu} e^{a(\tau-t)}$ – плотности условных вероятностей перехода частиц осадка из состояния $x' \rightarrow x$ и примесных частиц из τ в t при наличии прыжка.

Уравнение (6), (7) отображают баланс массы осадка и зависших в порах загрузки примесных частиц в выделенном в окрестности пересечения x элементарном объеме. А именно, член ρ_t в уравнении (6) – это скорость изменения плотности насыщения загрузки осадком в момент времени t . Она равняется разности скорости захвата в элементарном объеме частиц, которые оторвались в пересечении x' (интегральный член) и скорости отрыва частиц осадка (член $a\rho$) плюс скорость захвата частиц, который определяется действием источника, размещенного в том же объеме и эквивалентного действия источника примесных частиц на входе фильтра (член, который содержит C_0).

Интерпретация уравнения (7) аналогичная. Член $-\nu \frac{\partial C}{\partial x}$ описывает скорость изменения систематического потока νC . Член $b\nu C$ – это скорость захвата примесных частиц. Рост концентрации C в данном объеме за счет зависших примесных частиц, которые попали к нему в момент времени τ и остались в зависшем состоянии по крайней мере к моменту времени t . Соответственно, интегральный член равняется скорости вследствие чего их концентрация в выделенном элементарном объеме (в пересечении x) уменьшается отрыв частиц осадка в момент времени t , захваченный в момент τ .

Итак, проведенный анализ показал, что основная математическая модель процессов фильтрования через пористые среды – модель Минца есть стохастической. Между тем, она описывает лишь простейшие условия фильтрования. В сложных же технологических условиях, когда для получения реальной картины процесса нужно учитывать одновременное

действие многих общемеерных факторов массопереноса, статистическое моделирование есть фактически единственно возможным методом описания.

Поэтому тот факт, что модель Минца сводится к уравнениям Колмогорова-Феллера однозначно указывает на принцип и форму введения обобщенных стохастичних уравнений процессов фильтрования через пористые среды, которые учитывают все их основные особенности. При таком способе введения обобщенных уравнений фильтрования автоматически будет выдержан принцип соответствия относительно модели Минца. Кроме этого, можно будет прогнозировать исследования по фильтрованию, а не ждать пока будут установленные численные соотношения необходимые для более строгого обоснования обобщенных уравнений.

Литература

- [1] Виговська Т.В. Отходы как факторы экологической опасности. *Вестник ТУП*. **2002**. №4. Ч.3. С.153-158.
- [2] Зубченко В.Л., Захаров В.И., Рогов В.М. Гибкие автоматизированные гальванические линии. *М.: Машиностроение*. **1989**. 672с.
- [3] Минц Д.М. Теоретические основы технологии очистки воды. *М.: Стройиздат*. **1964**. 156с.
- [4] Веницианов Е.В., Рубинштейн Р.Н. Динамика сорбции из жидких сред. *М.: Наука*. **1983**. 235с.

ЛАБОРАТОРНЫЙ СТЕНД ДЛЯ ИЗМЕРЕНИЯ ПАРАМЕТРОВ ГАЗОВОГО ПОТОКА В РАЗЛИЧНЫХ КАНАЛАХ

Палладиева Е.В., Гараев Н.Г., Хакимов Н.Р., Журавлев А.И., Сагдеев Д.И.
Казанский национальный исследовательский технологический университет.
E-mail: sagdeev@mail.ru

Научно-техническая революция – коренное, качественное преобразование производительных сил на основе превращения науки в ведущий фактор развития общественного производства, непосредственную производительную силу, что, в свою очередь, требует от выпускника вуза нового мышления, новой идеологии.

Инженерам, работающим в области вакуумного откачного оборудования, часто приходится иметь дело с расчетом или исследованием газовых потоков в различных частях машин. Поэтому он должен хорошо знать законы движения газов в условиях сплошной среды и разреженного газа, а также уметь применять их на практике.

Механика жидкостей и газов представляет собой весьма обширную отрасль науки, которая включает в себя такие дисциплины, как гидравлика, гидродинамика, аэродинамика и газовая динамика. В двух первых из них изучаются вопросы механики несжимаемой жидкости, например, воды.

Аэродинамика изучает движение воздуха, причем, пока рассмотрение ограничивается областью невысоких скоростей, воздух представляют как несжимаемую жидкость, не имеющую веса. При переходе к большим скоростям необходимо учитывать сжимаемость, подвод и отвод тепла. Именно здесь и начинается область газовой динамики.

Значительную роль в газовой динамике играют экспериментальные исследования. Необходимый в практической работе инженера вакуумщика круг вопросов, отобранных как из теоретических, так и из экспериментальных и прикладных разделов газодинамики, составляет отдельную дисциплину, называемую «Газодинамика сплошных сред». На этот предмет, в свою очередь, опираются специальные дисциплины учебного плана специальности «Вакуумная и компрессорная техника электрофизических установок» [1].

Перед нами была поставлена задача спроектировать и изготовить компактный лабораторный стенд для измерения параметров газового потока в прямолинейном и криволинейном каналах, а также изучение параметров потока газа и потерь в плоских диффузорах с различными углами раскрытия.

Анализ литературы и существующих в настоящее время лабораторных стендов [2, 3] позволил спроектировать компактный лабораторный стенд, который представлен на рис. 1.



Рис. 1. Компактный лабораторный стенд для измерения параметров газового потока

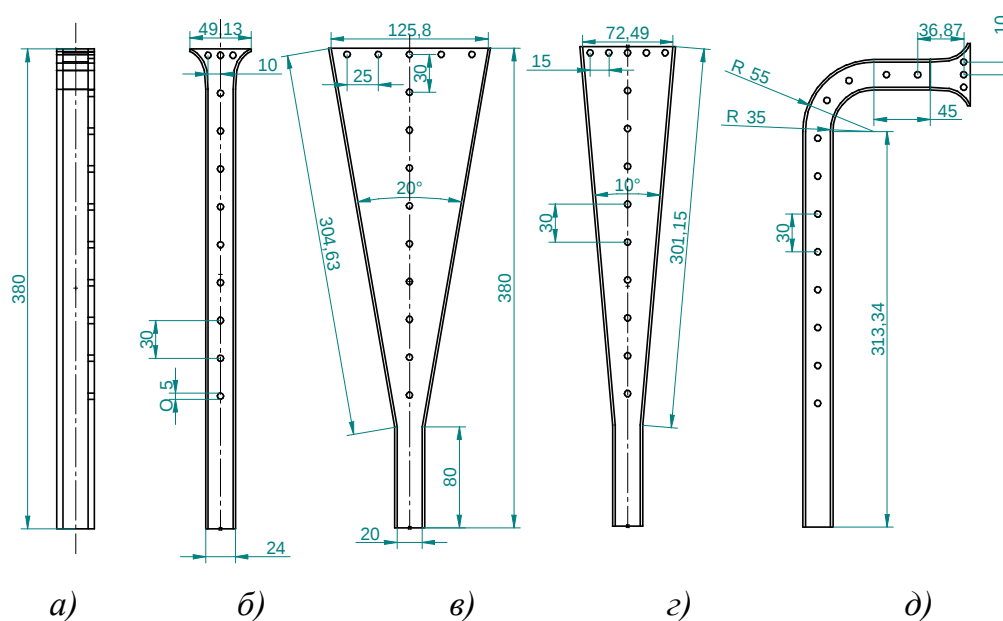


Рис. 2. Рабочие размеры каналов и диффузоров лабораторного стенда
 а) – толщина каналов и диффузоров; б) – прямолинейный канал;
 в) – диффузор с углом раскрытия 20° ; з) – диффузор с углом раскрытия 10° ;
 д) – криволинейный канал

Основными элементами лабораторного стенда являются: система откачки (вакуумный насос) на базе бытовой пылесоса, набор каналов и диффузоров, система измерения параметров газового потока.

Измерение полного и статического давления в потоке основано на учете закономерностей обтекания тел различной формы. Например, при обтекании измерительных трубок дозвуковым потоком распределение давления на их поверхности имеет свои особенности, которые позволяют вычислить динамическое давление и далее скорость газового потока по сечению (рис. 2а,б).

В диффузорах потери значительно выше, чем в каналах постоянного сечения или конфузорах. При движении газа в диффузорах профили скоростей непрерывно деформируются. Положительный градиент давления в диффузоре способствует росту пограничного слоя и при определенных условиях приводит к отрыву потока и образованию вихрей. При отрыве потока резко возрастают потери в диффузоре. Поэтому при его проектировании очень важно заранее определить точку отрыва потока. Потери в диффузоре можно изучить на представленных диффузорах с углами раскрытия 10° и 20° (рис.2в,г).

На поток в криволинейном канале действует центробежная сила, направленная в противоположную от центра кривизны линий тока сторону. Вследствие этого давление у вогнутой стенки канала возрастает, а у выпуклой – падает.

Скорость потока у вогнутой стенки, напротив, становится меньше, а у выпуклой – больше. Последнее является следствием уменьшения продольного градиента давления у вогнутой стенки в первой половине поворота и увеличением его у выпуклой стенки канала. Данные особенности можно экспериментально исследовать на криволинейном канале (рис. 2д).

При проведении экспериментов широкое распространение имеют жидкостные манометры. Они простые по конструкции, дешевые, удобные в эксплуатации, имеют высокую точность измерения, в большинстве случаев их не нужно тарировать. В нашем случае для измерения давления используются U-образные водяные манометры и микроманометр многодиапазонный с наклонной трубкой ММН_2400 (5)-1.0.

Задачей работы также ставилось критически оценить приведенные расчеты, выявить и уяснить основные закономерности процессов протекающих в прямолинейном и криволинейном каналах, а также в диффузорах с различными углами раскрытия, а это указывает на то, что следует опираться на качественно выполненные экспериментальные данные.

По проделанной работе можно сделать следующие выводы:

1. Спроектирован и изготовлен компактный лабораторный стенд для измерения параметров газового потока в прямолинейном и криволинейном каналах, а также изучение параметров потока газа и потерь в плоских диффузорах с различными углами раскрытия;
2. Проведены лабораторные испытания лабораторного стенда, которые позволили получать экспериментальные данные, которые хорошо согласуются с теоретическими предпосылками лекционного материала учебной дисциплины «Газодинамика сплошных сред»;
3. Проведенные расчеты позволяют студентам выявить и уяснить основные закономерности процессов протекающих в каналах и диффузорах и на качественном уровне оценить взаимосвязь между давлением и скоростью в газовом потоке в соответствии с базовыми уравнениями Гюгонио, Бернулли и состояния.

Литература

- [1] Сагдеев Д.И., Максимов Т.В. Газовая динамика сплошных сред: учебно-методическое пособие. Казан. гос. технол. ун-т. *Казань: КГТУ. 2011.* 147с.
- [2] Палладий А.В., Фосс С.Л., Райзман И.А. Газовая динамика: Метод.указания . Казан. гос. технол. ун-т. *Казань: КГТУ. 2003.* 62с.
- [3] Никитин А.А., Визгалов С.В. Газодинамика. Компрессорные и расширительные машины: Метод. указания к лаб. Работами. *Казан. гос. технол. ун-т. 2003.* 44с.

**РАЗРАБОТКА ИОНООБМЕННОГО АППАРАТА
ДЛЯ УМЯГЧЕНИЯ ПРИРОДНОЙ ВОДЫ**

Соловьева Е.А., Натарева С.В., Натарева О.С.

Ивановский государственный химико-технологический университет.

E-mail: natoret@mail.ru

Из всего многообразия физико-химических методов умягчения природной воды и наибольшее распространение получил ионообменный метод, который применяется на предприятиях пищевой промышленности, теплоэнергетике и других отраслях промышленности.

Неоспоримыми преимуществами ионообменного метода являются возможность обработки значительных объемов воды с переменной концентрацией целевого компонента. На промышленных предприятиях используются ионитовые фильтры с неподвижным слоем зернистого ионообменного материала и аппараты с кипящим слоем ионита, которые имеют известные достоинства и недостатки. Наиболее интенсивный процесс обмена ионов между ионитом и раствором протекает в кипящем слое благодаря интенсивному перемешиванию фаз.

Для устранения продольного перемешивания ионита и раствора применяют секционирование кипящего слоя с помощью горизонтальных тарелок и вертикальных перегородок.

В работе предложена конструкция ионообменного аппарата с кипящим слоем ионита, секционированным вертикальными перегородками, схема которого показана на рисунке.

В работе для практического исследования процессов ионообменной сорбции ионов двухвалентных металлов и регенерации ионита была создана лабораторная адсорбционно-регенерационная установка непрерывного действия, схема которой показана на рис. 1.

Ионообменный аппарат представлял собой цилиндрический корпус 1 с распределительной решеткой 2, разделяющей аппарат на камеру для кипящего дисперсного материала 3 и камеру для равномерного распределения очищаемого раствора 4. В обеих камерах аппарата расположены вертикальные перегородки 5 и 6, которые расположены симметрично относительно друг друга.

В каждой секции для кипящего дисперсного материала по ходу его движения, кроме последней, расположена вертикальная переточная трубка 8, в нижней части которой расположена инжектирующая трубка 10 с коническим зонтом 11.

Аппарат работает следующим образом. В нижние камеры для равномерного распределения раствора 4 через патрубки 7 подается загрязненный раствор. В первую секцию по ходу движения материала камеры для кипящего ионита 3 с помощью трубы 9 подается отрегенированный ионит. Очищаемый раствор проходит через отверстия распределительной решетки 2 и поддерживает над ней ионит в кипящем состоянии. Частично отработанный ионит с помощью переточной трубки 8 из первой секции переходит во вторую секцию.

Перемещение ионита из переточной трубки в следующую секцию происходит с помощью потока раствора, который подается в переточную трубку с помощью инжектирующей трубки 10. Отработанный ионит удаляется из аппарата через трубу 12. Очищенный раствор выходит из аппарата через патрубок 13.

Лабораторный аппарат был изготовлен из поливинилхлорида и испытан на участке водоподготовки одного из предприятий пищевой промышленности г. Иваново.

Режимные параметры работы аппарата были следующими: производительность аппарата по очищаемой воде – $2,6 \cdot 10^{-4}$ м³/с; производительность аппарата по катиониту Lewatit S-100(Na) – $5,2 \cdot 10^{-7}$ кг/с; жесткость очищаемой природной воды – 4,2 мг-экв/л; единовременная загрузка катионита в аппарат – $4,6 \cdot 10^{-3}$ м³; диаметр аппарата – 0,3 м; высота аппарата – 1,5 м; степень использования обменной емкости катионита – 0,95; степень очистки природной воды – 0,93.

Установлено, что многосекционный аппарат с кипящим слоем позволяет получать умягченную воду, соответствующую требованиям технологических регламентов.

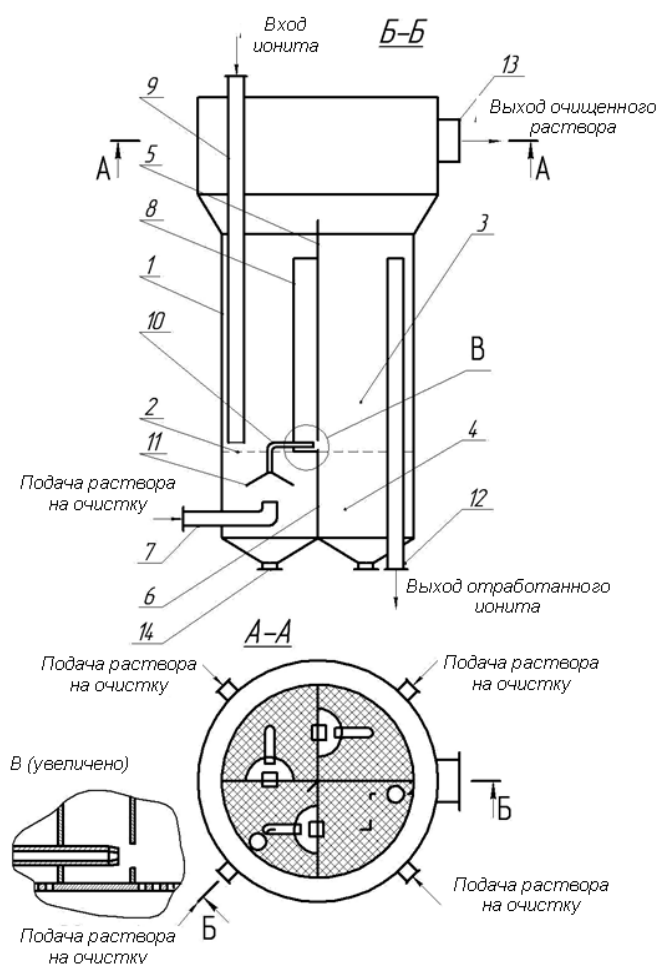


Рис. 1. Схема аппарата

Высокая степень использования обменной емкости ионита в многосекционном аппарате обусловлена тем, что время пребывания отдельных частиц ионита в секционированном кипящем слое приближается к среднему времени пребывания ионита в аппарате в целом. Поэтому ионит на выходе из многосекционного аппарата имеет более однородную степень отработки, чем ионит на выходе из аппарата со сплошным кипящим слоем.

ОБЕЗВРЕЖИВАНИЕ ГАЗОВЫХ ВЫБРОСОВ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ОБЖАТЫХ КАТАЛИЗАТОРОВ

Проскин И.П., Борисенко А.С., Корнев М.В., Доронин Г.С.

Дзержинский политехнический институт, филиал Нижегородского государственного технического университета имени Р.Е. Алексеева.

E-mail: sekretar@dfngtu.nnov.ru

Известные методы каталитического обезвреживания газовых выбросов оксидов азота и серы базируются на использовании дорогостоящих платиновых или палладий содержащих отечественных или импортных катализаторов, которые в промышленных условиях обеспечивают 80-90%-ную очистку обеспыленных газов.

Использование многоканальных блочных катализаторов для очистки запыленных газов связано либо с разработкой дорогостоящих рецептур, либо с недостаточной степенью обезвреживания загрязненных оксидами газов. Поиск путей совершенствования известных недефицитных и недорогих контактных масс с целью повышения их активности в процессе

очистки газов и создание высокоэффективных газоочистных установок является актуальной технической и экологической задачей.

В последнее время много внимания уделяется повышению активности катализаторов и идет поиск новых экологически безопасных методов приготовления эффективных катализаторов без участия благородных металлов.

Особый интерес представляют нетрадиционные экологически безопасные способы повышения реакционной способности катализаторов, к которым относится метод прямой механохимической активации (МХА) как активной фазы, так и носителя.

В данном исследовании для повышения каталитической активности известных оксидных катализаторов осуществляли их дополнительную активацию воздействием давления взрывной волны, приводящей к разрушению и деформации исходной структуры, интенсивному разогреву порошка катализатора и, как следствие, прочному нанесению порошка на внутреннюю поверхность металлической трубки. В качестве эталонов сравнения использовали необжатые гранулированные образцы катализаторов того же состава и равной массы.

Исследования каталитической активности обжатого описанным способом образца «каталитической трубки» проводили на поточной установке в процессах восстановления оксидов азота и окисления диоксида серы в триоксид. В каталитический реактор устанавливали трубчатый каталитический элемент с нанесенными катализаторами известных марок.

Реакцию восстановления NO_x монооксидом углерода проводили и проточном реакторе на обжатых контактах марок ГИАП-8, ГИАП-16, ГИАП-19 в температурном диапазоне 500-700 °С, отношении CO/NO от 0,9 до 5,5 при содержании NO_x 0,25-0,5% (об).

Экспериментальные данные показали, что степень контактирования при равных условиях на обжатых контактах значительно выше, чем на гранулированных. Так, при температуре 700°С, содержании в исходном газе NO 0,5% (об.), CO 0,7% (об.), на катализаторе ГИАП-8, нанесенном методом взрыва, степень восстановления NO составляет 84%, в то время, как на гранулированном этот показатель не превышает 68%. Для ГИАП-8, обжатого и гранулированного, степень восстановления составила соответственно 73,4 и 67% для ГИАП-19-78 и 40%.

Исследован процесс селективного восстановления оксидов азота аммиаком на обжатом катализаторе АВК-10М. Показано превосходство обжатых контактов над гранулированными того же состава. На катализаторе, обработанном методом взрыва, максимальная степень восстановления оксидов азота составила 99,1%, в то время, как на гранулированном только 97,0%.

Кинетическими исследованиями определены значения константы скорости, порядка реакции по каждому компоненту. Энергия активации взаимодействия оксида-азота(II) с монооксидом углерода на обжатом контакте АВК-10М составляет 50,5 кДж/моль, для гранулированного катализатора этот показатель равен 58,1кДж/моль.

Аналогичные исследования были выполнены при окислении диоксида серы в триоксид на обжатых и гранулированных катализаторах БАВ И СВД.

Результаты исследования катализатора БАВ показывают, что превосходством обладает обжатый катализатор, который позволяет достичь высокой степени превращения при более низких температурах. Так, при $T = 400$ °С и $C_{\text{SO}_2} = 0,5\%$ на гранулированном катализаторе степень превращения составляет всего 75%, тогда как на обжатом при аналогичной концентрации и более низкой температуре $T=350^\circ\text{C}$ степень окисления составила 82%.

При исследовании катализатора СВД установлено, что степень превращения SO_2 на гранулированном катализаторе увеличивается от 65 до 85% с ростом температуры от 350 до 500 °С и с увеличением начальной концентрации, в то время как степень превращения на обжатом катализаторе стабильна на уровне не ниже 80-95% в том же температурном интервале.

Энергия активации данной реакции на обжатом катализаторе СВД составила 81,5 кДж/моль, для гранулированного катализатора этот показатель равен 90 кДж/моль. Кроме

того, обжаты катализаторы позволили достичь равной степени окисления диоксида серы при более низких температурах, чем при использовании серийных гранулированных контактов.

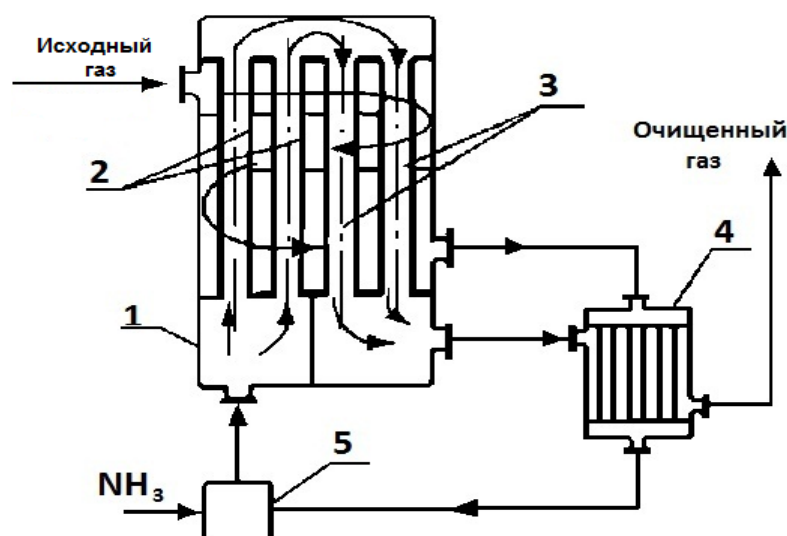
Исследованные и прошедшие опытную проверку образцы контактных масс могут быть использованы в газоочистных установках для обезвреживания газовых выбросов химических, энергетических и других производств, а также для очистки отходящих газов двигателей внутреннего сгорания.

Принцип работы реактора представлен на рисунке.

Пакеты каталитических трубок и состав контактных масс могут быть подобраны таким образом, что, например, в части их (поз. 2) будет осуществляться очистка от NO_x , а в другой части (поз. 3) доочистка от CO или иного ингредиента.

Принципиальная схема установки газоочистки:

- 1 – корпус реактора,
- 2, 3 – пакеты каталитических трубок,
- 4 – теплообменник,
- 5 – смеситель.



Предлагаемый реактор отличается простотой конструкции, высокой производительностью, компактностью, возможностью обезвреживания сильно запыленных газов, низкой вероятностью локальных перегревов.

ИССЛЕДОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИХ ХАРАКТЕРИСТИК МНОГОСТУПЕНЧАТОГО АБСОРБЕРА ВИХРЕВОГО ТИПА

Аскарров Р.П., Алексеев В.В., Поникаров И.И., Закиров М.А.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: mahp_kstu@mail.ru

Для абсорбции хорошо растворимых газов нашли применение одноступенчатые аппараты вихревого типа, разработанные на кафедре машин и аппаратов химических производств КНИТУ [1, 2]. Область применения, технические характеристики, состав изделия, комплект поставки, конструкция и принцип работы изложены в паспорте на вихревые безнасадочные аппараты [2].

Однако для абсорбции среднерастворимых или хорошо растворимых газов при повышенных температурах применение одноступенчатых аппаратов для физической абсорбции не оправдано. Поэтому были предложены многоступенчатые абсорберы вихревого типа [3, 4].

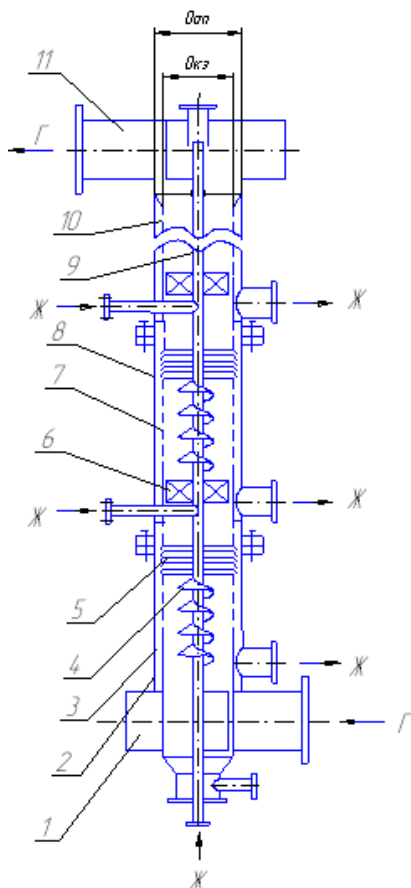


Рис. 1. Схема многоступенчатого абсорбера вихревого типа

Принцип работы многоступенчатого абсорбера вихревого типа (МABТ) заключается в следующем. Газовая смесь (см. рис. 1) с допустимой начальной концентрацией абсорбируемых компонентов входит в двухзаходное тангенциальное закручивающее устройство (ТЗУ) 1, расположенное на первой ступени 2.

Приобретает вращательно-поступательное движение, проходит область жидкостной завесы первой ступени, созданной винтовым дефлекторным оросителем 4, где частично освобождается от абсорбируемых газообразных компонентов, и после сепарации, поступает на вторую ступень контакта 8.

При наличии в потоке твердой фазы, за счет центробежных сил происходит их осаждение на пленку жидкости и совместное прямоточно-винтовое пленочное движение на внутренней поверхности цилиндрического сепаратора 7 контактной ступени.

Удаление жидкой фазы производится через стакан гидрозатвора 3. На второй ступени закрученный поток проходит аксиально-лопаточное подкручивающее устройство (АЛПУ) 6, приобретает первоначальную структуру потока и взаимодействует с другим объемным факелом орошения, сформированным оросительным устройством 9 и также после сепарации жидкости газовая смесь поступает на следующую ступень.

Тарельчатый конический сепаратор 5 применяется для увеличения скорости движения газовой смеси и повышения количества сепарируемой жидкости. При движении газовой смеси от ступени к ступени концентрация абсорбируемых компонентов уменьшается. На последней ступени происходит окончательная сепарация жидкости от газа АЛПУ 6 и цилиндрическим сепаратором 10 и очищенная до расчетной концентрации газовая смесь выходит из абсорбера через двухзаходное тангенциальное раскручивающее устройство (ТРУ) 11.

При необходимости вместо вышеуказанного двухзаходного ТРУ, может быть использована конструкция с осевым выходом газовой смеси с раскруткой потока очищенной газовой смеси или без нее.

В многоступенчатых аппаратах проводились экспериментальные исследования по:

- изучению гидродинамических процессов в системе “вода-воздух” для определения допустимых расходов по газовой и жидкой фазам, по уносу жидкости из аппарата при предельных нагрузках, по размерам дисперсной фазы;
- определению энергозатрат на проведение процессов изотермической абсорбции или абсорбции с контактным теплообменом.

Исследования гидродинамических закономерностей в аппарате и допустимых расходов газа и жидкости проводились на экспериментальной установке (см. рис. 2). Исследования по предельным нагрузкам аппарата проводились на системе “воздух - вода” в изотермических условиях, когда температуры газа t_g и жидкости $t_{ж}$ были равны $t_g \approx t_{ж} = 20 \pm 2$ °С.

И избыточное давление не превышало сопротивления аппарата и подводящей газовой линии, и составляло 3-5 кПа. Расход газовой фазы G_v^* в экспериментах изменялся от 100 до 1000 м³/ч, а расход жидкости L_v^* – от 0,2 до 3,0 м³/ч. Эксперименты показали, что допустимые скорости движения газовой фазы в многоступенчатых аппаратах на 20-40% ниже допустимых нагрузок, достигаемых в одноступенчатых аппаратах. Соотношение

относительной нагрузки по жидкости L/G, при скоростях движения газовой фазы до 10-15 м/с, достигает предельных значений 5-6.

Однако, повышенное гидравлическое сопротивление многоступенчатых аппаратов вызывает необходимость снижения относительной нагрузки L/G до 2-3. Унос капельной жидкости наблюдается лишь при предельных нагрузках по газу. Для этого на последней ступени контактирования предлагается применять концевые сепараторы – туманоуловители (на рис. 1 не показаны).

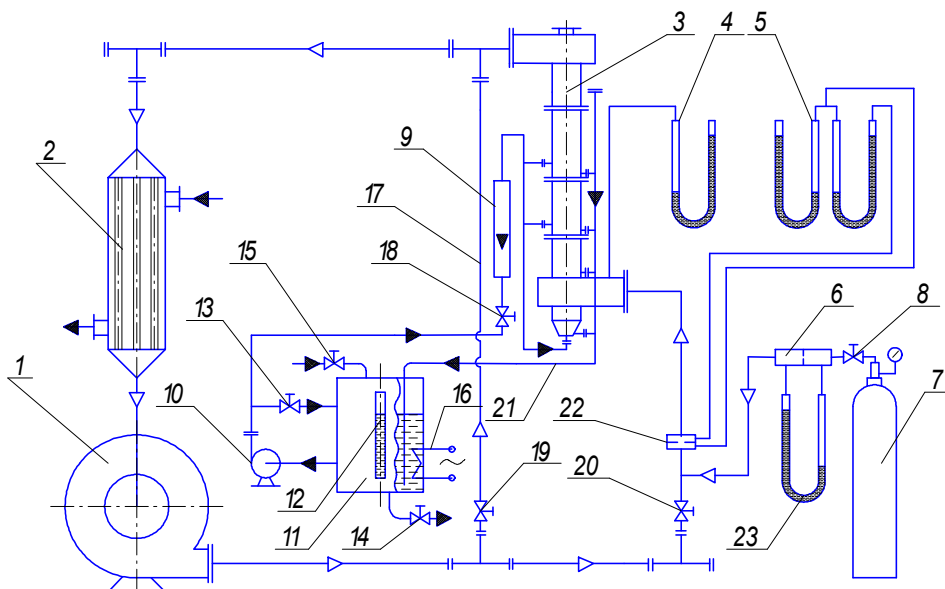


Рис. 2. Схема экспериментальной установки

Исследования гидравлического сопротивления многоступенчатого абсорбера вихревого типа проводились последовательно на сухой и орошаемой физической модели, под небольшим избыточным давлением газа на системе “воздух - вода” в изотермических условиях. Расход газовой фазы в экспериментах изменялся от 200 до 800 м³/ч, а расход жидкости – от 0,3 до 2,0 м³/ч.

В качестве элементов использовались: входное тангенциальное закручивающее устройство (ТЗУ), сменные царги, предназначенные для создания ступеней контактирования, аксиально-лопаточные подкручивающие устройства (АЛПУ), сепараторы дырчатый и тарельчатый, оросительное устройство и выходное тангенциальное раскручивающее устройство (ТРУ).

Гидравлическое сопротивление элементов аппарата и жидкостной добавки определялось по полному перепаду давления во входном патрубке ΔP_i , Па по выражению

$$\Delta P_i = \Delta P_{i \text{ ст}} + \Delta P_{i \text{ дин}}, \quad (1)$$

где $\Delta P_{i \text{ ст}} = \rho_{\text{ж}} \cdot g \cdot \Delta h_i$, Па – статический и $\Delta P_{i \text{ дин}} = \rho_{\text{г}} \cdot V_{\text{вх}}^2 / 2$, Па – динамический перепады давления; $\rho_{\text{ж}} = 1000 \text{ кг/м}^3$ – плотность воды в дифманометре; $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – ускорение силы тяжести; Δh_i – перепад уровня жидкости в U-образном дифманометре, м; $V_{\text{вх}}$ – скорость движения газа во входном патрубке, м/с; $\rho_{\text{г}}$ – плотность газовой фазы, кг/м³.

Результаты экспериментальных исследований гидравлического сопротивления отдельных элементов ΔP_i , Па с различными сменными устройствами от среднерасходной скорости движения газа в контактной зоне $V_{\text{кз}}$, м/с представлены для: АЛПУ – $i=1$; двухзаходного ТЗУ – $i=2$; сепаратора тарельчатого – $i=3$; выходного ТРУ – $i=4$; сопротивления аппарата по длине при $\bar{h}_{\text{ст}} = h_{\text{ст}} / D_{\text{кз}} \approx 6$, где $h_{\text{ст}}$ – высота ступени контактирования, м – $i=5$; сепаратор

дырчатый – $i=6$; жидкостная добавка для $L/G=2$, где $L = L_v^* \cdot \rho_{ж}$ и $G = G_v^* \cdot \rho_{г}$ – массовые расходы соответственно жидкости и газа, кг/ч – $i=7$.

Экспериментально установлено, что использование подкручивающих устройств, например АЛПУ, требует значительных затрат энергии на формирование аэродинамической структуры потока на входе в следующую ступень контактирования.

Это, по-видимому, было связано со значительной раскруткой потока в предыдущей ступени при относительных расходах жидкости $L/G \geq 4-6$. Гидравлическое сопротивление при $L/G > 2$ в экспериментах не определялось.

Потому что, это требовало повышенных затрат энергии на формирование аэродинамической структуры потока на следующей ступени АЛПУ и увеличения угла наклона лопаток к вертикали $\varphi_{л} \geq 65-75^\circ$. Поэтому в дальнейших экспериментах относительные расходы жидкости L/G составляли 1,5-2,0.

Значительную энергию на формирование входного потока затрачивали и ТЗУ и тем больше, чем больше скорость движения газа в контактной зоне.

Оптимальными скоростями движения газов в контактной зоне аппарата, на наш взгляд, являются скорости $V_{кз} = 10-14$ м/с.

Применение дырчатого и тарельчатого сепараторов, обеспечивающих надежную сепарацию газа от жидкости после их контакта, требует относительно небольших затрат энергии.

Установлено, что сопротивление аппарата по длине при значении $\bar{h}_{ст} = h_{ст}/D_{кз} \leq 10$ составляет лишь небольшую долю от сопротивления закручивающих устройств.

По уравнению (1) и экспериментально полученным значениям гидравлических сопротивлений ΔP_i построен график зависимости (см. рис. 3) коэффициента гидравлического сопротивления элементов абсорбера $\zeta_i = 2 \cdot \Delta P_i / (\rho_{г} \cdot V_{кз}^2)$ от режима движения газа $Re_{г} = (V_{кз} \cdot D_{кз} \cdot \rho_{г}) / \mu_{г}$, где $V_{кз}$ – скорость движения газа в контактной зоне, м/с; $D_{кз}$ – диаметр контактной зоны аппарата, м; $\mu_{г}$ – коэффициент динамической вязкости газа, Па·с.

Анализ этого графика показывает, что при увеличении значения числа Рейнольдса $Re_{г}$ от 50000 до 170000 коэффициент ζ_i стремится к постоянной величине $\zeta_i = \text{const}$, автомодельной по числу Рейнольдса. Гидравлическое сопротивление орошаемого аппарата вихревого типа определялось по коэффициентам сопротивлений ζ_i с учетом жидкостной добавки по уравнению:

$$\Delta P_{ап} = \sum_{i=1}^n \zeta_i \cdot \rho_{г} \cdot V_{кз}^2 / 2. \quad (2)$$

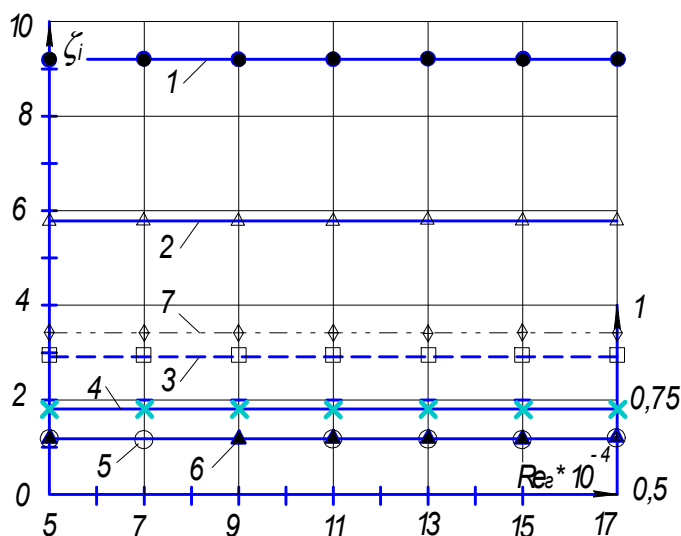


Рис. 3. График зависимости коэффициента гидравлического сопротивления ζ_i элементов аппарата от числа Рейнольдса газа $Re_{г}$

В качестве закручивающих устройств были использованы одно- и двухзаходные ТЗУ, ЗУ улиточного и аксиально-лопаточного (АЛПУ) типов, применяемые в эксперименте для подкрутки потока во второй и последующих ступенях контактирования.

Проектный расчет гидравлического сопротивления МАВТ определяется конструктивной компоновкой аппарата и его аэрогидродинамическим режимом работы.

В допустимом диапазоне расходов газа и жидкости при известных значениях коэффициентов сопротивлений компоновочных элементов определяется суммарный коэффициент сопротивления $\sum_{i=1}^n \zeta_i$ где n – общее количество элементов.

При значениях чисел Рейнольдса Re_ε , изменяющихся от 50-170 тысяч, коэффициенты ζ_i автомодельны по расходу и являются постоянными величинами. В этом же диапазоне принимается коэффициент аэродинамического сопротивления ζ_7 при $L/G = 2$.

Тогда для расчета гидравлического сопротивления, например, трехступенчатого аппарата находятся компоновочные коэффициенты сопротивления (см. рис. 3) на каждой из трех ступеней контактирования, включающие потери энергии отдельно на дырчатом и тарельчатом сепараторах, на оросителе, на АЛПУ и по длине ступени, а также на входном ТЗУ и выходном ТРУ. Суммарный коэффициент гидравлического сопротивления будет равен:

$$\sum_{i=1}^n \zeta_i = \zeta_2 + \zeta_4 + 3 \cdot (\zeta_1 + \zeta_3 + \zeta_5 + \zeta_6 + \zeta_7) = 5,8 + 1,7 + 3(9,2 + 2,9 + 1,1 + 1,1 + 3,5) = 60,9$$

Рассчитывается плотность газовой смеси ρ_ε при температуре и давлении процесса по известной методике [5]. Принимается скорость движения газовой смеси в аппарате $8 \leq V_{\kappa 3} \leq 14$. Определяется гидравлическое сопротивление аппарата с тремя ступенями контактирования:

$$\Delta P_{3авт} = \sum_{i=1}^n \zeta_i \cdot \rho_\varepsilon \cdot V_{\kappa 3}^2 / 2 = 60,9 \cdot 1,2 \cdot 10^2 / 2 = 3654 \text{ Па}$$

При нагрузке $L/G \leq 2$ не требуется установки АЛПУ и суммарный коэффициент $\sum_{i=1}^n \zeta_i = 33,3$ и суммарное сопротивление будет равно:

$$\Delta P_{3авт} = \sum_{i=1}^n \zeta_i \cdot \rho_\varepsilon \cdot V_{\kappa 3}^2 / 2 = 33,3 \cdot 1,2 \cdot 10^2 / 2 = 1998 \text{ Па}$$

Аналогичные расчеты можно выполнить при любой компоновке абсорбера, когда режимы работы аппарата находятся в области допустимых значений по расходам газа и жидкости.

При известной компоновке абсорбера и при известных аэрогидродинамических режимах предложенная методика расчета гидравлического сопротивления позволяет определять потери энергии при организации процесса изотермической и неадиабатической абсорбции.

Литература

- [1] Алексеев В.В., Булкин В.А. Гидродинамические характеристики массообменного аппарата вихревого типа с объемным факелом распыла – Материалы II научной конференции «Современные машины и аппараты химических производств». Чимкент. 1983. Т.2. С.228-233.
- [2] Алексеев В.В., Поникаров И.И., Аппараты вихревые безнасадочные. Паспорт АВБ–1÷АВБ–4 (АВБ 00.00.00). Казань: КХТИ. 1989. 24с.
- [3] Алексеев В.В., Поникаров И.И., Абсорберы многоступенчатые вихревого типа. Техническое описание (ТО). Казань: КГТУ. 2000. 15с.
- [4] Алексеев В.В., Поникаров И.И., Абсорберы многоступенчатые вихревого типа. Инструкция по эксплуатации (ИЭ). Казань: КГТУ. 2000. 22с.
- [5] Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия. 1981. 560с.

РАСЧЕТ ВИХРЕВОГО ПЫЛЕГАЗОРАЗДЕЛИТЕЛЯ

Биктимеров М.М., Алексеев В.В., Алексеев П.В., Закиров М.А.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: mahp_kstu@mail.ru

На кафедре машин и аппаратов химических производств КНИТУ разработан вихревой пылегазоразделитель, схема и принцип его работы представлены в [1].

Геометрические параметры входной зоны пылеулавливания были рассчитаны по интегральному входному параметру крутки [2]:

$$\theta_{\text{вх}} = \bar{R}_{\text{вх}} / K_T, \quad (1)$$

где $\bar{R}_{\text{вх}} = 2R_{\text{вх}} / D = 1 - \bar{d}$ – относительный радиус входного момента количества движения; $K_T = F_{\text{вх}} / F_{\kappa}$ – коэффициент крутки потока (относительная площадь входа); $F_{\text{вх}} = \pi \cdot d_1^2 / 4$ – площадь цилиндрического входного патрубка; $F_{\kappa} = (\pi/4) \cdot (D^2 - d^2)$ – площадь кольцевого канала; $\bar{d} = d / D$ – относительный диаметр выхлопной трубы (кольцевой параметр); D – диаметр аппарата, м; d_1 и d – внутренний и наружный диаметры входного патрубка и выхлопной трубы.

Высокая эффективность пылеулавливания в таком аппарате достигается за счет раздельной организации движения закрученного нисходящего очищаемого потока в винтовом канале и очищенного восходящего – в выхлопной (выходной) трубе.

Сепарация пыли осуществляется последовательно во входной зоне и двух зонах винтового канала. Окончательное разделение пыли происходит в бункере (сборнике пыли).

Геометрические параметры аппарата в винтовом закручивающем устройстве (ВЗУ) определялись по интегральному параметру крутки [2]:

$$\theta_{\text{вх.в}} = \text{tg} \varphi_{\text{ср}} \cdot (1 + \bar{d}^2) / (1 + \bar{d}), \quad (2)$$

где $\varphi_{\text{ср}}$ – средний угол закрутки потока в ВЗУ.

Приняв, что параметр крутки потока на входе $\theta_{\text{вх}}$ численно равен параметру крутки ВЗУ $\theta_{\text{вх.в}}$, был определен средний угол закрутки $\varphi_{\text{ср}}$:

$$\varphi_{\text{ср}} = \text{arctg}[\theta_{\text{вх}} \cdot (1 + \bar{d}) / (1 + \bar{d}^2)]. \quad (3)$$

Шаг однозаходного ВЗУ S был определен по выражению:

$$S = (\pi \cdot d_{\text{ср}}) / \text{tg} \varphi_{\text{ср}}, \quad (4)$$

где $d_{\text{ср}} = (D + d) / 2$ – средний диаметр канала ВЗУ.

Скорость движения газа в винтовом закручивающем устройстве $V_{\text{в}}$, м/с определялась по выражению:

$$V_{\text{в}} = V_{\text{вх}} \cdot F_{\text{вх}} / F_{\text{в}}, \quad (5)$$

где $F_{\text{в}} = S \cdot \sin \varphi_{\text{ср}} (D - d) / 2$ – площадь поперечного сечения канала ВЗУ, м².

Тангенциальная $V_{\text{фв}}$, м/с и осевая $V_{\text{хв}}$, м/с составляющие скорости движения газа в канале ВЗУ определялись по выражениям:

$$V_{\text{фв}} = V_{\text{в}} \cdot \sin \varphi_{\text{ср}} \quad (6)$$

$$V_{xb} = V_b \cdot \cos \varphi_{cp} \quad (7)$$

Уравнения (2)-(7) были использованы для расчета конструктивных и режимных параметров в основной и дополнительной зонах пылеулавливания, организованных винтовыми закручивающими устройствами.

Скорость движения пылегазовой смеси с начальной концентрацией $C_n = 0,10 - 0,14$ кг/м³ изменялась в пределах от 15 до 25 м/с., в качестве модельной была принята система: воздух, содержащий пыль, выделяющуюся при сушке калийного удобрения в трубе-сушилке, дисперсный состав пыли приведен в табл. 1.

Табл. 1.

мкм	≤0,8	1,6	2,5	4	6,3	10	16	25	≥ 40
% масс.	7,3	3,7	5	8	9	11	14	16	27

диаметру выхлопной трубы $d = 0,20$ и $0,30$ м и диаметрами пылесборника $D_n = 0,90$ и $1,20$ м, предназначенные для сухого центробежного пылеулавливания твердой не слипающейся или мало слипающейся пыли с размерами частиц более 5 мкм.

Данные сравнительной характеристики по минимальному диаметру частиц пыли d_{min} , мкм и эффективности пылеулавливания в аппаратах различных конструкций [2-5] η , % приведены в табл. 2. При расчете d_{min} и η в сравниваемых аппаратах принята одинаковая тангенциальная составляющая скорости движения потока в зоне сепарации, равная 15 м/с.

Табл. 2.

Аппарат	d_{min} , мкм	η , %
СК-ЦН-34М	2,12	92,1
ВПГР	2,66	90,44
ЦН-11	13,56	64,87
ВТИ	15,60	62,67
ЦН-15	15,90	62,45
ЦН-15у	15,90	62,45
НИОГАЗ	16,6	60,75
ЦН-24	17,1	59,52
ЦККБ	18,6	56,4
Прямоточный циклон	23,5	49,87

Отсутствие условий для забивания исследуемого аппарата пылью повышает эксплуатационную надежность и позволяет рекомендовать его в заводскую практику для сухого центробежного пылеулавливания.

Литература

- [1] Филимонов А.Н., Алексеев П.В., Поникаров И.И., Алексеев В.В.. Разработка вихревого противоточного пылегазоразделителя. Материалы II Международной научно-технической конференции "Прогрессивные технологии и оборудование для пищевой промышленности". Воронеж. 2004. Ч. II. С.287-289.
- [2] Халатов А.А. Теория и практика закрученных потоков. Киев: Наукова думка. 1989. 192с.
- [3] Биргер М.И., Вальдберг А.Ю., Мягков Б.И. Справочник по пыле- и золоулавливанию. М.: Энергоатомиздат. 1983. 312с.
- [4] Коузов П.А., Мальгин А.Д., Скрябин Г.М. Очистка от пыли газов и воздуха в химической промышленности. Л.: Химия. 1982. 256с.
- [5] Алиев Г.М.-А. Техника пылеулавливания и очистки промышленных газов: Справочник. М.: Металлургия. 1986. 544с.

Плотность частиц модельной пыли $\rho = 2000-2050$ кг/м³.

По результатам расчетов разработаны промышленные вихревые пылегазоразделители диаметрами $D = 0,60$ и $0,80$ м и диаметрами входного патрубка равными

Анализ табл. 2 показал, что разработанный аппарат (ВПГР) обладает достаточно высокой эффективностью пылеулавливания и может конкурировать с высокоэффективными противоточными циклонами типа СК-ЦН при улавливании тонкодисперсной пыли.

Наименьшую эффективность пылеулавливания, как и следовало ожидать, имеет прямоточный циклон.

Более высокую эффективность пылеулавливания достигают циклоны ЦККБ, ЦН-24 по сравнению с прямоточными циклонами (но менее 60%).

Отсутствие условий для забивания исследуемого аппарата пылью повышает эксплуатационную надежность и позволяет рекомендовать его в заводскую практику для сухого центробежного пылеулавливания.

РАСЧЕТ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ КОМБИНИРОВАННОГО АППАРАТА ВИХРЕВОГО ТИПА

Касымов Р.Р., Алексеев В.В., Поникаров И.И., Лукин В.О.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: mahp_kstu@mail.ru

На кафедре МАХП КНИТУ разработаны одноступенчатые аппараты вихревого типа, применяемые как для процессов абсорбции и пылеулавливания, так и для комплексных процессов совмещённого пыле- и газопылеулавливания [1-3].

Для абсорбции среднерастворимых газов при нормальных температурах или хорошо растворимых при повышенных температурах применение одноступенчатых аппаратов для физической абсорбции не оправдано. Поэтому были предложены комбинированные аппараты вихревого типа с двумя различными зонами контактирования: комбинированный аппарат с рециркуляцией жидкости и с двумя противоточными вихревыми зонами.

При разработке инженерной методики расчета таких аппаратов необходимым этапом исследования являются эксперименты по определению энергозатрат на проведение процессов изотермической абсорбции или абсорбции с контактным теплообменом.

Принцип работы комбинированного аппарата вихревого типа с рециркуляцией жидкости и схема экспериментальной установки приведены в [4].

Газ (воздух) подавался в аппарат вентилятором высокого давления. Для организации прямоочного движения газа и жидкости скорость движения газовой фазы должна быть выше 6-7 м/с. Расход газа регулировался с помощью задвижки по показаниям U-образных дифманометров, присоединенных к остроугольной диафрагме.

Перепад статического давления $\Delta P_{ст\ i}$, Па аппарата и его конструктивных элементов измерялся по U-образному дифманометру, присоединенному к входному патрубку аппарата. Газ, после контактирования в циркуляционной и основной зонах, удалялся из аппарата.

Жидкость (вода) подавалась при помощи насоса из бака, который предварительно наполнялся из водопроводной сети открытием вентиля. Расход жидкости измерялся по показаниям ротаметра и регулировался вентилем. Из аппарата вода поступала обратно в бак. Расход газовой фазы изменялся от 200 до 600 м³/ч, а расход жидкости – от 0,5 до 2 м³/ч, при этом сопротивление газовой фазы и аппарата не превышала 2-4 кПа. Температура газовой и жидкой фазы в эксперименте составляла $20 \pm 2,5^\circ\text{C}$.

Гидравлическое сопротивление элементов аппарата и жидкостной добавки определялись экспериментально по полному перепаду давления во входном патрубке ΔP_i , Па:

$$\Delta P_i = \Delta P_{ст\ i} + \Delta P_{i\ дин}, \quad (1)$$

где $\Delta P_{ст\ i} = \rho_{ж} \cdot g \cdot \Delta h_i$, Па – статический и $\Delta P_{i\ дин} = \rho_{г} \cdot V_{вх}^2 / 2$, Па – динамический перепады давления; $\rho_{ж} = 1000 \text{ кг/м}^3$ – плотность воды в дифманометре; $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – ускорение силы тяжести; Δh_i – перепад уровня жидкости в U-образном дифманометре, м; $V_{вх}$ – скорость движения газа во входном патрубке, м/с; $\rho_{г}$ – плотность газовой фазы, кг/м³.

В качестве элементов использовались: входное тангенциальное закручивающее устройство (ТЗУ), сменные царги, предназначенные для создания нескольких ступеней контактирования, сепараторы дырчатый и тарельчатый, оросительное устройство и выходное тангенциальное раскручивающее устройство (ТРУ).

Гидравлическое сопротивление отдельных элементов аппарата ΔP_i , Па определялось в зависимости от среднерасходной скорости движения газа в контактной зоне V , м/с. Принятые условные обозначения элементов: $i = 1$ – узел рециркуляции жидкости; $i = 2$ – двухзаходное ТЗУ; $i = 3$ – выходное ТРУ; $i = 4$ – сепаратор тарельчатый, $i = 5$ – жидкостная

добавка для $L/G = 0,6$; $i = 6$ - тоже для $L/G = 2,0$ (L и G – массовые расходы жидкости и газа, кг/с).

Влияние жидкостной добавки определялось относительной нагрузкой по жидкости L/G . Максимальное значение гидравлического сопротивления имел узел рециркуляции ($i = 1$), а минимальное – тарельчатый сепаратор ($i = 4$).

Экспериментально установлено, что при постоянных значениях скорости движения газа в контактной зоне $V = \text{const}$ большему значению относительной нагрузки по жидкости L/G соответствует и большее значение гидравлического сопротивления жидкостной добавки.

По уравнению (1) и зависимости гидравлического сопротивления отдельных элементов ΔP_i построен график зависимости коэффициента гидравлического сопротивления элементов абсорбера $\zeta_i = 2 \cdot \Delta P_i / (\rho_r \cdot V^2)$ от режима движения газа $Re_r = (V \cdot D \cdot \rho_r) / \mu_r$, где V – скорость движения газа в контактной зоне, м/с; D – диаметр контактной зоны аппарата, м; μ_r – коэффициент динамической вязкости газа, Па·с (см. рисунок).

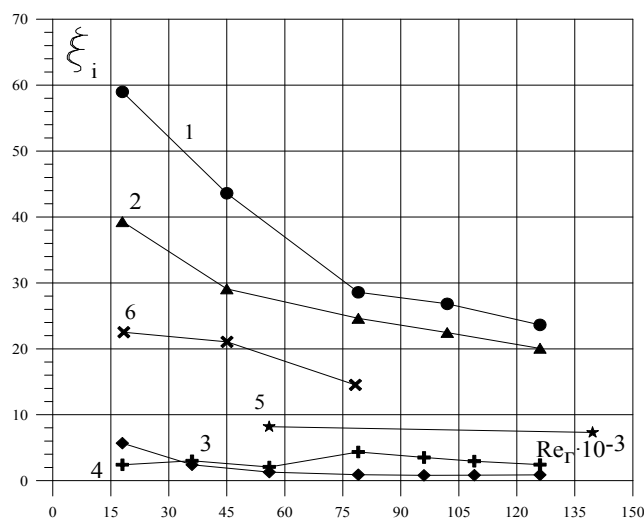


Рисунок. График зависимости коэффициента ζ_i от Re_r

Анализ этого графика показывает, что при увеличении значения числа Рейнольдса Re_r от 65000-75000 коэффициент ζ_i стремится к постоянной величине $\zeta_i = \text{const}$, автомодельной по числу Рейнольдса.

Гидравлическое сопротивление комбинированного аппарата определяется по уравнению:

$$\Delta P = \sum_{i=1}^n \zeta_i \cdot \frac{\rho_r \cdot V^2}{2}, \quad (2)$$

где ζ_i – коэффициенты гидравлического сопротивления, n – количество элементов.

Гидравлическое сопротивление аппарата определяется конструктивными параметрами и аэрогидродинамическим режимом его работы.

При $Re_r \geq 75000$ коэффициенты ζ_i автомодельны по расходу газа и являются постоянными величинами.

Ниже показан пример общего расчета комбинированного аппарата вихревого типа в автомодельном режиме, который выполняется в следующей последовательности.

- Определяется суммарный коэффициент гидравлического сопротивления $\sum_{i=1}^n \zeta_i$, где n – общее количество элементов.
- Рассчитывается плотность газовой смеси ρ_z по известной методике [5].

- Задается скорость движения газовой смеси в контактной зоне V в допустимом диапазоне скоростей.
- Определяется суммарное гидравлическое сопротивление аппарата по уравнению (2).

Пример частного расчета гидравлического сопротивления для аппарата, оснащенного двухзаходным ТЗУ, узлом рециркуляции жидкости, тарельчатым сепаратором и выходным РТУ при относительной нагрузке по жидкости $L/G = 0,6$ приведен ниже.

Общий коэффициент гидравлического сопротивления будет равен:

$$\sum_{i=1}^n \zeta_i = \zeta_1 + \zeta_2 + \zeta_3 + \zeta_4 + \zeta_6 = 26 + 22 + 3 + 2 + 8 = 59$$

Плотность газовой смеси для воздуха при нормальных условиях определяется по выражению:

$$\rho_{\text{воз}} = M_{\text{воз}} / 22,4 = 29 / 22,4 = 1,294 \text{ кг/м}^3.$$

При других значениях температуры и давления плотность воздуха определяется по выражению:

$$\rho_{\text{воз}}(T, P) = \rho_{\text{воз}} \cdot (P_p / P_0) \cdot (T_0 / T_p) = 1,294 \cdot (1,05 / 1) \cdot (273 / 293) = 1,266 \text{ кг/м}^3,$$

где P_p и P_0 – рабочее и нормальное давления, бар, T_0 и T_p – нормальное и рабочая абсолютные температуры, К.

Скорость движения газовой фазы в комбинированном аппарате вихревого типа принимаются от 7-8 до 10-12 м/с. Примем скорость движения воздуха в аппарате $V = 8$ м/с. Тогда суммарное гидравлическое сопротивление будет равно:

$$\Delta P = \sum_{i=1}^n \zeta_i \cdot \rho \cdot V^2 / 2 = 59 \cdot 1,266 \cdot 8^2 / 2 = 2390 \text{ Па}.$$

Если известна скорость движения газовой смеси во входном ТЗУ $V_{\text{вх}}$ и площадь проходного сечения $F_{\text{вх}}$, то при известной площади поперечного сечения контактной зоны $F_{\text{кз}}$, скорость движения газовой смеси V может быть определена по выражению:

$$V = V_{\text{вх}} \cdot (F_{\text{вх}} / F_{\text{кз}}) = V_{\text{вх}} \cdot K_T,$$

где K_T – коэффициент крутки потока.

Литература

- [1] Алексеев В.В., Булкин В.А. Гидродинамические характеристики массообменного аппарата вихревого типа с объемным факелом распыла. В кн.: Современные машины и аппараты химических производств. Материалы II Всесоюзной научной конференции: Расширенные тезисы докладов. *Чимкент. 1980. Т.2. С.228-233.*
- [2] Алексеев В.В., Володин В.К., Булкин В.А. Исследование структуры газового потока в аппарате с тангенциальным закручивающим устройством. В кн.: Современные машины и аппараты химических производств. Материалы II Всесоюзной научной конференции: Расширенные тезисы докладов. *Чимкент. 1980. Т.2. С.235-239.*
- [3] Булкин В.А., Поникаров И.И., Алексеев В.А., Костерин В.А. Исследование особенностей течения газа в вихревых аппаратах с оросительным устройством объемного типа. *Теоретические основы химической технологии. 1988. Т.22. №4. С.570-574.*
- [4] Баскаков И.В., Галиев И.А., Алексеев В.В. Исследование гидравлического сопротивления двухступенчатого аппарата вихревого типа с рециркуляцией жидкости. Материалы Всероссийской студенческой НТК “Интенсификация тепло-массообменных процессов, промышленная безопасность и экология”. *Казань. 2005. С.19-21.*
- [5] Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. *Л.: Химия. 1981. 560с.*

ТЕХНОЛОГИЯ ИЗВЛЕЧЕНИЯ ДИОКСИДА СЕРЫ КАК РЕШЕНИЕ ЭКОЛОГИЧЕСКОЙ ПРОБЛЕМЫ ЗАЩИТЫ АТМОСФЕРЫ

Горланова Т.Б., Павлова И.В., Постникова И.Н.

Дзержинский политехнический институт, филиал Нижегородского государственного технического университета имени Р.Е. Алексеева. E-mail: sekretar@dfngtu.nnov.ru

Оксиды серы выделяются в окружающую среду с отходящими газами различных производств и дымовыми газами энергетических установок. Хотя содержание диоксида серы в отходящих газах мало, общее количество его, рассеиваемое в атмосфере, превышает 100 млн. тонн. SO_2 выбрасывается в атмосферу приблизительно в тех же количествах, в которых используется для получения серной кислоты.

Его извлечение осложняется высокой температурой абгазов, низким парциальным давлением SO_2 в дымовых газах, значительным содержанием пыли и других загрязняющих веществ. До сих пор остается проблематичной очистка дымовых газов ТЭС после сжигания низкосортного серосодержащего топлива.

Наиболее распространенные в промышленной практике методы очистки дымовых газов ТЭС – известковый и магнезитовый – требуют больших материальных затрат, связанных с большим расходом реагентов, кроме того, трудности с их регенерацией создают проблемы утилизации значительных объемов малокондиционного гипса.

Актуальность извлечения диоксида серы из отходящих газов обусловлена как необходимостью решения экологической задачи повышения качества среды обитания, так и экономической целесообразностью создания безотходной технологии переработки сернистых топлив, так как извлечение диоксида серы в форме, пригодной для дальнейшей переработки даже из части дымовых газов ТЭС, обеспечивает уменьшение затрат сырья в сернокислотной промышленности.

Хотя извлечению диоксида серы из дымовых и отходящих газов посвящено значительное количество исследований [1, 2], результаты их нельзя считать удовлетворительными. Технологии выделения сернистого ангидрида из отходящих газов, преимущество которой по сравнению с другими было бы бесспорно во всех случаях, не существует.

Недостатком абсорбционных процессов является невозможность сбыта получаемых продуктов (известняковый метод) или необходимость использования больших количеств сероводорода, наличие которого на предприятиях, требующих очистки абгазов от диоксида серы, ограничено (цитратный метод). Части недостатков абсорбционных процессов лишены адсорбционные методы извлечения диоксида серы. Однако освоенным адсорбентам также свойственны известные недостатки: при использовании угля – его горючесть, для волокнистых материалов – невысокая емкость и эффективность, для цеолитов и молекулярных сит – высокая температура регенерации.

В связи с этим возникает необходимость поиска нового сорбента диоксида серы, способного устойчиво и эффективно поглощать его из малоконцентрированных газов, легко регенерироваться, быть прочным и термостабильным. Целью исследований явилась разработка технологии очистки газов от диоксида серы с помощью карбамидоформальдегидного полимера (смолы). В ходе проведения исследований были получены данные по растворимости разработанного сорбента в воде и слабых растворах кислот, его термостойкости, изучены физико-химические и структурные свойства (плотность, удельная поверхность, пористость, прочность).

Были выявлены скорость поглощения и время защитного действия сорбента, установлены оптимальные условия проведения процесса адсорбции диоксида серы карбамидоформальдегидной смолой и процесса его регенерации.

Поскольку реальные газы представляют собой многокомпонентную систему, то в состав исследуемой газовой смеси кроме SO_2 вводили CO_2 , O_2 и NO_x . Содержание кислорода меняли в пределах от 0,2 до 21%, содержание диоксида углерода в пределах от 0,2 до 12%, разбавляя смесь или азотом, или воздухом.

Исследования показали, что присутствие в газе O_2 , CO_2 и влаги в воздухе не препятствует адсорбции SO_2 , а наличие NO_x приводит к некоторому снижению емкости адсорбентов по диоксиду серы. Так, при содержании в газе 0,3 об.% оксидов азота поглотительная емкость сорбента по диоксиду серы уменьшается в среднем в 1,3 раза. Можно предположить, что исследуемые сорбенты наряду с SO_2 способны поглощать и NO_x , которые, вероятно, блокируя часть активных центров адсорбции, снижают адсорбционную емкость по диоксиду серы. Дымовые газы ТЭЦ в реальных условиях содержат в своем составе не более 600 мг/м^3 , то есть 0,027 об.% оксидов азота, при таком количестве NO_x в модельном газе величина сорбции диоксида серы практически не меняется. При исследовании регенерации сорбента выполнен термогравиметрический анализ насыщенных образцов при температуре 25-200 °С.

Выделение диоксида серы начинается уже при температуре 100 °С, однако, в этих условиях скорость десорбции мала и за время 120 мин. степень десорбции без продувки воздухом составила 81,3-82,0%, а с продувкой – 96%. С увеличением температуры степень десорбции диоксида серы увеличивается и при температуре 160 °С за 20 мин. достигает без продувки воздухом 81,4-86,2% и 98,2% с продувкой.

Дальнейшее увеличение температуры более 180 °С приводит к некоторому оплавлению поверхности образцов, а степень десорбции увеличивалась лишь на 0,5-1,5%. Замена постоянной продувки сорбента воздухом во время термической регенерации на периодические сдувки позволила увеличить скорость десорбции и повысить концентрацию диоксида серы в газе десорбции до 80%. После 15 циклов адсорбции-десорбции поглотительная способность смолы осталась практически на прежнем уровне. Таким образом, оптимальными условиями регенерации сорбента являются температура 140 °С, время обработки 30 мин.

Исследования динамической сорбции диоксида серы из реального газа Игумновской ТЭЦ, содержащего (% об.): N_2 – 73,0 ; O_2 – 9,8 ; H_2O – 8,2; CO_2 – 8,8; SO_2 – 0,1; NO_x – 0,02 на лабораторной колонке высотой 400 мм и диаметром 10 мм, заполненной навеской сорбента с соотношением карбамид : формальдегид = 0,66 при температуре 50 °С, объемной скорости газа 1200 ч^{-1} показали, что время защитного действия до проскока диоксида серы составило 10 минут 35 секунд. Емкость сорбента по диоксиду серы составила $19,7 \text{ мг/ч}$.

Обобщая полученные данные, предложена ресурсосберегающая технология выделения диоксида серы из отходящих газов. Были определены технологические параметры для адсорбера системы очистки на 500000 м^3 дымовых газов:

- площадь поперечного сечения – 75 м^2 ;
- высота слоя сорбента – 5м;
- концентрация SO_2 на входе в систему очистки – $1,1 \text{ г/мм}^3$;
- концентрация SO_2 на выходе из системы очистки – $0,25 \text{ г/мм}^3$;
- расход пара на десорбцию – 2900 кг/ч .

Литература

- [1] Смола В.И. Цеолитовый метод очистки газов от сернистых соединений. *Цвет.мет.* **1982**. №11. С.44-47.
- [2] Гладкий А.В., Пунлина Д.А. Аммонийно-магnezитовый метод очистки газов от двуокиси серы. *Прикл.химия*. **1980**. Вып.11. С.2403.

ИЗУЧЕНИЕ АДСОРБЦИОННОЙ ОЧИСТКИ ОТХОДЯЩИХ ГАЗОВ ОТ ДИОКСИДА СЕРЫ АКТИВНЫМ УГЛЕМ

Ермолаев И.А., Ксандров Н.В.

Дзержинский политехнический институт, филиал Нижегородского государственного
технического университета имени Р.Е. Алексеева.

E-mail: sekretar@dfngtu.nnov.ru

Уменьшение выброса в воздух SO_2 является актуальной задачей промышленной экологии. Основным источником загрязнения атмосферы SO_2 служит сжигание бурого и каменного углей, угля и мазута. Масса SO_2 в дымовых газах, по данным о добыче угля и выходе мазута при переработке нефти составляет для мира в целом (оценка авторов) примерно 130 млн т/год. Малотоннажные потоки, содержащие примесь диоксида серы, имеют место и в других производствах: переработка кислых гудронов, выплавка алюминия, регенерация отработанной серной кислоты и т.д.

Среди методов очистки дымовых газов, представляет интерес сорбция SO_2 активным углем, на котором SO_2 окисляется в SO_3 . Регенерируют уголь, промывая раствором H_2SO_4 , масса и концентрация которой возрастают за счёт реакции SO_3 с водой. Описан зарубежный опыт очистки активным углем дымовых газов мазутных ТЭЦ [1].

Данные по A_{SO_2} – ёмкости углей по SO_2 недостаточны для выполнения технологических расчётов газоочистки, так как большая часть [2] их относится к адсорбции SO_2 из сухих газов и неприменима к выбросам ТЭЦ, содержащих кислород, и пары воды. В работах, ранее выполненных на кафедре ТНВ ДПИ, найдено, что при сорбции SO_2 в присутствии кислорода и паров воды, выходные кривые отличаются тем, что содержание SO_2 на выходе из адсорбера – C_b , приближаясь к C_0 – концентрации SO_2 на входе в адсорбер, при C_b близких к C_0 имеет максимумы, после которых C_b уменьшается с ростом времени опыта, а далее вновь растёт, образуя волны на выходной кривой до достижения равенства C_b и C_0 . Можно считать, что на угле часть активных центров, занятых молекулами SO_2 , вновь обретает способность его связывать.

Цели данной работы состояли в пополнении данных по сорбции SO_2 активным углем из влажных содержащих кислород газов и в анализе причин деформации при такой адсорбции выходных кривых. A_{SO_2} находили, методом графического интегрирования выходных кривых адсорбции, полученных на проточной установке, включавшей угольный адсорбер, устройства для подачи, измерения расхода и отбора проб газа.

Для определения наличия или отсутствия SO_3 газ после адсорбера пропускали через слой хлорида натрия. При реакции триоксида серы с хлоридом натрия в слое соли образуется хлорсульфонат натрия. После пропускания газа хлорид натрия растворяли в воде и измеряли pH раствора. При наличии в соли примеси хлорсульфоната образуется кислота за счёт его гидролиза.

В работе определены значения A_{SO_2} для активных углей марок АРВ, АГ-3, АРА при 273 – 343 К, P_{SO_2} – парциальном давлении SO_2 0,5 – 8 кПа, общем давлении 98 – 101 кПа. Используемая в эксперименте газовоздушная смесь, содержала (в расчёте на сухой газ) 18,5 – 20,6 % объёмн. кислорода и пары воды при точке росы 323 К. Экспериментальные значения A_{SO_2} , интерполированные к постоянным значениям P_{SO_2} , представлены в таблице. Равновесная ёмкость изученных углей при поглощении диоксида серы из влажного содержащего кислород газа примерно в 2 раза превышает ту же величину при сорбции SO_2 из сухого газа, не содержащего кислорода.

Раствор соли, через которую продували газ после адсорбера, во всех опытах имел pH >4,6, что говорит об отсутствии десорбции SO_3 . Можно предположить, вслед за рядом цитируемых авторов С.А. Ануровым [2] что вид выходных кривых объясняется возникновением на угле жидкой фазы, представляющей собой раствор серной и сернистой кислот и образующейся за счёт реакции паров воды газа с сорбированными оксидами серы.

Таблица. Значения A_{SO_2} , моль/г при различных температурах и значениях P_{SO_2}

P_{SO_2} кПа	AP-B			AP-A			АГ-3	
	0 °С	40 °С	65 °С	0 °С	40 °С	65 °С	60 °С	80 °С
0,5	1,3	0,8	0,6	0,9	0,7	0,6	1,1	0,7
1,0	2,4	1,3	0,95	1,6	0,9	0,8	1,4	0,9
2,0	4,0	2,1	1,5	2,6	1,3	1,0	1,6	1,05
4,0	6,2	2,8	2,2	3,7	1,5	1,2	1,9	1,25
8,0	8,4	3,0	2,7	4,8	1,7	1,3	2,1	1,40

Этот раствор смывает SO_2 с активных центров, которые освобождаются для адсорбции и окисления. Равновесная адсорбционная ёмкость угля достигаются, когда нанопоры сорбента заполняет смесь оксидов серы.

Установлено, что при P_{SO_2} не более 8 кПа зависимость A_{SO_2} от P_{SO_2} с ошибкой менее 0,05 расчётной величины описывается уравнением Лэнгмюра, используемым в линейной анаморфозе:

$$A_{SO_2}^{-1} = A_{lim}^{-1} + K P_{SO_2}^{-1}.$$

Применимость уравнения Лэнгмюра соответствует мономолекулярной адсорбции SO_2 в исследуемом интервале его парциальных давлений. В отдельной серии опытов установлено, что при P_{SO_2} , превышающем 12 кПа на изотермах адсорбции возникает «ступенька», как можно предположить, отвечающая началу полимолекулярной адсорбции.

Однако столь высокое парциальное давление SO_2 в отходящих газах не имеет места без их компремирования, что вряд ли целесообразно экономически. A_{lim} по физическому смыслу представляет собой результат экстраполяции имеющихся опытных данных на значение P_{SO_2} равное бесконечности.

Коэффициенты корреляции A_{lim}^{-1} и K растут с ростом температуры, например для угля AP-B значения A_{lim}^{-1} составляют для 273К 0,09, для 313К 0,27, для 338 К 0,028. Коэффициент K имеет при тех же температурах значения, соответственно, 0,31; 0,56 и 0,76. Зависимость величины K от температуры описывается линейным уравнением:

$$\lg K = B_0 + B_1 T^{-1}$$

Для угля AP-B $B_0 = 1,51$, $B_1 = -550$. Вычисленная по уравнению Клапейрона-Клаузиуса теплота адсорбции растёт симбатно насыщенности угля SO_2 в пределах 12-40 кДж/моль, что говорит о преобладании физической адсорбции и увеличении доли хемсорбированного SO_2 с ростом содержания SO_2 на угле.

Полученные в работе данные позволяют рассчитать количество молей SO_2 , которое может быть поглощено из влажного газа, содержащего кислород, заданной массой активного угля в состоянии равновесия.

Найденные в эксперименте значения времени защитного действия, и вид выходных кривых, построенных по данным анализов состава газов в опытах по адсорбции, обеспечивают расчет высоты работающего слоя в адсорбере с учётом расхода газа и неполноты использования адсорбционной ёмкости при работе с газами близкими по содержанию кислорода и влажности к отходящим газам ТЭЦ.

Литература

- [1] Кельцев Н.В. Основы адсорбционной техники. М.: Химия. 1984. 592с.
- [2] Ануров С.А. Успехи химии. 1996. Т.65. №8. С.719-731.

СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ РЕЖИМА РАБОТЫ БЛОКА ОХЛАЖДЕНИЯ БОКОВЫХ ПОГОНОВ АТМОСФЕРНОЙ КОЛОННЫ

Тумашев А.У., Рачковский С.В.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: mahp_kstu@mail.ru

Установка атмосферной перегонки ЭЛОУ-АВТ ОАО «ТАИФ-НК» предназначена для переработки смеси нефтей Ромашкинского и Прикамского месторождений с целью получения следующих продуктов: нестабильного бензина, направляемого на блок стабилизации бензина; фракции 120-180 °С, являющейся компонентом прямогонного бензина (тяжелый бензин); дизельного топлива (фракции 180-240 °С, 240-290 °С); мазута, направляемого на вакуумный блок для получения утяжеленного мазута; высокосернистые углеводородные фракции и керосиногазойлевая фракция (фракция 290-350 °С).

На установке широко применяются воздушные холодильники (АВО) в связке с кожухотрубными водяными теплообменниками, используемыми для доохлаждения технологических потоков. Можно предположить, что, изменив режим работы АВО, водяные холодильники могут быть исключены из технологической схемы, то есть перейти на полностью воздушное охлаждение технологических потоков.

Замена водяного охлаждения воздушным в действующем производстве даст возможность не только сократить потребление воды оборотного или прямого водоснабжения, но и снизить эксплуатационные затраты, связанные с ремонтом теплообменного оборудования и его обслуживанием.

В соответствии с действующим технологическим регламентом частично отбензиненная нефть из колонны К-1 насосами Н-3/1 через змеевики печей П-1/2, 3 после нагрева до температуры 380 °С двумя потоками поступает под 45-ю тарелку атмосферной колонны К-2.

Сверху колонны К-2 головной погон в паровой фазе поступает в воздушный конденсатор Т-17, где охлаждается, конденсируются и с температурой 90 °С поступает в рефлюксную емкость Е-3. После отстоя воды бензин из емкости Е-3 подается насосом Н-4 вверх колонны К-2 в качестве острого орошения, для поддержания температуры верха колонны.

Из атмосферной колонны К-2 осуществляется вывод 4-х фракций в виде боковых погонов: 120-180 °С, 180-240 °С, 240-290 °С и 290-350 °С.

Мазут из куба колонны К-2 насосом подается в вакуумную колонну К-10.

Фракция 120-180 °С с 10-ой или 12-ой тарелок колонны К-2 поступает на первую тарелку колонны К-6, в нижнюю часть которой подается перегретый водяной пар из общего коллектора для отпарки фракции с температурой кипения ниже 120 °С.

Легкие фракции и водяной пар с верха колонны К-6 возвращаются под 12 тарелку колонны К-2, а фракция 120-180 °С с температурой 136 °С при давлении 0,16 МПа с низа колонны К-6 поступает на вход насоса Н-12, где давление повышается до 0,5 МПа и подается в воздушный холодильник Т-28. Здесь происходит охлаждение фракции до 90 °С. Далее она попадает в водяной холодильник Т-26 (где доохлаждается до 60 °С) и направляется через перемычку в линию отработанной щелочи с установки и далее по этой линии в последовательно работающие электроразделители ЭР-2, ЭР-3 для отделения воды.

Фракция 180-240 °С с 20-й или 22-й тарелки колонны К-2 поступает на первую тарелку колонны К-7, в нижнюю часть которой подается перегретый водяной пар из общего коллектора с целью получения фракции 180-240 °С с заданной температурой вспышки.

Легкие фракции и водяной пар из верхней части отпарной колонны К-7 поступают в колонну К-2 под 19-ю тарелку, а фракции 180-240 °С с низа колонны К-7 с температурой 182 °С и давлением 0,17 МПа поступает на вход насоса Н-18 и далее в теплообменник Т-27 где охлаждается до 136 °С, нагревая попутно утилизационную воду до температуры 150 °С. После чего попадает в воздушный холодильник Т-33, где охлаждается до 90 °С и в водяной холодильник Т-29 (где доохлаждается до 45 °С). После смешения с фракцией 120-180 °С

поступает на защелачивание и водную промывку в электроразделители ЭР-2, ЭР-3 или после смешения с фракцией 240-290 °С (дизельное топливо), минуя блок электроразделителей, выводится в резервуары.

Предлагается реализовать следующие технические решения:

- Фракция 120-180 °С пройдя воздушный холодильник Т-28 охлаждается в нем до 45 °С и, минуя водяной холодильник Т-26 направляется через перемычку в линию отработанной щелочи с установки и далее по этой линии в последовательно работающие электроразделители ЭР-2, ЭР-3 для отделения воды.
- 2. После теплообменника Т-27 фракция 180-240 °С с температурой 136 °С поступает в аппарат воздушного охлаждения Т-33, где охлаждается с температуры 70 °С и далее поступает в водяной холодильник Т-29, где охлаждается до 60 °С, после чего смешивается с фракцией 240-290 °С, минуя блок электроразделителей, выводится в резервуары.

Аппараты Т-28 и Т-33 представляют собой АВО зигзагообразного типа с шестью теплообменными секциями (поверхность теплообмена 7500 м²).

Секции включены параллельно по ходу движения рабочей среды и имеют восемь ходов. Воздух подается вентилятором с диаметром лопасти 5200 мм, приводимым в движение электродвигателем. В конструкции АВО предусмотрена возможность регулирования режимов съема тепла при помощи жалюзирования на выходе воздуха из теплообменных секций, изменения угла наклона лопастей вентилятора (4, 9 и 15°), а также оросительного устройства.

Для этого были выполнены соответствующие теплотехнические расчеты АВО Т-28 и Т-33: расчет теплообменных секций с определением реального значения коэффициента теплопередачи для оребренных труб; гидравлический расчет секций по ходу рабочего продукта; аэродинамический расчет секций.

Расчеты показали возможность реализации сформулированных выше предложений. Для этого угол установки лопастей вентилятора должен составлять 9 ° для обеспечения расхода охлаждающего воздуха 120 м³/с.

В соответствии с рекомендациями ВНИИНефтемаша начальная температура воздуха была принята равной 25 °С. Поскольку температура воздуха меняется в достаточно широких пределах, как в течение суток, так и в течение года (от -35 до + 35 °С), то повышенные требования должны предъявляться к надежности системы регулирования теплового режима АВО.

Как отмечалось выше, применяемые АВО имеют несколько технических систем регулирования. Исходя из особенностей эксплуатации данных аппаратов, рекомендуется использовать жалюзирование с пневматическим приводным механизмом, как наиболее гибкую систему, позволяющую автоматизировать данный процесс. Опыт промышленной эксплуатации аналогичных систем показал их высокую надежность.

Таким образом, реализация указанных решений позволит исключить из работы водяной холодильник Т-26, что приведет к снижению расхода оборотной воды, используемой для охлаждения боковых погонов колонны К-2, на 506 тыс. м³ в год.

АБСОРБЦИЯ СЕРОСОДЕРЖАЩИХ ГАЗОВ ПРИ КОНДЕНСАЦИИ ВОДЯНЫХ ПАРОВ ИЗ ПЫЛЕПАРОГАЗОВЫХ ВЫБРОСОВ

Сальманов А.Р., Романова Л.В.

Санкт-Петербургский государственный технологический университет
растительных полимеров. E-mail: arzenslim@gmail.com

Производство целлюлозы по сульфатному способу является процессом, потенциально опасным для окружающей среды и, в частности, атмосферы [1].

С выбросами целлюлозного производства в атмосферу попадает широкий спектр серосодержащих примесей, не только ухудшающих качество окружающей среды, но и

несущих серьезный вред здоровью населения. Для очистки парогазовых выбросов (ПГС), содержащих большое количество влаги, пыль и газообразные серосодержащие вещества традиционно используется способ «мокрой очистки». Авторы предлагают рассмотреть поверхностный наклонный кожухотрубчатый конденсатор как газоочистное устройство в котором выбросы движутся в межтрубном пространстве снизу-вверх, а охлаждающий агент по трубам.

В поверхностном конденсаторе происходят одновременно три процесса: конденсация водяного пара, пылеулавливание (улавливание твердых и жидких частиц), абсорбция (хемосорбция) газообразных веществ. Процесс конденсации водяного пара обуславливает образование жидкой пленки на поверхности труб, которая, при растворении в ней пылевых частиц (солей натрия), играет роль щелочного абсорбента, улавливающего газообразные серосодержащие компоненты.

При конденсации водяного пара на трубах, на их поверхности образуется пленка жидкости, улавливающая, за счет инерционного движения, пылевые частицы. Поскольку ~98% всех пылевых частиц являются растворимыми веществами, имеющими в растворе щелочную реакцию, на поверхности труб образуется слой щелочного абсорбента, способного уловить и химически связать имеющиеся газообразные серосодержащие загрязняющие вещества (сероводород и диоксид серы).

Такой способ улавливания позволяет не только удалить из отходящих газов пыль, газообразные загрязнения и влагу, но и вернуть их в процесс, поскольку образующийся в результате абсорбции раствор имеет состав, сходный с технологическим раствором. При применении этого способа отпадает необходимость использовать сторонний абсорбент и, следовательно, автоматически решаются все проблемы, связанные с его применением.

Поскольку в нашей системе постоянно изменяются скорость и направление движения парогазовой смеси, для инженерных расчетов берутся средние по сечению и по времени значения скорости потока ПГС.

Литература

- [1] Лендбель П., Морваи Ш. Химия и технология целлюлозного производства. М.: Лесная промышленность. 1978.
- [2] Романова Л.В., Жигалов Д.А. Оценка эффективности работы газоочистных теплообменных аппаратов. *Целлюлоза Бумага Картон*. 2011. №8. С.48-52.

КОНДЕНСАЦИОННЫЙ МЕТОД ПЫЛЕУЛАВЛИВАНИЯ НА ПОВЕРХНОСТИ НАКЛОННЫХ ТРУБ

Сальманов А.Р., Романова Л.В.

Санкт-Петербургский государственный технологический университет
растительных полимеров. E-mail: arzenslim@gmail.com

Процесс конденсации парогазовых выбросов на поверхности охлаждаемых труб – сложное физическое явление перехода пара в жидкость. Этот процесс осложняется содержанием твердых частиц в выбросах. Его можно рассматривать как состоящий из нескольких явлений:

- конденсирующийся пар подводится к границе фазового перехода, и на охлаждаемой поверхности происходит изменение агрегатного состояния вещества с образованием жидкой фазы улавливающей твердые частицы;
- выделившаяся при конденсации теплота парообразования передается охлаждающей стенке через пленку конденсата, образовавшегося на поверхности;
- накопившиеся у поверхности раздела фаз неконденсируемые компоненты смеси диффундируют в объем;
- конденсат с поверхности охлаждения непрерывно отводится в локальный источник образования выбросов.

Если учесть, что в газоочистной наклонный конденсатор поступает двухфазная многокомпонентная среда содержащая твердые частицы с переменными по поверхности охлаждения газодинамическими и теплофизическими параметрами, и к изложенному добавить влияние на процесс теплопередачи геометрических параметров конденсатора, то сложность процесса, а, следовательно, и его расчета с учетом всех взаимодействующих факторов становится очевидной. Работа наклонного конденсатора как пылегазоочистного устройства основана на использовании нескольких основных механизмов осаждения, таких, как: инерционное осаждение; зацепление (эффект касания); диффузионное осаждение [1]. Кроме этого, осаждение взвешенных частиц потока на охлаждаемых трубах происходит вследствие ряда механизмов, не столь широко используемых в промышленной практике: термофорез; диффузиофорез и криволинейные вихри Тейлора. Влияние того или иного механизма на осаждение частиц определяется целым рядом факторов, и в первую очередь – размером частиц. Согласно теории подобия, эффективность осаждения частиц в газоочистном конденсаторе определяется выражением:

$$\eta = f(\text{Re}; St_K; \omega; R; D; Tl; Tf; Df), \quad (1)$$

где St_K , ω , R , D , Tl , Tf , Df – безразмерные параметры осаждения частиц за счет эффектов инерции при прямолинейном и криволинейном движении, касания, диффузии, вихрей Тейлора, термофореза и диффузиофореза.

Также нужно учесть и эффект зацепления, играющий немалую роль в осаждении частиц на поверхности труб, смоченных конденсатом. Эффект зацепления характеризуется параметром R , который представляет собой отношение диаметров частицы d_c и обтекаемой трубы d_T . При потенциальном обтекании цилиндра эффективность механизма зацепления находится в пределах $R \leq \eta_R \leq 2R$ [2].

Подход к оценке эффективности диффузионного осаждения частиц, используемый в данной работе, базируется на расчете скорости диффузионного массопереноса через пограничный слой за период времени, пока объем газа, из которого происходит диффузия частиц к поверхности осаждения (поверхности трубы), находится достаточно близко от нее.

Таким образом, эффективность диффузионного осаждения частиц пропорциональна размерам частиц и скорости парогазового потока.

При комплексном рассмотрении процесса пылеулавливания на смачиваемых охлаждаемых трубах при конденсации парогазовой смеси необходимо также учесть термодиффузиофоретический механизм осаждения. До сих пор явление термофореза при пылегазоочистке приводило в основном к отрицательным последствиям: твердые частицы, оседающие из горячих газов на холодных стенках котлов и теплообменников, образуют слой с низкой теплопроводностью, что приводит к значительному снижению коэффициента теплопередачи.

При применении наклонного конденсатора как газоочистного аппарата явление термофореза носит, напротив, положительный характер, способствуя осаждению пылевых частиц из потока на охлаждаемых трубах, причем вследствие постоянного обновления поверхности осаждения (стекание жидкой пленки) исключена возможность забивания трубного пучка трудноудаляемыми отложениями солей и, соответственно, снижения коэффициента теплопередачи. Для решения задачи рационального проектирования газоочистного конденсатора с целью получения оптимальных условий его работы необходимо выявить и учесть взаимосвязь перечисленных выше факторов [3].

Литература

- [1] Романова Л.В., Братцева А.В. Улавливание пыли из парогазовых выбросов щелочной пленкой. Испарение конденсация. *Двухфазные течения: тр. 4-ой Росс. Нац. Конф. По теплообмену*. 2006. Т.5. С.172-175.
- [2] Романова Л.В., Братцева А.В. Оптимизация метода для конденсационной очистки парогазовой смеси. *Целлюлоза. Бумага. Картон*. 2006. №10. С.52-54.
- [3] Технологический регламент для проектирования очистки газопылевых выбросов из бака растворителя плава содорегенерационного котлоагрегата. Л.: ЛТИ ЦБП. 1982. 120с.

ОБОБЩЕННОЕ УРАВНЕНИЕ ФИЛЬТРАЦИИ

Орлянкина Я.А., Меренцов Н.А., Балашов В.А., Голованчиков А.Б.

Волгоградский государственный технический университет.

E-mail: orlyankina.yana@yandex.ru

Предложено характеризующие геометрическую структуру насадки два характерных линейных размера. Получено обобщенное уравнение фильтрации через различные по структуре типы насадок.

Фильтрационные течения сквозь пористые среды встречаются во многих областях промышленного производства, в том числе в химической технологии. Разнообразие строения пористых материалов и фильтрационные течения сквозь них жидкостей, газов и газожидкостных смесей являются постоянным объектом исследований. В настоящее время в этой области накоплено достаточно сведений по результатам исследований экспериментального и теоретического характера, позволяющих получить обобщенные расчетные зависимости по гидравлическому сопротивлению.

Так, например, на базе шаровой и капиллярной модели было получено уравнение Эргана для определения гидравлического сопротивления слоя шаровых частиц [1]

$$\frac{\Delta p}{H} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3 d^2} \cdot \mu v + 1,75 \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3 d} \rho v^2, \quad (1)$$

где Δp – гидравлическое сопротивление слоя шаровых частиц, Па; H – высота слоя, м; v – скорость фильтрации жидкости, м/с; d – диаметр частиц, м; ε – пористость слоя; μ – вязкость жидкости, Па·с; ρ – плотность жидкости, кг/м³.

При малых давлениях когда сжимаемостью газа можно пренебречь, это уравнение применимо и для фильтрационного течения газов.

Это уравнение может быть использовано и для расчета фильтрации через слой частиц, форма которых отличается от шаровых, если в него ввести коэффициент учитывающий форму таких частиц и заменить диаметр шаровых частиц на их эквивалентный диаметр. Но существует большое количество типов насадки со сложной внутренней структурой, для которых определяемый по общей принятой методике $d_{экв}$ не в полной мере отражает особенности геометрии их внутренней структуры, что существенно затрудняет получение для них обобщенных расчетных уравнений.

Для описания фильтрационного течения через такую насадку более приемлемой оказывается дискретная модель [2], согласно которой пористую среду представляют как совокупность капилляров с установленными по их длине диафрагмами, благодаря чему в фильтрационном потоке одновременно учитывается действие как вязких, так и инерционных сил сопротивления. Для определения гидравлического сопротивления по такой модели используется уравнение Дюпюи-Форхгеймера:

$$\frac{\Delta p}{H} = \alpha \cdot \mu v + \beta \rho v^2, \quad (2)$$

где α, β – определяемые экспериментально коэффициенты имеющие, соответственно, размерность м⁻² и м⁻¹. Значения этих коэффициентов, определяется структурой пористого материала.

В области малых скоростей фильтрации, когда силы инерции пренебрежимо малы вторым слагаемым уравнения (2) можно пренебречь, и оно обращается в известное уравнение фильтрации Дарси:

$$\frac{\Delta p}{H} = \alpha \cdot \mu v = \frac{1}{k} \cdot \mu v, \quad (3)$$

где $\alpha = \frac{1}{k}$, k – проницаемость пористого материала, м².

Для течения в канале с произвольной, но постоянной вдоль потока формой поперечного сечения потери давления определяют по известному уравнению Дарси-Вейсбаха как

$$\Delta p = \lambda \frac{H}{d_{\text{экв}}} \cdot \frac{v^2 \rho}{2}, \quad (4)$$

где λ – коэффициент гидравлического сопротивления; H – длина канала, м;
 $d_{\text{экв}}$ – эквивалентный диаметр канала, м; v – средняя скорость течения жидкости, м/с;
 ρ – плотность газа, кг/м³.

Применим формулу (4) к потоку в капилляре дискретной модели, заменив $d_{\text{экв}}$ на некоторый характерный линейный размер l_{x1} и λ – на коэффициент гидравлического сопротивления λ_ϕ для дискретного канала с диафрагмами.

И тогда для дискретной модели

$$\Delta p = \lambda_\phi \frac{H}{l_{x1}} \cdot \frac{v^2 \rho}{2}. \quad (5)$$

В этом уравнении характерный линейный размер l_{x1} характеризует форму поперечного сечения потока, но и учитывает характер ее изменения вдоль потока.

Из уравнения (5) получаем

$$\lambda_\phi = 2 \frac{\Delta p}{H} \cdot \frac{l_{x1}}{v^2 \rho}$$

Пусть $l_{x1} = \frac{1}{\beta}$; м, тогда

$$\lambda_\phi = 2 \frac{\Delta p}{H} \cdot \frac{1}{\beta v^2 \rho}, \quad (6)$$

и на основании уравнения (2) получим следующую зависимость

$$2 \frac{\Delta p}{H} \cdot \frac{1}{\beta v^2 \rho} = \frac{2}{\frac{\beta \rho v}{\alpha \cdot \mu}} + 2, \quad (7)$$

которая, может быть представлена в форме критериального уравнения

$$\lambda_\phi = \frac{2}{\text{Re}} + 2, \quad (8)$$

где $\text{Re} = \frac{\beta \rho v}{\alpha \cdot \mu} = \frac{l_{x2} \cdot \rho v}{\mu}$ – число Рейнольдса для дискретной модели; $l_{x2} = \frac{\beta}{\alpha}$ – второй характерный линейный размер, характеризующий структуру пористой среды при использовании дискретной модели для описания фильтрационного течения, м².

Критериальная зависимость в форме уравнения (8) может быть использована как обобщение опытных данных по фильтрационному течению для различных по структуре типов насадок.

На рисунке представлен график зависимости, на который нанесены значения $\lambda_\phi = f(\text{Re})$, полученные на основании экспериментальных данных или таковых заимствованных из литературных источников.

Значение α и β необходимые для определения l_{x1} и l_{x2} , рассчитываются на основании опытных данных зависимостей $\Delta p = f(v)$, полученные в широком диапазоне скоростей фильтрации воды, 86% и 78,8% водного раствора глицерина через шаровые частицы и воздуха через слой колец Рашига, Паля, ГИАП. Для заимствованных из литературных

источников зависимостей $\Delta p/H=f(v)$ для переходной области фильтрации значения α и β определялись из коэффициентов полиномов, аппроксимирующих эти зависимости при условии их прохождения через начало координат.

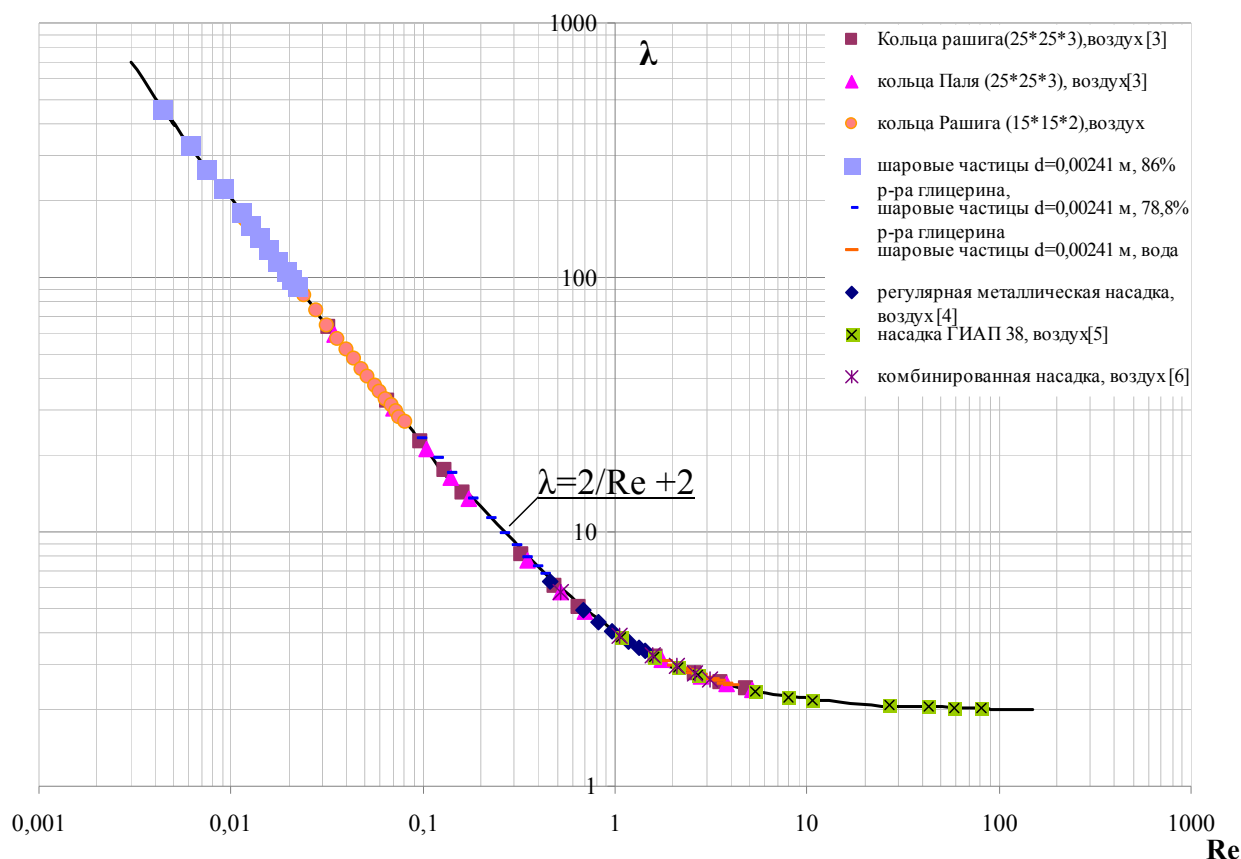


Рисунок. График зависимости $\lambda_0=f(Re)$ для различных по структуре типов насадки

Опытные данные, как видно из рисунка, хорошо коррелируются зависимостью (8). Таким образом, критериальное уравнение, представляемое в форме (8) является обобщенным для фильтрационного течения жидкостей через различные по структуре типы насадки и может быть использовано как для сравнительной оценки фильтрационных свойств различных типов насадки, так и при выполнении практических расчетов по их гидравлическому сопротивлению.

Литература

- [1] Айнштейн В.Г. Общий курс процессов аппаратов химической технологии: учебник. М.: Высшая школа. 2002. 912с.
- [2] Ильин Ю.В. Изв. Вузов: Авиационная техника. 1959. №1. С.65.
- [3] Борисов Г.С., Брыков В.П., Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии: пособие по проектированию. М.: Высшая школа. 1991. 496с.
- [4] Рябушенко А.С., Пушнов А.С., Беренгартен М.Г. Регулярная металлическая насадка для осуществления процессов тепло – и массообмена при непосредственном контакте фаз. Химическое и нефтегазовое машиностроение. 2006. №6. С.14-15.
- [5] Каган А.М., Юдина Л.А., Пушнов А.С. Гидравлическое сопротивление и удельная поверхность нерегулярных насадок. Химическая промышленность. 2008. Т.85. №3. С.147-152.
- [6] Дмитриева Г.Б., Пушнов А.С., Поплавский В.Ю. Новая комбинированная насадка для теплообменных аппаратов. Химическое и нефтегазовое машиностроение. 2006. №7. С.8-10.

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ МОЮЩЕГО ДЕЙСТВИЯ ПРИ КОМБИНИРОВАННОМ ВОЗДЕЙСТВИИ УЛЬТРАЗВУКА И ПЕРЕМЕШИВАЮЩИХ УСТРОЙСТВ

Гурихина Ю.В., Давыдов В.С., Абиев Р.Ш., Барабаш В.М.

Санкт-Петербургский государственный технологический институт (технический университет). E-mail: rufat.abiev@gmail.com

Целью работы является поиск оптимальных условий комбинированного воздействия ультразвука (УЗВ) и перемешивающих устройств на моющий раствор, обеспечивающий наибольшее моющее действие и меньшую затрату энергии.

Для достижения поставленной цели проведен ряд экспериментов. Опыты проводились на экспериментальной установке, которая была изготовлена на основе ультразвуковой ванны УЗВ2-0,16/37. Ванна объемом 5,4 литра состоит из трех пьезокерамических ультразвуковых излучателей общей мощностью 160 ватт, генерирующих ультразвуковые колебания с частотой 37 кГц. Внутри ванны смонтирован погружной циркуляционный насос MJ 1000 с номинальным объемным расходом 1000 л/ч, напором 1,48 м и мощностью 13,8 Вт. За счет подключения ультразвуковой ванны и циркуляционного насоса к реле времени УТ 24 компании ОВЕН, опыты проводились с разной периодичностью включения относительно УЗВ (периодичность составляла 10%, 50% и 90%), которая определялась как

$$\Psi = \tau_{\text{УЗВ}} / \tau_{\text{цикл}},$$

где $\tau_{\text{УЗВ}}$ – продолжительность времени работы ультразвукового излучения;

$\tau_{\text{цикл}}$ – продолжительность времени работы ультразвука и циркуляционного насоса.

Опыты проводили в два этапа:

- Стирка экспериментальных образцов с пигментно-масляным загрязнением при воздействии только УЗВ с количеством порошка, равным 0,25 от рекомендуемого и температурой моющего раствора 30°C. Эксперименты проводили с длительностью: 5, 10, 15, 25 и 30 минут. Все последующие опыты (на втором этапе) проводились с такими же условиями: количеством порошка, температурой и длительностью времени.
- Стирка экспериментальных образцов с пигментно-масляным загрязнением при воздействии УЗВ и одновременной циркуляцией моющего раствора и разной периодичностью включения УЗВ и циркуляции.

После серии опытов производилась обработка полученных данных и определение моющих способностей при разных воздействиях на экспериментальные образцы. Полученные графики зависимостей моющей способности от длительности времени проведения экспериментов сравнивались, с целью определения оптимального варианта воздействия на моющий раствор.

В результате обработки полученных данных получены зависимости моющей способности от длительности проведения экспериментов для каждого вида ткани, представленные на рис. 1, 3 и 5. Также были получены зависимости моющего действия от периодичности работы УЗВ.

По результатам полученных данных можно сделать вывод, что использование попеременного включения УЗВ и циркуляционного насоса может увеличивать моющую способность по сравнению с использованием одного только ультразвукового излучения в таких материалах как бязь и лен.

Планируются дальнейшие исследования для определения оптимального режима воздействия на моющий раствор с попеременным включением УЗВ и перемешивающего устройства.

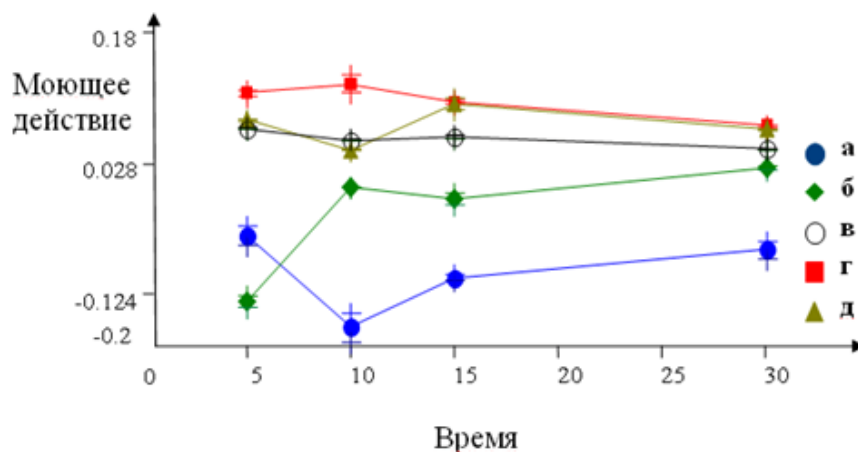


Рис. 1. Зависимость моющего действия от времени (Материал: Бязь): а – при использовании только УЗВ; б – при использовании УЗВ и циркуляционного насоса; в – при попеременном включении УЗВ и циркуляционного насоса, продолжительность времени работы УЗВ составило 10% по отношению ко всему циклу; г – при попеременном включении УЗВ и циркуляционного насоса, продолжительность времени работы УЗВ 50%; д – при попеременном включении УЗВ и циркуляционного насоса, продолжительность времени работы УЗВ 90%. Все последующие обозначения идентичны.

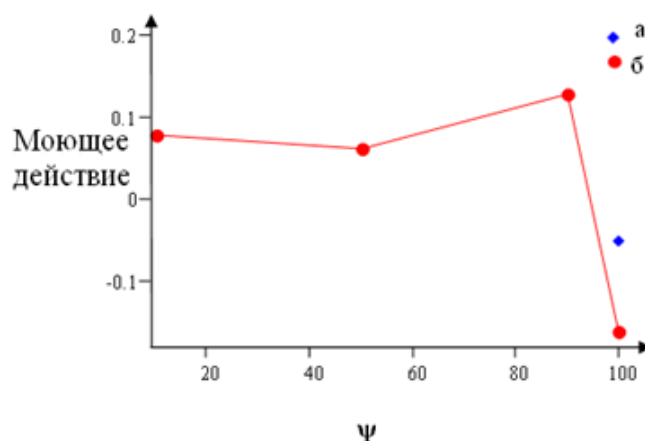


Рис. 2. Зависимость моющего действия от доли времени работы УЗВ (Материал: Бязь): а – при попеременном включении УЗВ и циркуляционного насоса; б – при использовании только УЗВ. Все последующие обозначения идентичны.

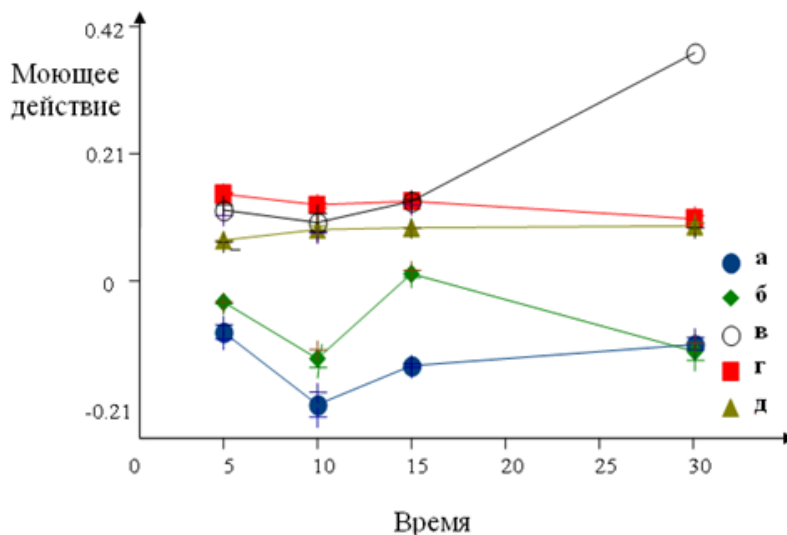


Рис. 3. Зависимость моющего действия от времени (Материал: Лен)

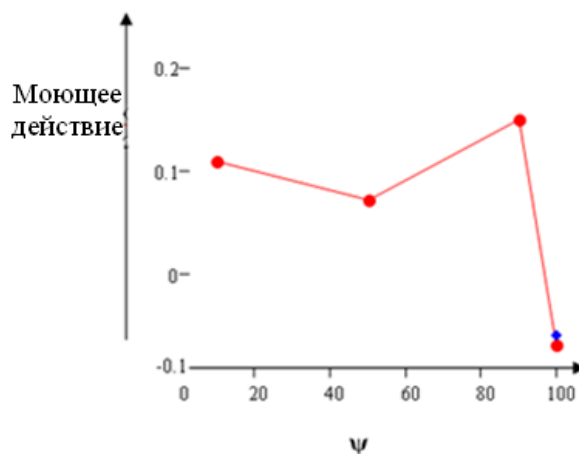


Рис. 4. Зависимость моющего действия от доли времени работы УЗВ (Материал: Лен)

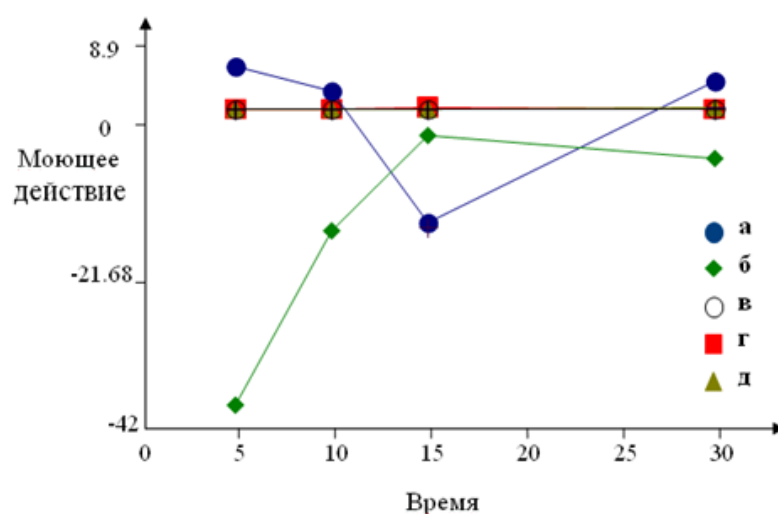


Рис. 5. Зависимость моющего действия от времени (Материал: Шифон)

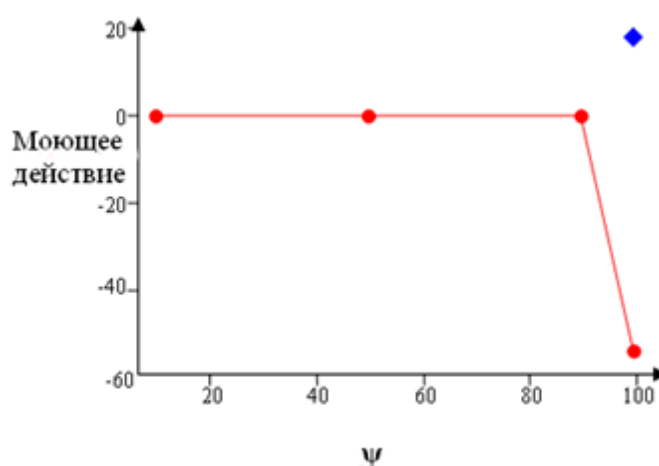


Рис. 6. Зависимость моющего действия от доли времени работы УЗВ (Материал: Шифон)

Благодарности

Авторы благодарят фонд РФФИ за финансовую поддержку данной работы (грант № 10-03-00100-а).

ИССЛЕДОВАНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ОСВЕЩЕНИЯ СУСПЕНЗИИ ПРИ ПОМОЩИ ВИХРЕВОГО СТРУЙНОГО АППАРАТА

Ярощик И.В., Абиев Р.Ш.

Санкт-Петербургский государственный технологический институт (технический университет). E-mail: abiev_r@mail.ru

Гидродинамические процессы разделения гетерогенных систем составляют основу многих производств химической, микробиологической, пищевой, сахарной, крахмально-паточной, лакокрасочной, нефтехимической, угольной, горнорудной и многих других отраслей промышленности. Среди них особое место занимают процессы разделения систем жидкость – твердое тело [1].

Для некоторых типов суспензий применение серийно изготавливаемых гидроциклонов не позволяет получить высокую эффективность разделения. Одной из таких проблем является одинаково высокие требования к осветлению жидкости и сгущению осадка. Одним из решений этой проблемы является совершенствование конструкции и оптимизация режимов работы аппаратуры для разделения.

Целью настоящей работы является исследование эффективности вихревого струйного аппарата (ВСА) для осветления суспензии и сгущения осадка, нахождения оптимальных условий работы аппарата (давление, расход, глубина погружения сливной трубки) и сравнение ВСА и серийного циклона, работающих при одинаковых условиях.

Исследуемый ВСА содержит цилиндрикоконический конфузор с тангенциальным патрубком, горловину, диффузор и сливную трубку, установленную соосно конфузору в верхней части аппарата.

Исследования проводились на модельной среде. В качестве сплошной фазы использовалась вода, в качестве дисперсной фазы – молотые зерна пшеницы и ржи, которые имеют широкий дисперсный состав – от микроскопических частиц до частиц размером 3-4 мм и неправильную форму.

Эксперименты проводили на суспензии с массовой концентрацией твердой фазы 8% (10 кг воды и 0,8 кг тв. фазы) на установке, изображенной на рис. 1.

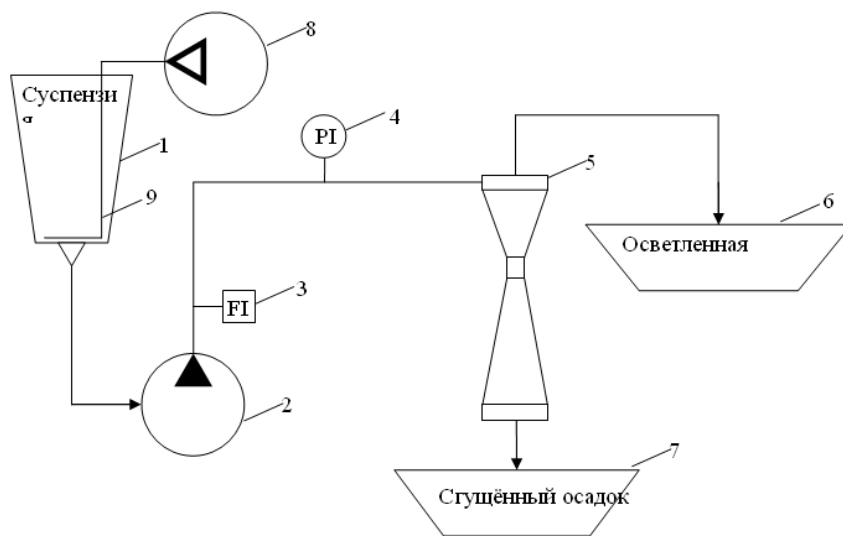


Рис. 1. Принципиальная схема установки осветления суспензии:

- 1 – бак с исходной суспензией; 2 – насос; 3 – расходомер; 4 – манометр;
- 5 – вихревой струйный аппарат (ВСА); 6 – сосуд с осветленной жидкостью;
- 7 – сосуд со сгущенной жидкостью; 8 – компрессор; 9 – барботер.

В качестве показателей эффективности разделения были выбраны: концентрация и дисперсный состав частиц в осветленной жидкости и в сгущенном осадке, распределение расходов жидкости между верхним и нижним патрубками.

Таблица. Сравнение эффективности работы ВСА и ГЦ

Сравниваемые параметры	ВСА			ГЦ			Критерии эффективности ВСА
$Q_{осв}/Q_{исх}$	0,89			0,62			$K_{эф.осв} = 1,44$
$Q_{сг}/Q_{исх}$	0,11			0,38			$K_{эф.сг} = 3,45$
C , кг/м ³	исх	осв	сгущ	исх	осв	сгущ	$K_{общ.сгущ.} = 0,81$
0,5-1	0,0091	0,0105	0,014	0,0091	0,0002	0,0082	
d, мм	1-2	0,0089	0,0082	0,023	0,0089	0,00024	$K_{сгущ.кр.частиц} = 0,87$
>2	0,063	0,0023	0,414	0,063	0,0003	0,23	

Результаты экспериментов в виде гистограмм представлены на рис. 2 и 3. Сравнение исходного дисперсного состава суспензии и состава осветленной жидкости (рис. 2) показывает, что ВСА позволяет практически полностью удалить из жидкости частицы крупнее 2 мм, при этом жидкость в аппарате распределяется следующим образом: 89% на выходе сверху и 11% на выходе снизу, то есть исследуемый ВСА высоко эффективен не только как осветлитель жидкости, но и сгуститель осадка, что позволяет снизить потери жидкости с осадком и уменьшить нагрузку на следующее за ВСА устройством отжима осадка.

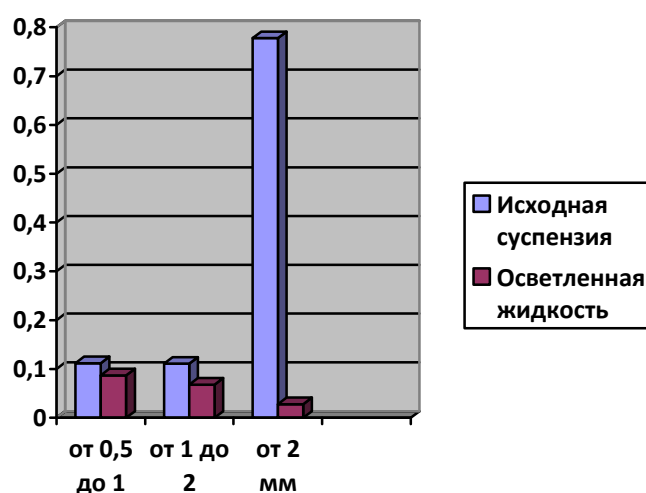


Рис. 2. Дисперсный состав (массовые доли) исходной суспензии и осветленной жидкости разделения с помощью ВСА

Исследуемый ВСА сопоставим с серийно выпускаемым гидроциклоном того же начального диаметра конфузора по критериям эффективности (см. табл.).

В таблице использованы обозначения: $Q_{осв}$ – расход осветленной жидкости; $Q_{сг}$ – расход сгущенного осадка; $Q_{исх}$ – расход исходной суспензии; C – концентрация

твердой фазы (исх – исходной суспензии; осв – осветленной жидкости; сгуш – сгущенного осадка); d – размер частиц; m – масса частиц; K – критерии эффективности.

Критерии эффективности рассчитывались следующим образом:

$$K_{эф.осв} = \frac{Q_{осв.вса}}{Q_{осв.гц}} = 1,44 \quad K_{эф.сг} = \frac{Q_{сг.вса}}{Q_{сг.гц}} = 3,45$$

$$K_{общ.сгуш} = \frac{(m_{d>0,5})_{BCA}}{(m_{d>0,5})_{ГЦ}} = 0,81 \quad K_{сгуш.кр.частиц} = \frac{(m_{d>2})_{BCA}}{(m_{d>2})_{ГЦ}} = 0,87$$

Для наглядности представлены сравнение концентраций сгущенных осадков после ВСА и ГЦ (рис. 3) и осветленных жидкостей (рис. 4) в виде графиков.

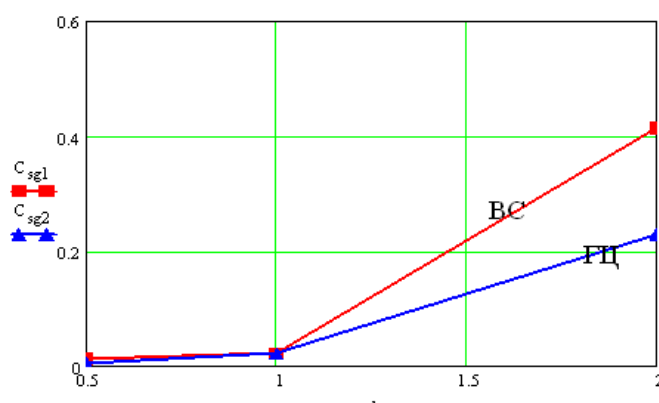


Рис. 3. Сравнение сгущенных осадков после ВСА и после ГЦ.
 C_{sg1} – концентрация твердых частиц в сгущенном осадке после ВСА;
 C_{sg2} – концентрация твердых частиц в сгущенном осадке после ГЦ.

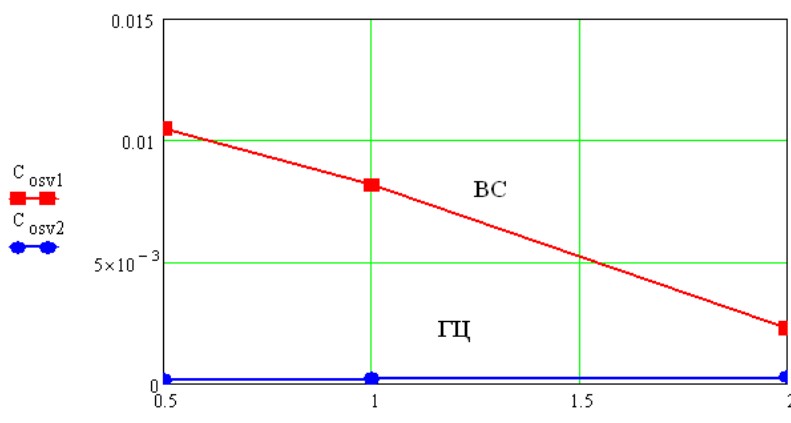


Рис. 4. Сравнение осветленных жидкостей после ВСА и после ГЦ.
 $C_{осv1}$ – концентрация твердых частиц в осветленной жидкости после ВСА;
 $C_{осv2}$ – концентрация твердых частиц в осветленной жидкости после ГЦ.

Проанализируем полученные результаты по критериям эффективности: критерий эффективности осветления $K_{эф.осв}$ показывает что расход осветленной жидкости после ВСА в 1,44 раза больше чем через ГЦ.

Критерий эффективности сгущения $K_{эф.сг}$ показывает, что сгущенный осадок из ВСА в 3,45 раза концентрированнее, чем после ГЦ, что важно при производстве дорогостоящих жидкостей. Общий критерий сгущения $K_{общ.сгуш}$ показывает, что твердых частиц размером

более 0,5 мм (частицы меньших размеров мы не учитываем, так как гидроциклонные установки больших размеров для таких частиц будут неэффективными, и их лучше отделять на фильтрах) в осветленной жидкости после ВСА в 0,81 раз меньше, чем после ГЦ и в 0,87 раз меньше для размеров более 2 мм, то есть ГЦ оказывается эффективнее по этим критериям. Это объясняется малым углом конической части конфузора (всего 15°) и следовательно большей длиной пути частиц.

Как обнаружено в экспериментах, у исследуемого ВСА есть свои преимущества и недостатки, поэтому в настоящее время ведется работа по оптимизации конструкции двухступенчатой очистки при помощи ВСА, направленная на увеличение массы отделенных частиц в сгущенном осадке при сохранении большего объема осветленной жидкости по сравнению с ГЦ.

Литература

[1] Терновский И.Г., Кутепов А.М. «Гидроциклонирование». М.: Наука. 1994. 350с.

ИССЛЕДОВАНИЕ ОСАЖДЕНИЯ ТВЕРДЫХ ЧАСТИЦ В ПРОЦЕССАХ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ФЛОТАЦИОННЫХ ВОД

Кырлан В.В., Блазнов А.Н.

Бийский технологический институт, филиал Алтайского государственного
технического университета имени И.И. Ползунова. E-mail: blaznov74@mail.ru

Важной народнохозяйственной задачей, особенно резко проявившейся в последние годы, является утилизация отходов промышленных предприятий, повторное использование их в производстве, создание замкнутых систем водопотребления и экологически безопасных технологий.

На рудоперерабатывающих предприятиях применяют многостадийную подготовку руды к переработке, которая включает в себя процесс дробления руды в измельчительных машинах, таких как щековые дробилки и шаровые мельницы, процесс тонкого измельчения на бегунных чашах, процесс гравитационного и флотационного обогащения.

В составе сточных вод таких рудоперерабатывающих фабрик присутствуют взвешенные частицы пустой породы и флотореагенты. Поступление таких стоков в водоемы приводит к загрязнению окружающей среды и потере продукта. На изучаемой обогатительной фабрике очистка производится естественным путем в прудках-отстойниках под действием сил гравитации.

Настоящая работа направлена на интенсификацию очистки сточных вод с помощью машин и аппаратов, которые позволяют уменьшить количество твердой фазы в выбросах до уровня, отвечающего требованиям нормативов по предельно допустимой концентрации. Извлеченный компонент может использоваться для вторичной переработки и производства строительных материалов.

Наиболее эффективными способами очистки и разделения суспензий является осаждение под действием гравитационных, инерционных сил, осаждение в центробежном поле и фильтрование.

Для проектирования и выбора соответствующего очистительного оборудования (отстойников и центрифуг) необходимы данные по гранулометрическому составу пульпы и времени ее осаждения [1, 2]. С целью определения дисперсного состава пульпы были отобраны пробы на одном из рудоперерабатывающих предприятий и проведены эксперименты.

Пробы отбирались в месте сброса сточных вод в отстойники.

Измерение размеров частиц проводили оптическим методом: с помощью оптического микроскопа и цифрового фотоаппарата. Некоторые характерные фотоснимки пульпы показаны на рисунках 1, 2.

Частицы дробленой руды имеют неправильную форму, разнообразны по размерам. Самые крупные частицы достигают размеров 200 мкм. Наиболее мелкие частицы имеют размеры до нескольких микрон. По фотоснимкам определили количество частиц, попавших в заданный интервал размеров. Данные приведены в табл. 1.

При проведении седиментационных исследований выяснилось, что самые крупные частицы (рис. 2а) осаждаются под действием гравитационных сил в течение 1-2 минут, тогда как самые мелкие (рис. 2б) создают устойчивую суспензию, которая не расслаивается несколько суток. Очевидно, что наиболее эффективно процесс разделения такой суспензии проводить раздельно – крупную фракцию выделять в аппарате осадительного типа – отстойниках и гидроциклонах, а мелкую фракцию – в центрифугах.

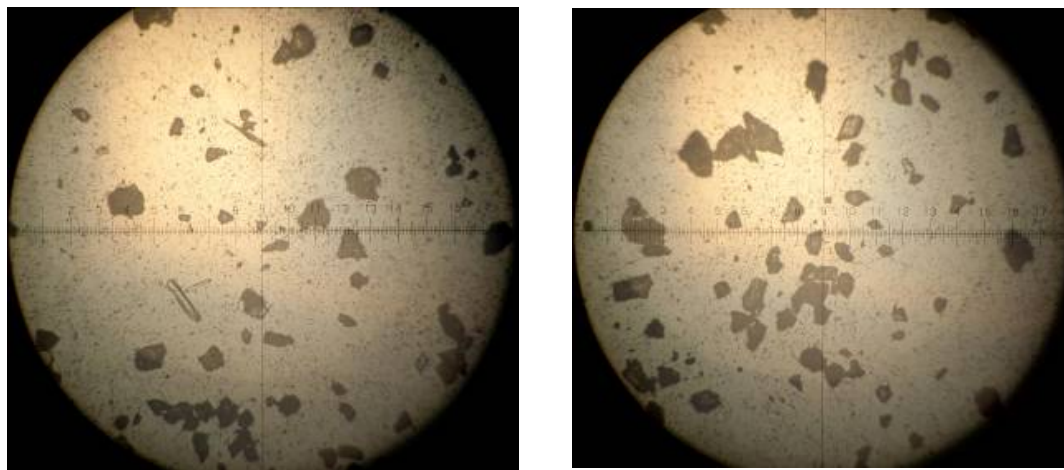


Рис. 1. Характерные фотографии исходной фракции: увеличение $\times 100$, цена деления 10 мкм

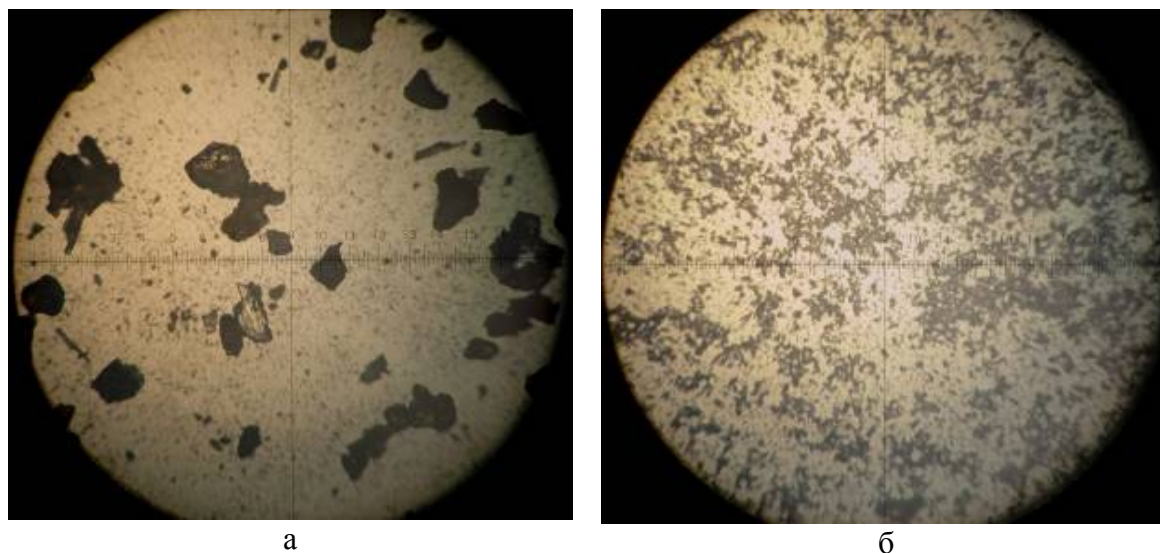


Рис. 2. Характерные фотографии крупной (а) и мелкой (б) фракции: увеличение $\times 100$, цена деления 10 мкм

Для расчета массообменных процессов и проектирования оборудования интерес представляет не количественное, а массовое распределение частиц по размерам. Массовое распределение пропорционально объемному, которое будем определять через d^3 , если принять частицу близкой к форме шара.

Табл. 1. Количественное распределение частиц по размерам

№ пробы	Диапазон размеров частиц, мкм							
	0-25	25-50	50-75	75-100	100-125	125-150	150-175	свыше 200
1	1920	9	27	23	8	5	1	7
2	5290	87	38	11	4	1	3	14
3	4025	59	23	13	6	3	3	7
4	7790	123	93	41	12	7	4	3
5	6215	144	97	61	51	24	12	26

Функция вероятности распределения при обработке экспериментальных данных определяется по формуле:

$$F(d_{qi}) = \frac{n_i d_{qi}^3}{\sum n_i d_{qi}^3}, \quad (1)$$

где n_i – число частиц, попавших в заданный интервал; d_{qi} – значение диаметра частицы дисперсной фазы, соответствующее середине интервала.

Экспериментальная плотность распределения вероятности может быть выражена как весовая функция:

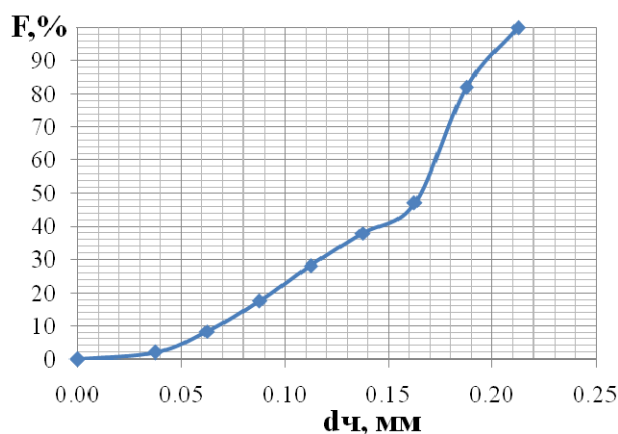
$$f(d_{qi}) = \frac{n_i d_{qi}^3}{\Delta d_{qi} \sum n_i d_{qi}^3}, \quad (2)$$

где Δd_{qi} – ширина интервала.

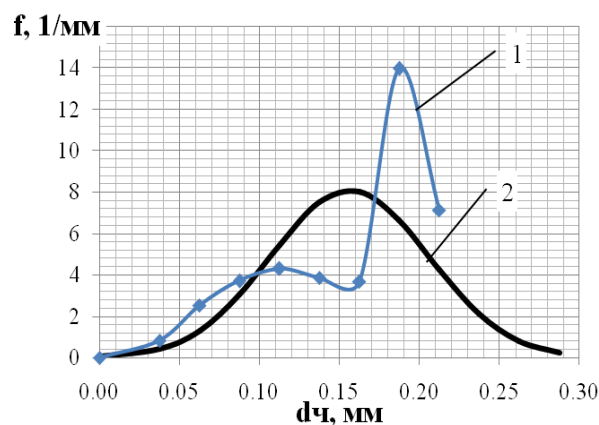
Осредненные результаты обработки экспериментальных данных табл. 1 по выражениям (1)-(2) приведены в табл. 2 и показаны на рис. 3 в виде интегральной и дифференциальной кривой весовой функции распределения.

Табл. 2. Весовое распределение частиц по размерам

Диапазон размеров частиц, мкм	0-25	25-50	50-75	75-100	100-125	125-150	150-175	175-200	свыше 200
Количество	25240	422	278	149	81	40	23	57	20
$F, \%$	4,38	1,98	6,03	8,87	10,25	9,24	8,77	33,40	17,06
$f, 1/\text{мм}$	1,75	0,79	2,41	3,55	4,10	3,70	3,51	13,36	6,82



а



б

Рис. 3. Интегральная (а) и дифференциальная (б) функция плотности распределения частиц по размерам: 1 – экспериментальная зависимость, 2 – расчетная зависимость по формуле (3)

В литературе для теоретической оценки плотности распределения используют законы нормального, бинормального распределения и другие. Функция плотности нормального распределения определяется по формуле [3]:

$$f(d_q) = \frac{1}{\sqrt{2\pi}\sigma_q} \exp \frac{(d_{qi} - \bar{d}_q)^2}{2\sigma_q^2}, \quad (3)$$

где $\bar{d}_q$ – средний диаметр частиц дисперсной фазы; σ_q – среднеквадратическое отклонение диаметров частиц дисперсной фазы от среднего значения.

Средний размер частицы в выражении (3) определяется по формуле:

$$\bar{d}_q = \frac{\sum n_i d_{qi}^4}{\sum n_i d_{qi}^3}. \quad (4)$$

Величина квадрата среднеквадратического отклонения (дисперсия) определяется по формуле:

$$\sigma_q^2 = \frac{\sum n_i d_{qi}^5}{\sum n_i d_{qi}^3} - \left(\frac{\sum n_i d_{qi}^4}{\sum n_i d_{qi}^3} \right)^2. \quad (5)$$

Расчетная зависимость для нормального закона распределения показана на рисунке 3б. Анализ рисунка 3б показывает, что экспериментальное распределение частиц по размерам не соответствует теоретическому нормальному закону распределения, и содержит два максимума.

Распределение в пределах обработанных проб (табл. 1) воспроизводится, что исключает экспериментальную ошибку. Вероятно, эти два максимума могут быть обусловлены особенностями технологического процесса дробления руды на конкретном изучаемом производстве.

С помощью интегральной функции распределения (рис. 3а) удобно оценивать объемную долю частиц заданного размера. Например, наиболее крупные частицы размером от 50 до 200 мкм занимают по весу около 95 % всей фракции, а наиболее мелкие – 5 %. Такие сведения необходимы для технологических расчетов проектируемого оборудования в целях интенсификации процессов очистки сточных вод.

Литература

- [1] Коузов П.А. Основы анализа дисперсного состава промышленных пылей и измельчённых материалов. Л.: Химия. 1987. 264с.
- [2] Ходаков Г.С., Юдин Ю.П. Седиментационный анализ высокодисперсных систем. М.: Химия. 1981. 192с.
- [3] Блазнов А.Н., Денисов Ю.Н., Куничан В.А., Чащилов Д.В. Распределение пузырьков по размерам в жидкостно-газовых струйных аппаратах с удлинённой камерой смешения. *Электронный журнал "Исследовано в России"*. 2002. Т.14. С.151-161. [http:// zhurnal.ape.relarn.ru/articles/2002/014.pdf](http://zhurnal.ape.relarn.ru/articles/2002/014.pdf).

ПРИМЕНЕНИЕ РАЗБРЫЗГИВАЮЩИХ УСТРОЙСТВ В АППАРАТАХ ДЛЯ ОЧИСТКИ ГАЗОВЫХ ВЫБРОСОВ

Дмитриева О.С., Дмитриева К.В.

Нижекамский химико-технологический институт, филиал Казанского национального исследовательского технологического университета. E-mail: ja_deva@mail.ru

Возросшие в последнее время экологические требования к очистке больших объемов газовых выбросов выдвигают задачу создания аппаратов высокой интенсивности и эффективности [1]. Большая пропускная способность по газовой фазе при малых габаритах, а также сравнительно низкие энергопотери делают вихревые камеры весьма перспективными для целей очистки промышленных газовых выбросов от легкорастворимых газообразных и твердых компонентов.

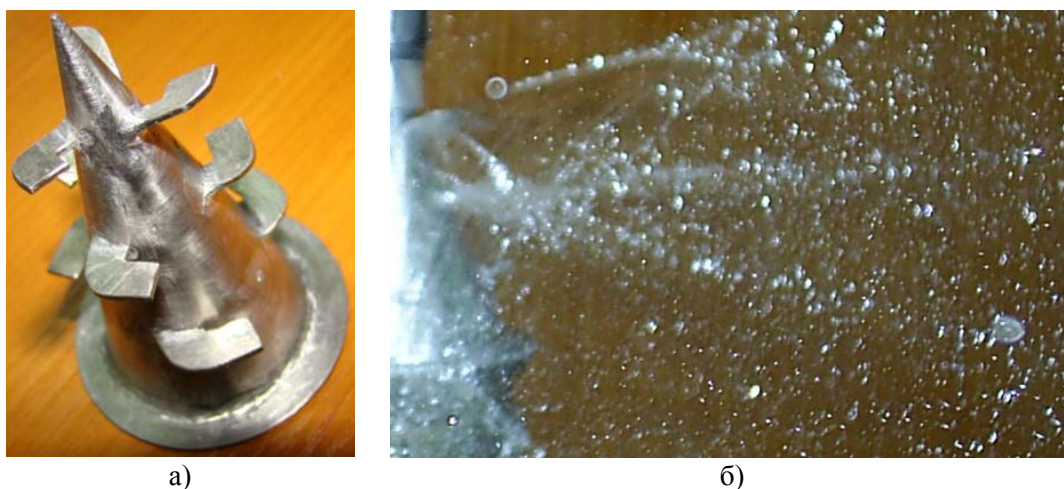


Рис. 1. Разбрызгивающее устройство (а) и картина распада потока жидкости разбрызгивающим устройством с углом 45° (б) при скорости жидкости на поверхности разбрызгивающего устройства 2 м/с

Однако эффективность работы вихревых камер может достигать 95% только при равномерном заполнении рабочей зоны каплями жидкости и устойчивой работе.

При вводе жидкости в вихревую камеру она движется по днищу аппарата. Далее, при высоких скоростях газа, происходит срыв большого количества капель с поверхности пленки, движущейся по коническому днищу камеры, и их унос в рабочую зону. При этом наблюдается скачкообразный режим работы, что снижает её эффективность.

В данной работе, у основания конического днища вихревой камеры, предлагается установить разбрызгивающее устройство (рис. 1а) [2]. Жидкость поступает в камеру в виде капель (рис. 1б), равномерно распределяясь по всему объему рабочей зоны, что исключает возможность проскока газа без контакта с жидкостью и увеличивает равномерность работы.

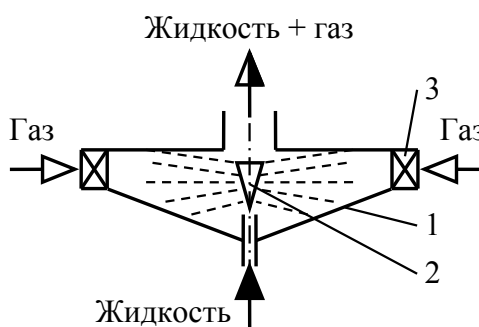


Рис. 2. Вариант исполнения аппарата вихревого типа с разбрызгивающим устройством:
1 – корпус; 2 – разбрызгивающее устройство; 3 – лопаточный тангенциальный завихритель

На рис. 2 представлен один из вариантов конструктивного исполнения вихревого аппарата с разбрызгивающим устройством.

Движение плоского элемента жидкости с пластин происходит с постоянной скоростью, так как поверхностные силы, приложенные к границам плоского элемента, пренебрежимо малы.

Проходя через лопаточный тангенциальный завихритель 3, газ приобретает вращательное движение, перемещается к центру аппарата и удаляется через центральный патрубок. Жидкость поступает в аппарат через патрубок, расположенный в нижней части аппарата. Жидкость, попадая на распылительное устройство 2, разбрызгивается в разных направлениях, дробится газовым потоком на капли, которые вовлекаются в совместное вращательное движение.

При этом конструкция распылительного устройства 2 выполнена таким образом, что часть жидкости проходит через пространство между поверхностью корпуса устройства 2 и опоры, которые выполнены наклонными для образования объемного факела распыла жидкости.

На внешней стороне опор, обращенной к потоку жидкости, установлены пластины. При ударе потока жидкости о пластины происходит дробление капель, которые отбрасываются, образуя объемный факел распыла. Такой характер взаимодействия газа и капель жидкости приводит к образованию в рабочей зоне вихревой камеры мелкодисперсного вращающегося капельного слоя.

Расчеты показали (рис. 3), что крупные капли движутся по равновесным траекториям большего радиуса, т.е. их равновесные траектории смещены на периферию камеры. Наоборот, равновесное движение капель малого размера происходит вблизи оси вращения, по малым радиусам. Равновесные радиусы капель диаметром более 500 мкм превышают радиус рабочей зоны, следовательно, при ударе о лопатки завихрителя они будут дробиться на более мелкие капли, которые будут вращаться в рабочей зоне.

Интенсивность массопереноса к капле увеличивается с ростом относительной скорости, которая имеет максимальные значения в начальный момент времени (рис. 4). Причем относительная скорость для капель, находящихся в рабочей зоне, практически одинакова.

Предлагаемое разбрызгивающее устройство и методика расчета равновесных траекторий и времени контакта позволяют создавать вихревые камеры с оптимальным и стабильным режимом работы.

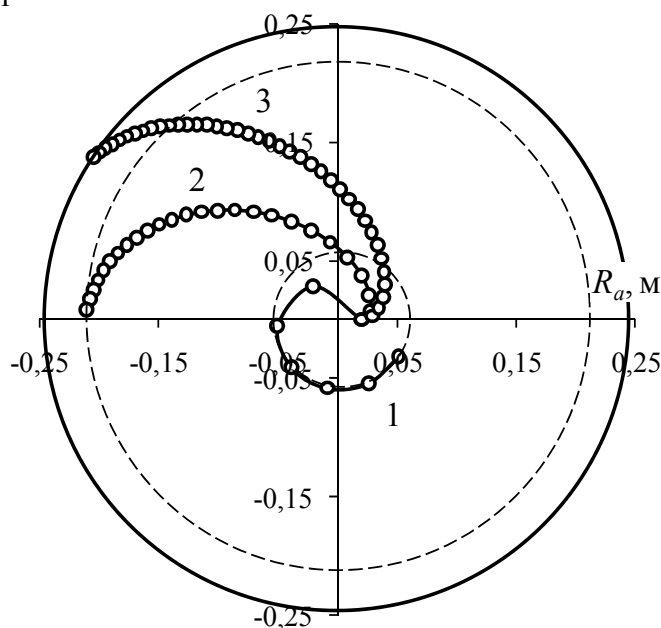


Рис. 3. Траектории капель в вихревой камере при диспергировании жидкости разбрызгивающим устройством, a , мкм: 1 – 50; 2 – 300; 3 – 500. Штрихпунктирные линии – равновесные траектории.

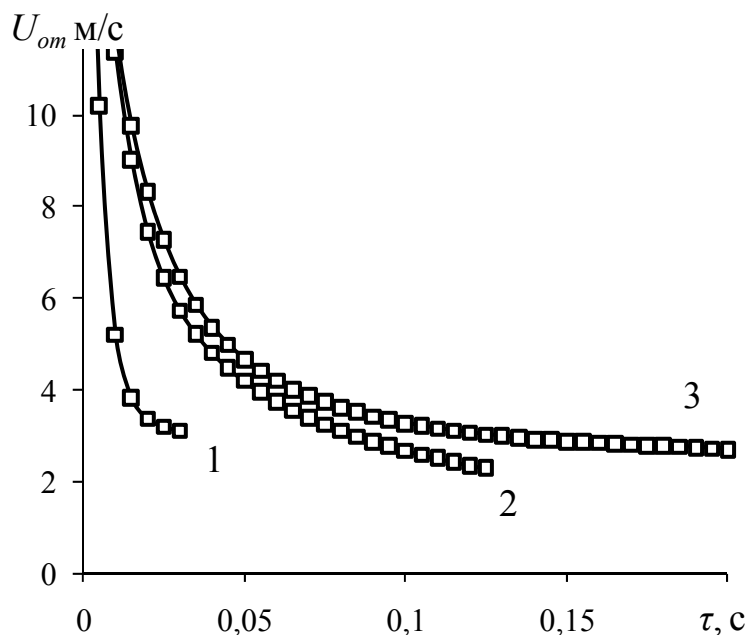


Рис. 4. Изменение относительной скорости капель в вихревой камере при диспергировании жидкости разбрызгивающим устройством во времени, a , мкм: 1 – 50; 2 – 300; 3 – 500.

Таким образом, в вихревой камере с разбрызгивающим устройством жидкая и газовая фаза будут контактировать в противотоке, что увеличит среднюю движущую силу процесса массообмена, а значительная относительная скорость капель и время контакта позволят достичь максимальной массообменной эффективности.

Благодарности

Работа выполнена при финансовой поддержке гранта президента РФ.

Литература

- [1] Беккер В.Б., Киссельман И.Ф. Очистка промышленных газов в абсорберах с вращающейся подвижной насадкой. *Экология и промышленность России*. **2010**. №1. С.18-21.
- [2] Макушева О.С., Дмитриев А.В., Николаев Н.А. Разбрызгивающее устройство. Патент RU №89000 МПК В05В 1/26. *Б.И.* **2009**. №33.

РАЗРАБОТКА БИОФИЛЬТРА ДЛЯ ОЧИСТКИ ВЕНТИЛЯЦИОННЫХ ВЫБРОСОВ ОКРАСОЧНОГО ПРОИЗВОДСТВА

Золотухина Ю.А., Химвинга М., Панов С. Ю., Провоторова М.А.
Воронежский государственный университет инженерных технологий.
E-mail: kafedra-mahp@mail.ru

Лакокрасочные материалы составляют довольно широкий круг материалов, используемых в практике: эмали, растворители, грунтовки. Самую большую опасность для окружающей среды представляют растворители. Газовые выбросы производства растворителей представляют собой смесь разнообразного качественного и количественного состава в зависимости от марочного ассортимента и целевого назначения выпускаемого продукта. Получение растворителей общего назначения сопровождается выбросом в атмосферу винилацетата, метанола, ксилола, уайт-спирита, метилацетата, ацетальдегида и др.

Для очистки вентиляционных выбросов от органических соединений применяются следующие методы: адсорбционный, абсорбционный, высокотемпературное дожигание, каталитическое окисление, метод конденсации.

Адсорбционная очистка газа характеризуется высокими капитальными и эксплуатационными затратами, поэтому при концентрации твердых летучих компонентов (растворителей) в выбросах предприятия выше $1-2 \text{ г/м}^3$, применение этого метода считается экономически нецелесообразным.

Применение абсорбционного метода требует решения таких проблем, как размещение самого абсорбента, загрузка сорбентами с химическими добавками, а также проблемы удаления отработанных сорбентов из абсорбера, способных вызвать вторичное загрязнение окружающей среды. Высокотемпературное дожигание – распространенный способ, применение которого требует, чтобы состав очищаемых газов был относительно постоянен, а концентрация примесей превышала пределы воспламеняемости.

Каталитическое окисление применяется в случаях, когда концентрации вредных веществ в газах достаточно низки. Существенным недостатком этого метода является возможность образования новых токсичных соединений. Метод конденсации требует значительных энергозатрат.

В настоящее время широкое распространение получили биохимические методы очистки воздуха. Микробиологическая очистка происходит в результате непрерывного окисления токсических веществ до углекислого газа и воды, сопровождающегося ростом и отмиранием клеток микроорганизмов.

При нормальных условиях скорости роста и отмирания клеток примерно одинаковы и срок службы биокатализатора практически неограничен.

Микроорганизмы способны утилизировать самые разнообразные органические вещества, включая алифатические, ароматические, ненасыщенные, галогеносодержащие и прочие.

Возможна оптимизация сообщества микроорганизмов для наиболее эффективного удаления определенных компонентов.

Основными преимуществами биологического метода очистки по сравнению с традиционными являются возможность проведения процесса при обычной температуре ($10-35 \text{ }^{\circ}\text{C}$) и атмосферном давлении, а также отсутствие необходимости замены или регенерации рабочего тела установки.

Разработанный на кафедре МАХП биофильтр отличается универсальностью, что делает возможным его применение для очистки вентиляционных выбросов самых различных производств, а также для детоксикации цианидов, фенолов и других органических соединений.

Установка предназначена для использования на крупных и средних производствах, малогабаритна, работают при комнатной температуре и не требуют больших затрат на изготовление и эксплуатацию.

Выбросы загрязненного воздуха через патрубок попадают в рабочую зону биофильтра и увлажняются посредством контакта с разбрызгиваемым в объеме рабочей зоны и стекающим по отбойному листу питательным раствором. Поток загрязненного воздуха проходит последовательно ярусы носителей биомассы, орошаемых питательным раствором из форсунок.

В качестве загрузки – носителя биомассы используются отходы полипропиленовой мешкотары в виде спутанных объемных нитей. Загрузка характеризуется высокой удельной поверхностью, пористостью, низким гидравлическим сопротивлением. На поверхности носителя происходит биодеструкция органических соединений. Эффективность очистки составляет 70-85 % (таблица).

Из рабочей зоны очищенный воздух через каплеуловитель поступает в выходной патрубок, который присоединяется к воздуховоду выброса очищенного воздуха в атмосферу.

Питательный раствор, стекая по отбойному листу, попадает в емкость с питательным раствором. Из накопительного бака через сетчатый фильтр, предотвращающий попадание

крупных конгломератов биомассы, питательный раствор электронасосным агрегатом подается в форсунки системы увлажнения.

При необходимости, загрязненный воздух подогревается насыщенным водяным паром или в электрокалориферах.

Таблица. Эффективность очистки для различных органических соединений

Загрязнения	Степень очистки, не менее, %
Ацетон	80
Бутанол	85
Бутилацетат	85
Ксилол	70
Уайт-спирит	80
Этилбензол	80

ИССЛЕДОВАНИЕ МЕТАЛЛИЧЕСКИХ ФИЛЬТРОВАЛЬНЫХ МАТЕРИАЛОВ ДЛЯ УЛАВЛИВАНИЯ И УТИЛИЗАЦИИ ПЫЛЕВЫХ ВЫБРОСОВ

Ким К.Б., Гасанов З.С., Панов С.Ю.

Воронежский государственный университет инженерных технологий.

E-mail: kafedra-mahp@mail.ru

Основной задачей в решении проблемы пылеулавливания методом фильтрования является подбор фильтровального материала. Важными показателями, характеризующими работу фильтра, являются: достаточно полное улавливание пыли при умеренном гидравлическом сопротивлении и удовлетворительная долговечность материала в рабочих условиях, главным образом химическое сопротивление среде и хорошая регенерируемость.

Для сравнительной оценки гидравлических и фильтрационных свойств нами были исследованы следующие материалы (рисунок): металлические ткани С120 (ГОСТ 3187-76) и Bekipor® фирмы Bekaert (Бельгия), металлокерамическая фольга – ФНС-5 (ЧМТУ-892-79) и фетр из металлических волокон МФ (ТУ 14-1-2173-77), перфорированная металлическая фольга ПФ фирмы HEIN, LEHMANN AG (Германия). Данные материалы, по нашему мнению, являются перспективными для применения в различных отраслях промышленности.

Подбор фильтровальных материалов осуществлялся в соответствии со следующими условиями: наличие субмикронных частиц; пыль сильнослипающаяся; повышенная влажность; частое включение/выключение фильтров.

Оценку эффективности фильтровальных материалов производили по стандартным методикам. В качестве пылегазового потока – аэрозоль с параметрами ЛНР - $\bar{d}_m = 3,75$ мкм, $\lg \sigma = 0,36$.

В программу экспериментов входила оценка гидравлических и фильтрационных свойств материалов, а также определение эффективности регенерации.

Наибольшей проницаемостью обладают тканевые материалы. Металлокерамическая фольга ФНС отличается повышенным гидравлическим сопротивлением. Характеристика изменения гидравлического сопротивления имеет линейный вид. Это говорит том, что в функциональной зависимости $\Delta P = kq^n$ показатель степени $n=1$. Это характерно для ламинарного режима течения газа сквозь фильтрующую перегородку. Несколько отличается гидродинамическая характеристика перфорированной фольги, которая в области высоких скоростей переходит в квадратичную зону, характерную для развитого турбулентного режима.

Величиной, характеризующей работу фильтров и определяющей выбор фильтровального материала, служит остаточная концентрация пыли – величина, подвергающаяся контролю соответствующими природоохранными органами.

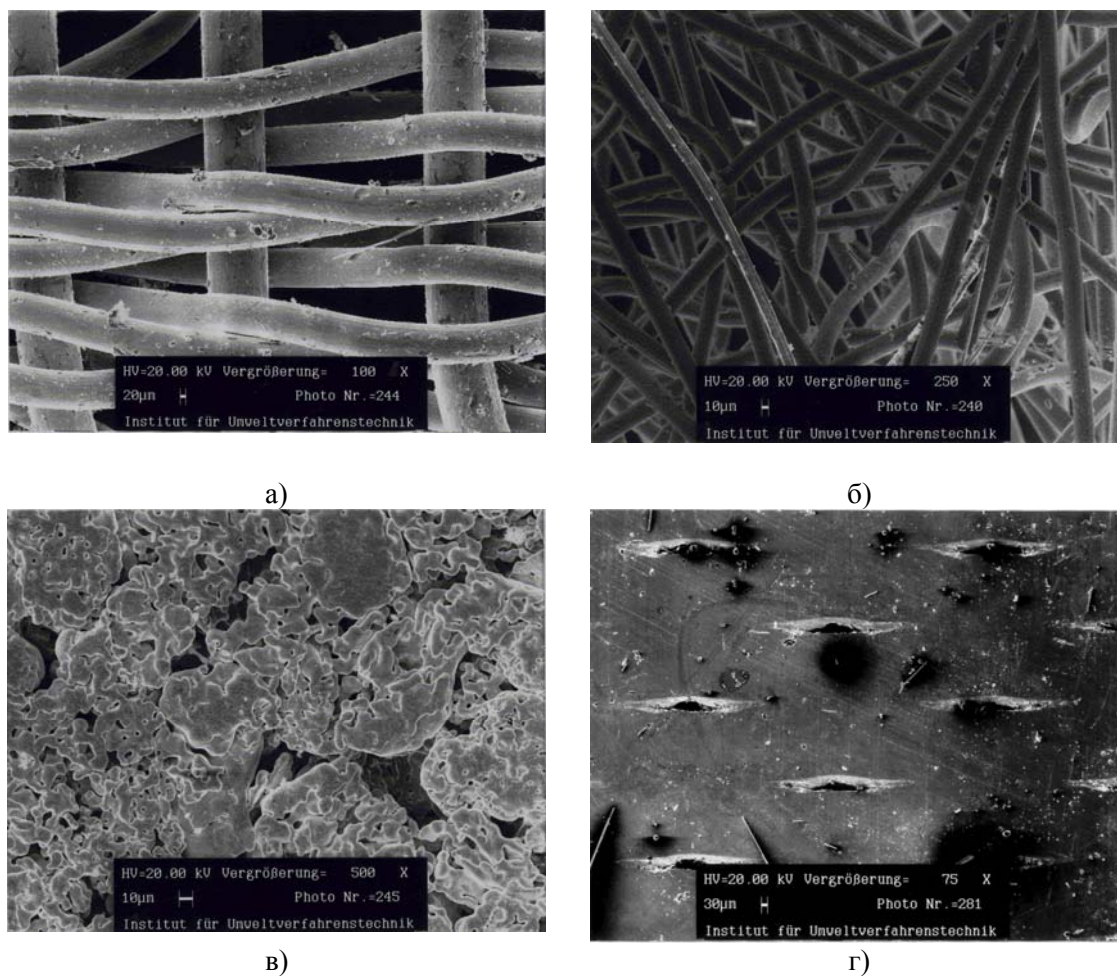


Рис. 1. Микрофотографии фильтровальных материалов:
а – С120, б – МФ, в – ФНС, г – ПФ.

Наилучшие результаты были получены при испытании металлокерамического материала ФНС, который обеспечивает запыленность на выбросе газа не выше значения ПДК. Пылевые выбросы в потоке газа после его прохождения через фильтровальную ткань Векірог составляет $10-30 \text{ мг/м}^3$, что следует признать удовлетворительным. Остаточная концентрация у остальных материалов была на уровне $60-150 \text{ мг/м}^3$, что является отрицательным. Кроме того, при регенерации металлического фетра и перфорированной фольги ПФ происходил выброс пыли на сторону чистого газа.

Регенерирующая способность лучше всего у металлокерамической фольги ФНС. При этом удаляется до 80-85% осевшей пыли. По видимому этому способствует пониженная адгезионная способность и гладкая металлическая поверхность. То же относится и к металлической ткани Векірог и перфорированной фольге ПФ, имеющим также удовлетворительные результаты. Наихудшая регенерирующая способность у ткани С120 из-за ребристой структуры ткани и металлического фетра из-за рыхлой структуры. Более стабильными циклами фильтрация - регенерация обладают фильтровальные материалы: ткань Векірог и ФНС.

Благодарности

Работа выполнена в рамках гранта Федеральной целевой программы «Исследования и разработки по приоритетным направлениям развития научно-технологического комплекса России на 2007-2013 годы» (Государственный контракт № 16.516.11.6129)

ИССЛЕДОВАНИЕ КЕРАМИЧЕСКИХ ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНЫХ ФИЛЬТРОВАЛЬНЫХ МАТЕРИАЛОВ

Николенко О.В., Гасанов З.С., Панов С.Ю.

Воронежский государственный университет инженерных технологий.

E-mail: kafedra-mahp@mail.ru

Новые технологические процессы и повышение стоимости электроэнергии стимулировало в последние годы развитие высокотемпературного пылеулавливания из технологических газов и аспирационных выбросов огнеупоров. Имеющийся практический опыт использования высокотемпературной очистки газов показал, что, кроме утилизации тепла технологических газов потенциальные преимущества такого способа состоят в повышении срока службы оборудования за счет эксплуатации его при температуре, превышающую точку росы; экономии капитальных и эксплуатационных затрат; повторного использования и рециркуляции очищенных горячих газов.

Для обеспыливания высокотемпературных газов применяют различные аппараты: циклоны, рукавные фильтры, пористые и электрофильтры. В последние годы подтверждена исключительная перспективность использования пористых фильтров для высокотемпературной очистки газов.

Основной задачей пылеулавливания при этом является подбор фильтровального материала. Основными показателями, фильтра, являются: эффективность пылеулавливания при допустимом гидравлическом сопротивлении и удовлетворительной долговечности материала в рабочих условиях, высокое химическое сопротивление и стабильная регенерация.

В настоящей работе исследовались керамические фильтровальные материалы - кварцевая ткань (образцы К1 и К2), кварцевый фетр (образец К3), волокнистая спеченная керамика (образец К4), плотные гранулированные фильтры (образец К5) перспективные для применения в диапазоне температур 500-850 °С. Образцы структур исследуемых фильтровальных материалов показаны на рис. 1.

Фильтровальные ткани изготовлены кручением кварцевых волокон в нити (пряжу) с последующим переплетением нитей в ткань саржевой или сатиновой структуры.

Керамические фильтры из волокнистой спеченной керамики низкой плотности обладают высокой пористостью (от 66% и выше) и твердостью.

Такие элементы производятся монолитно на алюмосиликатной композиции. Они обеспечивают очистку высокотемпературных газов до остаточной концентрации $1 \cdot 10^{-6}$ кг/м³.

Плотные гранулированные фильтры изготавливают из гранул карбида кремния. Эти элементы относительно дороги и применяются в высокотемпературных (>600 °С) и химически агрессивных процессах.

При высокотемпературном фильтровании отмечается существенный рост гидравлического сопротивления (рис. 2), связанный с повышением вязкости очищаемых газов и сжатием пылевого осадка.

Тканевые фильтровальные материалы в условиях высоких температур лучшие поддаются регенерации по сравнению со спеченными волокнистыми и гранулированными фильтрами, так как при регенерации ткань деформируется, что приводит к поломке плотного пылевого слоя и его последующего удаления. Однако при использовании таких фильтров при высоких температурах возникают проблемы несущественные в обычных условиях эксплуатации.

Из-за различных коэффициентов температурного расширения материалов ткани и поддерживающего каркаса (при использовании жаропрочной нержавеющей стали при 800 °С расширение составляет 15,2 мм/м) может происходить сверхнормативное натяжение ткани и даже ее разрыв. Кроме того возможна диффузия ионов металла в неорганическую структуру фильтровального материала, которая вызывает хрупкость материала. Также происходит механическое истирание ткани в местах соприкосновения.

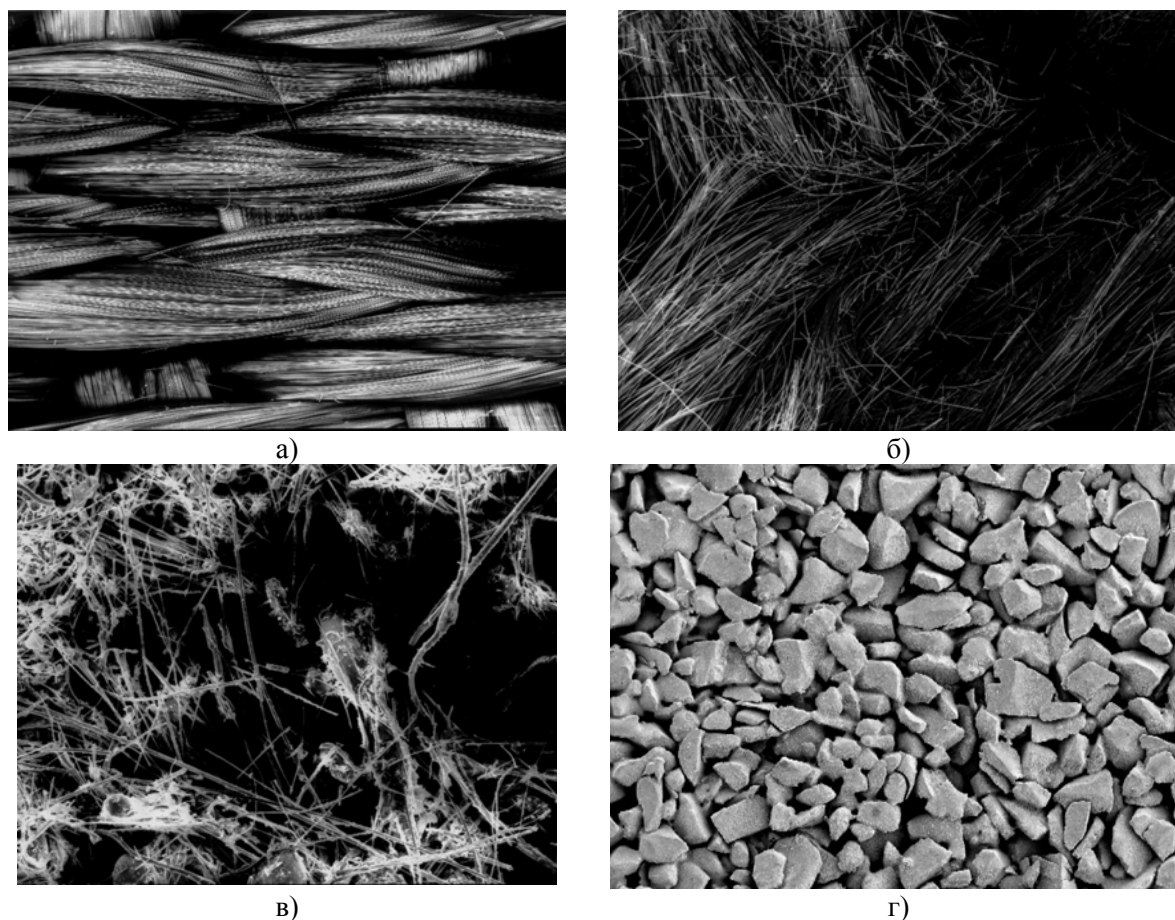


Рис. 1. Микрофотография структуры: а – образец К1 (ув. 50 раз); б – образец К3 (ув. 50 раз); в – образец К4 (ув. 200 раз); г – образец К5 (ув. 30 раз)

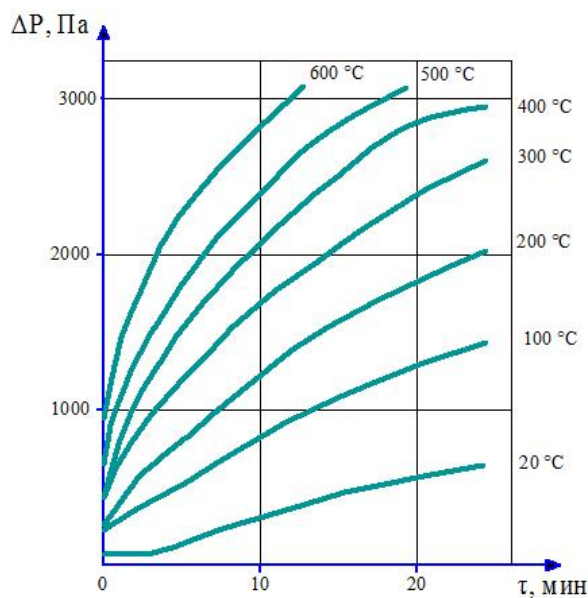


Рис. 2. Зависимость $\Delta P = f(\tau)$ при различных температурах $z_n = 15 \text{ г/нм}^3$

В процессе работы фильтра масса пыли на поверхности и в объеме пористой перегородки увеличивается, и соответственно растет гидравлическое сопротивление. В тот момент, когда оно достигнет заранее заданного оптимального значения, включается система регенерации, и пыль сбрасывается в бункер. При этом, однако, гидравлическое сопротивление фильтрующей перегородки не снижается до уровня сопротивления чистого материала.

В процессе регенерации при высоких температурах возникают два противоположных явления. Во-первых, из-за высоких температур пыль лишена как физически, так и химически связанной воды, что исключает действие капиллярных сил сцепления, делает ограниченной тенденцию образования агломератов и создает определенные трудности при осаждении пыли и удерживания ее на фильтровальной поверхности. Удаленная в результате регенерации с поверхности такая пыль не осаждается в бункер, а захватывается поступающим пылегазовым потоком и вновь транспортируется к фильтровальной поверхности, вследствие чего уменьшается время межрегенерационного периода, и гидравлическое сопротивление фильтра очень быстро поднимается до критической отметки.

Эту проблему может решить регенерация при отключенной газовой нагрузке, но такая схема связана с высокими аппаратными затратами.

Во втором случае при достаточно высоких температурах частицы пыли или золы могут существовать в расплавленном состоянии, образовывать когезионные контакты и, таким образом, относительно быстро забивать фильтровальные перегородки. Повышение давления пневмоимпульса не приводит к сколько-нибудь существенному росту эффективности регенерации.

При этом пылевой осадок отделяется от фильтровальной поверхности в виде плотной корки, иногда с повреждением поверхности фильтровального материала.

В целях снижения сил сцепления между фильтровальным материалом и пылью исследовалась возможность нанесения на поверхность фильтра вспомогательного вещества – частиц кремнезем в смеси оксидом титана.

Пылевой осадок на покрытых образцах мог быть удален при 700 °С полностью и без повреждения поверхности фильтра. Характер изменения потери давления для покрытого образца может быть объяснен доминирующей ролью поверхностного фильтрования, в то время как для образца без покрытия имеет место, и глубинное фильтрование с проникновением частиц пыли внутрь материала.

В целом данное решение следует признать перспективным, но требуются дополнительные исследования по веществам, способам нанесения и удержания покрытий на поверхности фильтровальной перегородки.

Благодарности

Работа выполнена в рамках гранта Федеральной целевой программы «Исследования и разработки по приоритетным направлениям развития научно-технологического комплекса России на 2007-2013 годы» (Государственный контракт № 16.516.11.6129).

ИССЛЕДОВАНИЕ СПОСОБОВ ОБРАБОТКИ ФИЛЬТРОВАЛЬНЫХ МАТЕРИАЛОВ ДЛЯ ТОНКОГО ОБЕСПЫЛИВАНИЯ И СТАБИЛЬНОЙ РЕГЕНЕРАЦИИ

Чекалова А.М., Гасанов З.С., Панов С.Ю.

Воронежский государственный университет инженерных технологий.

E-mail: kafedra-mahp@mail.ru

Главное назначение фильтровальной ткани – улавливание твердых частиц пыли из газов. Функционально такая ткань является перегородкой, на которой оседают частицы.

Фильтровальные ткани подбираются в соответствии с конкретными условиями эксплуатации. Правильный подбор материала фильтровальной ткани – гарантия её надежной и длительной работы в определенных условиях.

Решающим фактором, придающим ткани особые свойства, являются так называемые "финишные" обработки, к которым в первую очередь относятся: термообработка (опаливание, глянцеование, каландрирование); антистатическая обработка; химическая обработка поверхности фильтрткани; микропористые покрытия.

Одним из наиболее перспективных методов специальной обработки фильтровальных материалов является микропористое поверхностное покрытие, которое способствует уменьшению прилипания пыли и повышению эффективности фильтрации, повышению химической стойкости ткани и водоотталкивающей способности [5, 6].

Первые исследования в этом направлении в конце 1970-х были проведены В.Л. Гором (W.L. Gore), разработавшим мембрану Gore-Tex (рис. 1), состоящую из фторополимеров, которая применяется как покрытие между поверхностными волокнами фильтровальной ткани и усиливает свойства отряхивания пыли. Покрытие обеспечивает поверхностное фильтрование и придает вполне удовлетворительную устойчивость против химических веществ и температуры и может применяться к ряду тканей, в том числе, и к тканям из волокон полиэфира, гомо-полимерного акрила, ППС, арамида, полиимида и ПТФЭ (тефлона).

Микропористая ПТФЭ мембрана имеет более чем 1,5 миллиарда пор на 1 см^2 , пропускает газ, но не пропускает твердые частицы (рис. 2). При этом сопротивление фильтра остаётся низким. При очистке фильтровального элемента частицы слетают со скользкой тефлоновой поверхности материала, фильтровальные свойства элемента восстанавливаются и сохраняются до истечения срока его службы. При этом расход энергии на привод дымососа снижается на 40%.

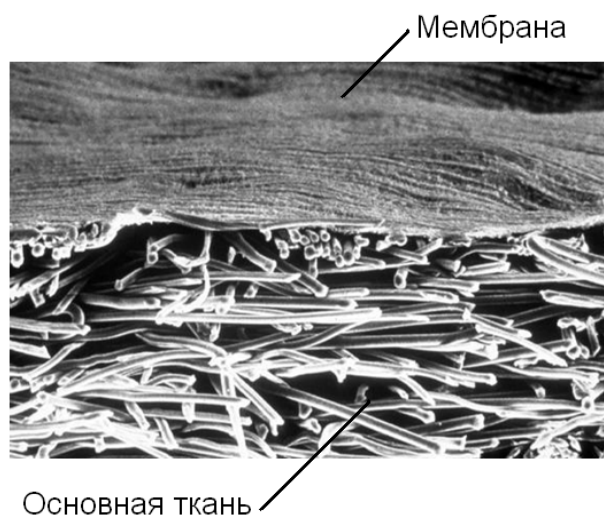


Рис. 1. Фильтровальная ткань с ПТФЭ мембраной (Увеличение $\times 100$)

Исследуемый образец фильтровального материала представляет собой полиэстеровую ткань с ультратонким мембранным слоем (диаметр волокон 0,5-1 мкм) структурированного политетрафторэтилена (ПЭТФ). Нанесение мембранного слоя (рис. 1) осуществляется методом импрегирования (пропиткой ткани суспензией пластизола с последующей полимеризацией).

Ткани с ПЭТФ мембраной, которые обеспечивают запыленность на выбросе газа в рамках значения ПДВ. Пылевые выбросы в потоке газа после его прохождения через фильтровальную ткань составляют 4-10 мг/м³, что следует признать удовлетворительным.

Результаты исследования зависимости эффективности пневмоимпульсной регенерации фильтровального материала от относительной влажности воздуха для фильтровального материала с финишной обработкой и без нее полученные авторами, представлены на (рис. 3).

Как видно из графика, повышение относительной влажности воздуха с 50 до 80 % снижает эффективность регенерации необработанной ткани на 8-24%. При относительной влажности 92-95% эффективность регенерации несколько возрастает вследствие уменьшения действия электростатического механизма аутогезии. При использовании фильтровального материала с микропористым мембранным покрытием при изменении относительной влажности эффективность регенерации уменьшается не более чем на 5%.

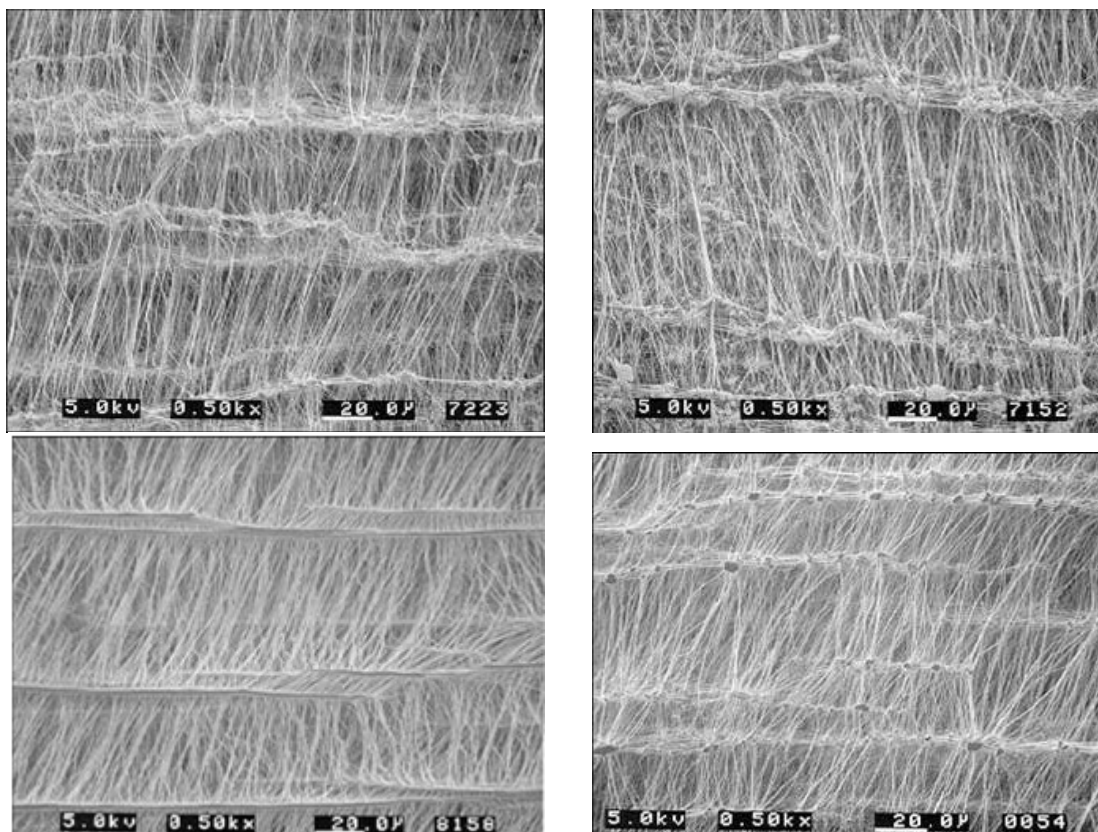


Рис. 2. Различные типы ПТФЭ мембран

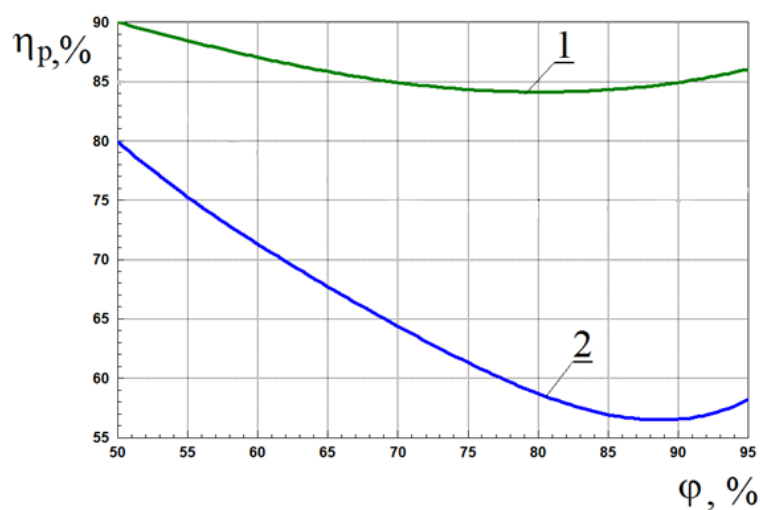


Рис. 3. Зависимость эффективности регенерации η_p ткани от относительной влажности воздуха φ .
 1 – полиэстер с ПТФЭ мембраной; 2 – полиэстер.

Проведенный анализ требует дополнительного изучения механизмов фильтрования и перспектив их эффективного применения при конкретных условиях эксплуатации.

Благодарности

Работа выполнена в рамках гранта Федеральной целевой программы «Исследования и разработки по приоритетным направлениям развития научно-технологического комплекса России на 2007-2013 годы» (Государственный контракт № 16.516.11.6129).

РАЗРАБОТКА ВЫСОКОЭФФЕКТИВНОЙ УСТАНОВКИ ОЧИСТКИ ГАЗОВ ТЭС ПРИ ИСПОЛЬЗОВАНИИ В КАЧЕСТВЕ ТОПЛИВА ОТХОДОВ

Нечесов Д.Е., Гасанов З.С., Панов С.Ю.

Воронежский государственный университет инженерных технологий.

E-mail: kafedra-mahp@mail.ru

В процессе работы предлагаемой установки три загрязнителя (SO_x , NO_x и частицы) удаляются из дымовых газов в высокотемпературном рукавном фильтре. Процесс включает в себя ввод сорбентов на основе кальция ($CaCO_3$, $Ca(HCO_3)_2$, $Ca(OH)_2$, муравьинокислый кальций, пропионокислый кальций, кальций-магний ацетат) и натрия для связывания SO_2 , селективное каталитическое восстановление (СКВ) NO_x с помощью аммиака (NH_3) или аммиачных соединений (мочевина, $(NH_4)_2SO_4$, циануровая кислота и т.п.) и улавливание твердых частиц в высокотемпературном фильтре из волокон или гранул каталитически активированными оксидами металлов (оксидами Ti , V , Fe) с импульсной регенерацией (рис. 1).

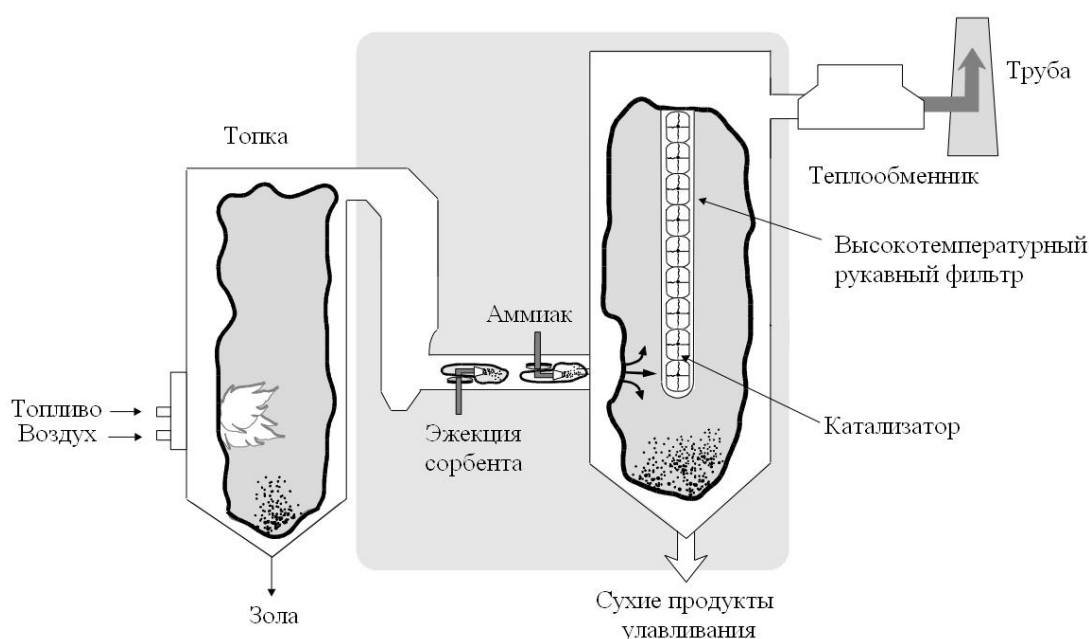
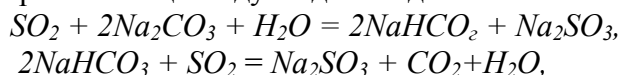


Рис. 1. Предлагаемая схема очистки газов тепловых электростанций при использовании в качестве топлива продуктов переработки отходов

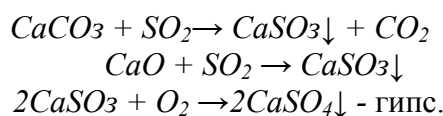
При этом нейтрализация вредных газовых компонентов будет происходить по следующим химическим реакциям.

Хемосорбция содовым раствором. Реакции идут в две стадии:



эффективность очистки 95%.

Известковый (известняковый) метод:



В качестве известкового сорбента использовался карбонат кальция (побочный продукт) от производства нитроаммофоски ОАО «Минудобрения» (г.Россошь).

Эффективность очистки доходит до 95%.

Результаты испытаний по снижению выбросов NO_x с каталитическим покрытием TiO_2 показали эффективность восстановления в пределах 90%, которая достигалась при соотношении

$\text{NH}_3/\text{NO}_x=0,85$, и что дало возможность поддерживать концентрацию оксидов азота на выходе из аппарата $<70 \text{ мг/м}^3$

Процесс имеет несколько потенциальных преимуществ:

- Операции удаления частиц, SO_x и NO_x проводится в одном аппарате, что позволяет рационально использовать промышленные площади и снизить капитальные затраты.
- Более длительная работа катализатора, так как SO_2 и твердые частицы удаляются из дымовых газов на входе в катализатор, сводя к минимуму его отравление и забивку.
- Использование в качестве катализатора цеолита позволяет избежать потенциально опасных отходов катализаторов, содержащих такие металлы, как ванадий.
- Увеличение тепловой эффективности котла. Сорбенты подаются, а продукты улавливания удаляются в сухом виде, теплота газов не теряется на взаимодействии с водой.
- Удаление кислых компонентов происходит, вверх по течению от теплообменной аппаратуры, что практически предотвращает кислотную точку росы и способствует повышению долговечности этих аппаратов.

При этом представляет интерес оценка влияния сопутствующих массообменных процессов на фильтрование и регенерацию фильтровальных перегородок.

Установлено, что при прохождении аэрозольного потока через слой катализатора, на котором протекает гетерогенная каталитическая реакция, частицы осаждаются в слое катализатора во много раз интенсивнее, чем в том случае, когда каталитическая реакция отсутствует.

В процессе изучения степени влияния различных факторов на характер осаждения аэрозолей работающим катализатором коэффициент захвата аэрозолей существенно зависит от активности катализатора, температуры процесса катализа, дисперсного состава частиц, размера и формы элементов слоя, гидродинамических параметров аэрозольного потока. В частности, этот эффект проявляется в большей степени для высокодисперсных, наиболее трудноуловимых традиционными методами аэрозольных частиц.

Эффект осаждения аэрозолей работающим катализатором определяется влиянием нескольких сил (термо-, диффузио-, электро- и фотофореза), совместное действие которых можно назвать катализофорезом.

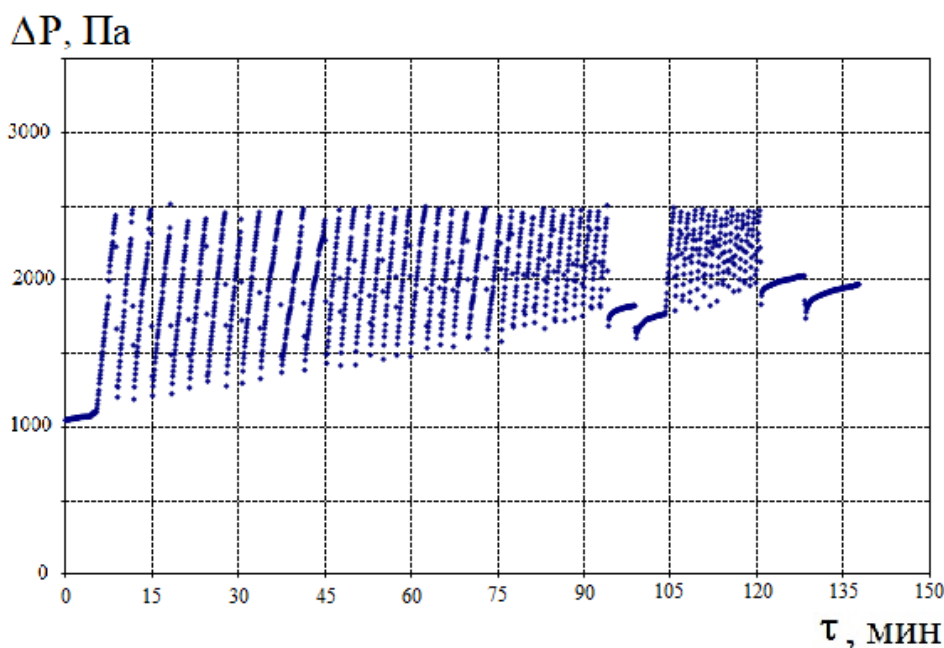


Рис. 2. Зависимость $\Delta P=f(\tau)$ для образца без покрытия ($T = 500 \text{ }^\circ\text{C}$)

Исследование показали, что гидравлическое сопротивление имеет более низкие значения, а регенерационная способность повышается по сравнению с высокотемпературным фильтрованием без сопутствующих массообменных процессов (рис. 2, 3).

По нашему мнению, этому способствует наличие поверхностного слоя катализатора на фильтровальном элементе, который препятствует прохождению пыли вглубь материала.

Эксперименты проводили с введением в модельную пыль CaSO_4 и CaCO_3 в количестве 30 % массовой доли пыли.

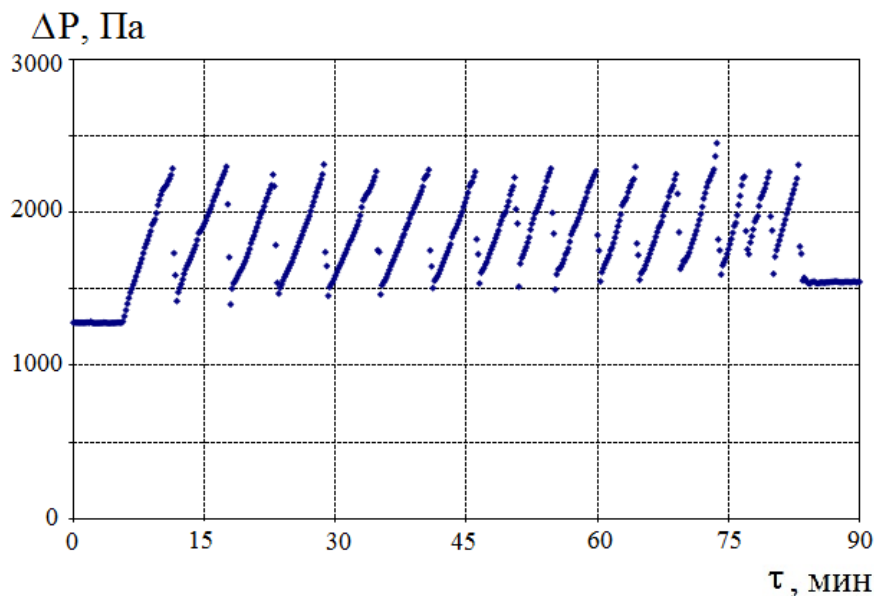


Рис. 3. Зависимость $\Delta P=f(\tau)$ для фильтровального элемента с каталитическим покрытием TiO_2 ($T = 600^\circ\text{C}$)

Для определения эффективности влияния добавок проводили опыты при температуре 700°C , контролируя перепад давления на фильтровальной перегородке при разных значениях удельной газовой нагрузки.

Эксперименты показывают, что при введении добавок максимальный перепад давления достигается за более длительный период фильтрования.

Подобное поведение может быть объяснено изучением электронных микрофотографий модельной пыли с добавлением CaSO_4 (рис. 4). Компонента CaSO_4 может быть опознана по её пластинчатой структуре. Такая форма частиц препятствует образованию плотной упаковки, чем, например, в сравнении со сферическими частицами. Осадок образуется рыхлый с высокой пористостью.

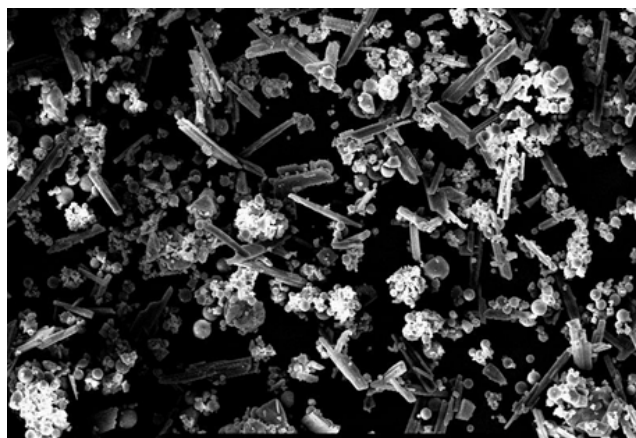


Рис. 4. Электронные микрофотографии модельной пыли с добавлением CaSO_4 (30% масс.)

Пыль с добавкой CaSO_4 легко очищалась ещё при температуре $750\text{ }^\circ\text{C}$ до достижения значения начального перепада давления без повреждения поверхности фильтровальной перегородки.

Благодарности

Работа выполнена в рамках гранта Федеральной целевой программы «Исследования и разработки по приоритетным направлениям развития научно-технологического комплекса России на 2007-2013 годы» (Государственный контракт № 16.516.11.6129).

РАСЧЕТ ЭФФЕКТИВНОЙ ВЯЗКОСТИ В ЦИЛИНДРОКОНИЧЕСКОМ ГИДРОЦИКЛОНЕ ДЛЯ РАЗДЕЛЕНИЯ ЭМУЛЬСИЙ

Верин Д.Ю., Валеев С.И., Булкин В.А.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: mahp_kstu@mail.ru

Гидроциклоны, благодаря ряду существенных преимуществ [1-3], перед аппаратами выполняющими аналогичные с ним операции, широко используются для процессов разделения как неоднородных дисперсных систем типа жидкость-твёрдое тело, так и при разделении систем с нестабильным составом дисперсной фазы, таких как жидкость-жидкость.

Установлено [1, 2], что гидроциклоны работают в развитом турбулентном режиме, характеризующимся интенсивными турбулентными пульсациями. Считается, что турбулентность является одним из основных факторов, определяющих протекание разделительных процессов в гидроциклонах, так как частицы эмульсии (суспензии) в большей или меньшей степени следуют турбулентным перемещениям жидкостных потоков. Большинство авторов указывают на значительное влияние турбулентности на процесс разделения, однако окончательные выводы делать преждевременно, поскольку экспериментальные и теоретические данные о характере турбулентности в различных зонах гидроциклона практически отсутствуют.

При аналитическом подходе к описанию гидродинамики гидроциклонов большинство исследователей исходят из системы уравнений Навье-Стокса, дополненных уравнением неразрывности. Математическая модель процесса разделения в гидроциклоне может быть приближена к реальным условиям введением в уравнения Навье-Стокса эффективной вязкости $V_{\text{э}} = V + V_{\text{Т}}$. При моделировании величина эффективной вязкости $V_{\text{э}}$ оказывает существенное влияние на распределение скоростей по сечению аппарата. Исследование влияние эффективной вязкости $V_{\text{э}}$ на процесс разделения жидкостей эмульсионного типа практически не проводилось.

Расчет основной составляющей эффективной вязкости $V_{\text{э}}$ – коэффициента турбулентной вязкости проводился по известному уравнению [1]:

$$V_{\text{э}} = c^2 r^2 \left| \frac{\partial V_{\varphi}}{\partial r} - \frac{V_{\varphi}}{r} \right|,$$

где c^2 – структурная постоянная [1], для цилиндрического гидроциклона принималась равной 0.0012 в цилиндрической части и 0.003 в нижней части конуса;
 r – текущий радиус; V_{φ} – тангенциальная, составляющая скорости потока жидкости из экспериментальных исследований [4, 5].

Полученные профили эффективной вязкости $\nu_{\text{э}}$ по радиусу и высоте в цилиндриконическом гидроциклоне показаны на рис. 1. На графике показаны только осредненные значения полученных величин.

Анализ полученных результатов показывает, что профиль значений эффективной вязкости $\nu_{\text{э}}$ по радиусу и высоте цилиндриконического гидроциклоне не остается постоянным. В цилиндрической части ($z = 40$ мм) наблюдается тенденция к возрастанию значений эффективной вязкости $\nu_{\text{э}}$ по направлению от оси аппарата к стенке. Сечения $z = 160$ мм, $z = 370$ мм находятся в конической части гидроциклоне. В сечении $z = 160$ мм эффективная вязкость $\nu_{\text{э}}$ возрастает от оси к стенке гидроциклоне, но зависимость $\nu_{\text{э}}$ от r уже не линейна.

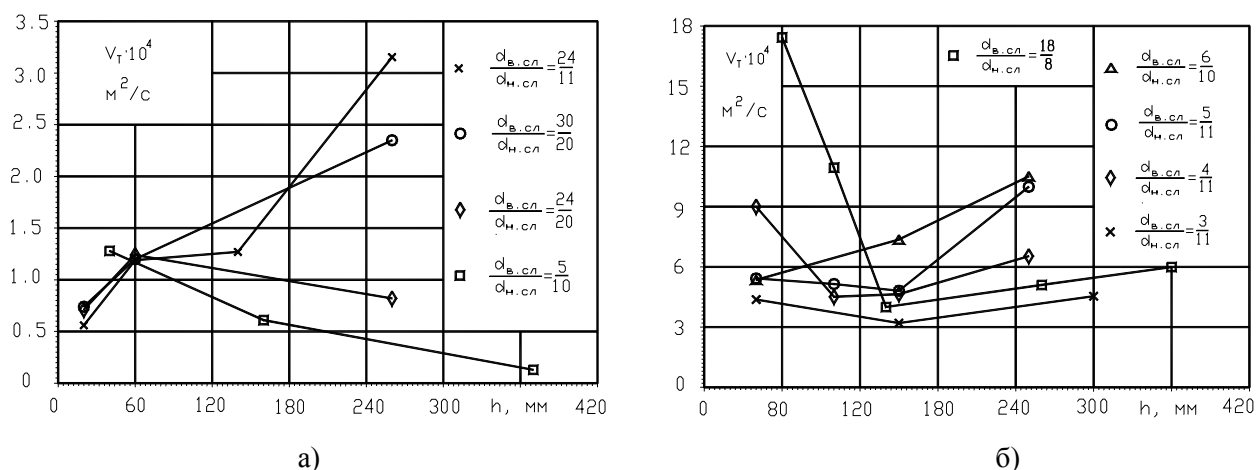


Рис. 1. Зависимость эффективной вязкости от радиуса в цилиндриконическом гидроциклоне

$$(\%_{\text{в.сл.}} = 4.3, \frac{d_{\text{в.сл.}}}{d_{\text{н.сл.}}} = \frac{5}{10}; \text{ а). } z=40 \text{ мм, } z=160 \text{ мм, б). } z=370 \text{ мм,}$$

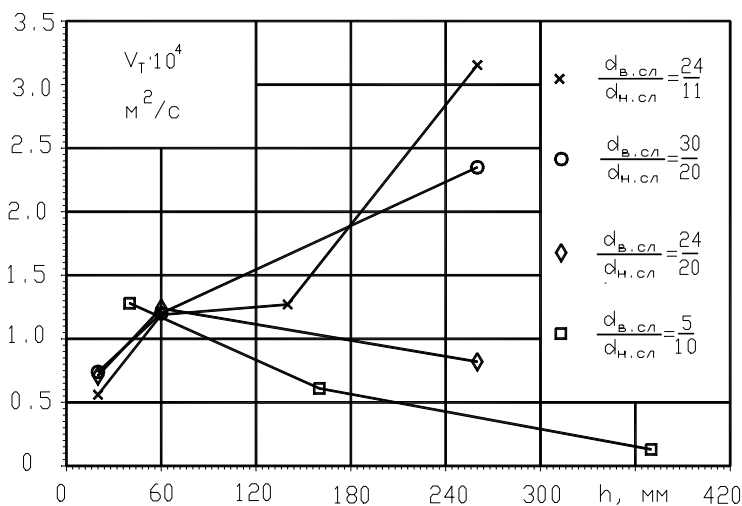


Рис. 2. Изменение вязкости в различных сечениях по высоте в цилиндриконическом гидроциклоне

Профиль эффективной вязкости $\nu_{\text{э}}$ в сечении $z = 370$ можно рассматривать состоящим из двух областей. Значения $\nu_{\text{э}}$ увеличивается по мере приближения к стенке гидроциклоне, затем при некотором радиусе достигает максимального значения и начинает убывать.

Профиль $V_{\varnothing}$ в этом сечении подобен профилю распределения тангенциальной составляющей скорости в этом же гидроциклоне. Следует отметить, что значения $V_{\varnothing}$ в цилиндрической части выше, чем в конической.

Результаты исследований эффективной вязкости $V_{\varnothing}$ в цилиндроконическом гидроциклоне показали, что эффективной вязкости $V_{\varnothing}$ крайне неравномерно распределена по высоте аппарата, что возможно отрицательно сказывается на разделении эмульсий. Обработка экспериментального материала разных исследований показывает, что в общем случае профиль и численное значение эффективной вязкости $V_{\varnothing}$ сильно зависит от диаметра гидроциклона и

от разгрузочного соотношения $\frac{d_{B.CЛ.}}{d_{H.CЛ.}}$. Чем больше диаметр гидроциклона и соотношение

$\frac{d_{B.CЛ.}}{d_{H.CЛ.}}$ (расход через верхний слив), тем больше эффективная вязкость $V_{\varnothing}$ в гидроциклоне.

Литература

- [1] Терновский И.Г., Кутепов А.М. Гидроциклонирование. М.: Наука. 1994.
- [2] Поваров А.И. Гидроциклоны на обогатительных фабриках. М.: Недра. 1978. 232с.

ОЧИСТКА ПИРОЛИЗНЫХ ГАЗОВ ОТ ЗОЛЫ

Саттарова З.Г., Исмагилова Л.М.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: sattarova@list.ru

Отходы лесозаготовок, лесопиления и деревообработки являются одной из наиболее серьезных и пока не решенных проблем лесного комплекса в РФ. Данные отходы составляют 65-70% от общей вырубаемой биомассы дерева, которая составляет до 200 млн. м³ ежегодно. А учитывая кору, корневую древесину, сучья, хвою и листья, то потенциальный объем отходов фактически удваивается. В настоящее время эффективная утилизация древесных отходов становится более актуальной в свете сохранения природной среды. В то же время любое предприятие отрасли заинтересовано в том, чтобы утилизация древесных отходов из статьи затрат перешла в статью доходов.

Одним из основных направлений утилизации древесных отходов является их использование для получения тепловой и электрической энергии. В последние годы энергетическое использование древесных отходов рассматривается как альтернатива традиционным видам топлива. Это связано с тем, что древесные отходы являются СО₂-нейтральными, имеют низкое содержание серы, относятся к возобновляемым источникам энергии. Все это привело к тому, что технологии получения энергии из древесных отходов в последние годы развиваются и совершенствуются.

Основными технологиями, используемыми в данной области являются сжигание, быстрый пиролиз и газификация.

Наиболее перспективным способом утилизации является паровая конверсия древесного угля – превращение древесины в синтез-газ. Этот способ незаслуженно мало применяется в нашей стране, хотя экономическая выгода от подобного метода утилизации очевидна. Ведь из синтез-газа в дальнейшем можно получать бензин и дизельное топливо. Да и с экологической точки зрения процесс паровой конверсии практически безопасен для окружающей среды – в атмосферу не попадает никаких выбросов.

Единственным источником отходов служит зола.

На кафедре «Переработки древесных материалов» была разработана установка для переработки древесных отходов в синтез-газ, включающая узлы конвективной сушки, пиролиза древесных отходов, очистки пиролизных газов от золы и паровой конверсии древесного угля (рисунок).

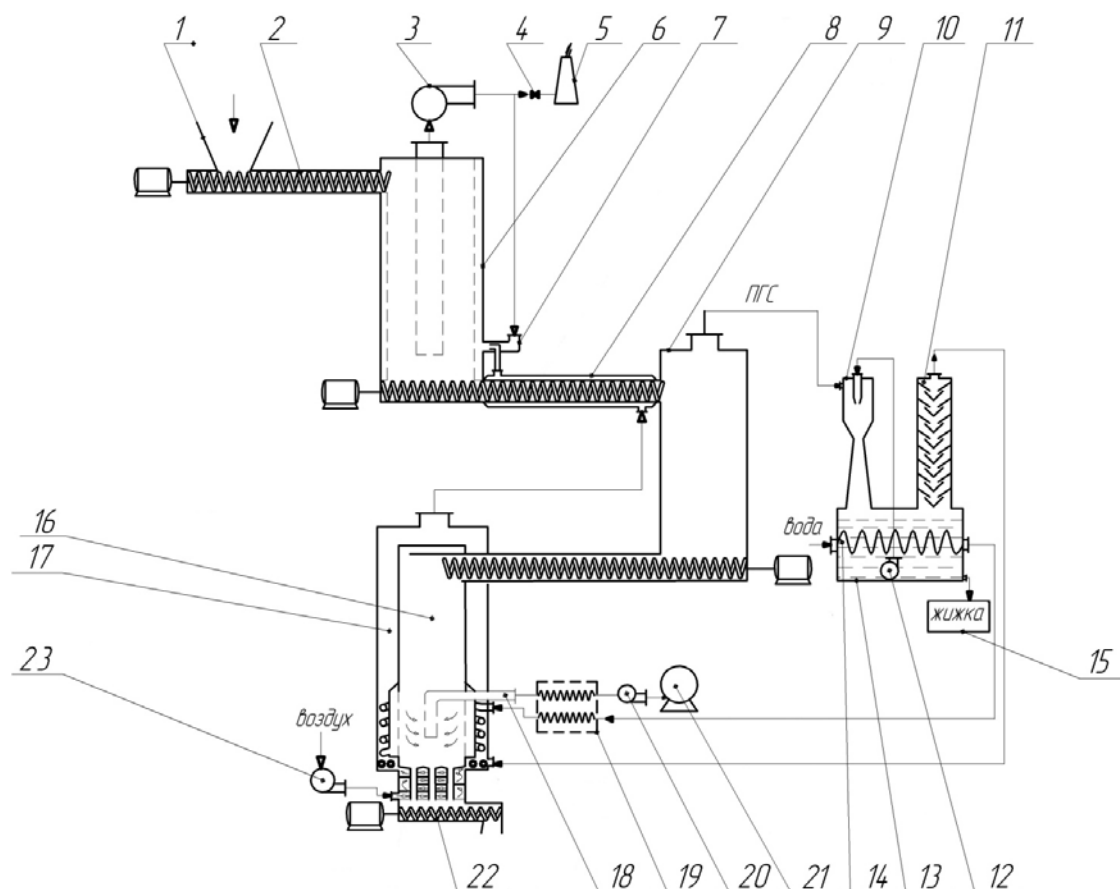


Рисунок. Схема установки переработки древесных отходов в синтез-газ: 1 – бункер щепы; 2 – шнековый питатель для подачи щепы; 3 – дымосос; 4 – задвижка; 5 – газотвод; 6 – сушильная камера; 7 – эжектор; 8 – камера предварительного нагрева; 9 – камера пиролиза; 10 – конденсатор смешения; 11 – дефлегматор; 12 – насос подачи жижки; 13 – емкость конденсата; 14 – змеевиковый теплообменник; 15 – сборник жижки; 16 – реакционная камера; 17 – топка; 18 – патрубок отвода синтез-газа; 19 – рекуперативный теплообменник; 20 – компрессор; 21 – газгольдер; 22 – шнековый питатель отвода золы; 23 – воздуховодка.

В данной установке древесные отходы из бункера щепы передаются шнековым питателем в сушильную камеру. Находясь в межкольецевом пространстве данной камеры, древесные отходы конвективно сушатся до требуемого конечного влагосодержания за счет топочных газов, после чего передаются в камеру предварительного нагрева.

Предварительный нагрев осуществляется за счет непрерывного контакта со стенками камеры, нагреваемой топочными газами, поступающими из узла паровой конверсии. Нагретые до температуры 350 °С поступают в камеру пиролиза, где происходит разложение на древесный уголь и пиролизные газы. Древесный уголь поступает в реакционную камеру, в которой подвергается паровой конверсии, в результате чего образуется синтез-газ и зола. Полученный синтез-газ выводится из реакционной камеры через патрубок, охлаждается в рекуперативном теплообменнике и передается компрессором в газгольдер, а зола шнековым питателем удаляется из системы.

Образованная в камере пиролиза парогазовая смесь подается на узел очистки.

Узел очистки пиролизных газов от золы представляет собой эффективный комплекс, который состоит из конденсатора смешения, дефлегматора и емкости конденсата.

Данный узел функционирует следующим образом: из камеры пиролиза пиролизные газы температурой 400-500 °С поступают в конденсатор смешения. В цилиндрический корпус конденсатора через патрубок на крышке вводится обратная жижка, подаваемая насосом из емкости конденсата.

Данная жижка разбрызгивается в пространстве конденсатора. Пиролизные газы конденсируются на поверхности капель жижки и стекает с ней в емкость конденсата.

Охлаждение жижки осуществляется змеевиковым теплообменником. Несконденсировавшиеся газы поступают в дефлегматор для дополнительной конденсации. Дефлегматор представляет собой колонну, внутри которой под углом расположены тарелки. Конденсация происходит вследствие соприкосновения несконденсировавшихся газов с холодной поверхностью тарелок. Конечный несконденсировавшийся газ поступает в топку, где идет на подогрев реакционной камеры. Избыточный конденсат отводится в сборник жижки.

Данный узел позволяет повысить эффективность процесса очистки пиролизных газов. Дальнейшее использование несконденсировавшихся газов – оптимальный вариант производственного процесса, не загрязняющего атмосферу.

Разработка и внедрение новых систем очистки является основным направлением решения экологической проблемы, также принципиально новые технологические процессы и системы, работающие по замкнутому циклу, позволяющие исключить образование основного количества отходов, являются основным направлением технического прогресса.

Литература

- [1] Сафин Р.Г. Технологические процессы и оборудование деревообрабатывающих производств. Казань: из-во КГТУ. 2000. 400с.
- [2] Страус В. Промышленная очистка газов. М.: Химия. 1981. 616с.

ИССЛЕДОВАНИЕ ВЛИЯНИЯ АЭРОДИНАМИЧЕСКИХ ЗАКОНОМЕРНОСТЕЙ ВХОДНОГО ПОТОКА НА КОНСТРУКТИВНЫЕ ПАРАМЕТРЫ КОНТАКТНОГО КОНДЕНСАТОРА ВИХРЕВОГО ТИПА

Москалев Л.Н., Поникаров И.И., Алексеев В.В.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: lejnya@yandex.ru

Разработанный на кафедре МАХП КНИТУ, вихревой контактный конденсатор с двухзаходным тангенциально закручивающим устройством предназначен для конденсации неочищенного пара при непосредственном соприкосновении рабочих сред.

Для разработки инженерной методики расчета таких аппаратов с частичной или полной конденсацией паровых или парогазовых потоков необходимы сведения по начальному распределению скоростей и давлений.

Исследования распределения скоростей и давлений газа в вихревых абсорбционных, десорбционных, газо- и пылеочистных аппаратах, как правило, проводились при постоянных расходах и скоростях по поперечному сечению и по высоте зоны контактирования фаз с использованием трех или пятиканальных зондов [1-4].

Однако, исследование распределение скоростей и давлений в паровых и парогазовых потоках экспериментальным методом проблематично по причине забивания каналов зонда конденсатом. Поэтому начальное распределение скоростей и давлений пара можно определять по исследованиям распределения скоростей и давлений потока газа до контактирования с жидкостью, когда поведение пара подобно поведению газа.

Эксперименты авторов данной статьи, проведенные по исследованию конденсации водяного пара в контактном конденсаторе вихревого типа (ККВТ), показали, что после контакта пара с жидкостью происходит существенное уменьшение его объемного расхода.

Известно, что в системах контактирования «пар-жидкость» или «парогазовая смесь-жидкость» начальное распределение скоростей и давлений по высоте и поперечному сечению аппарата до момента их контакта с жидкостью также как и в системах «газ-жидкость» определяется конструктивными и режимными параметрами.

Поэтому для получения распределения скоростей и давлений в центробежных и вихревых аппаратах требуется проведение экспериментальных исследований и определение профиля скоростей V_x и V_φ и давлений по радиусу и длине аппарата. Когда профили скоростей и давлений определены, безразмерный параметр крутки θ может быть рассчитан по формуле [1]:

$$\theta = \frac{M}{K \cdot R} = \frac{2\pi \cdot \rho \int_0^R V_\varphi \cdot V_x \cdot r^2 \cdot dr}{2\pi \int_0^R \rho \cdot V_x^2 \cdot r \cdot dr \cdot R}, \quad (1)$$

где M и K – соответственно осевые составляющие потоков момента и количества движения; $R = \frac{D}{2}$ – внутренний радиус аппарата, м; ρ – плотность газа, кг/м³; r – текущий радиус, м.

Однако, как показано в работе Халатова А.А. [1], когда действительное распределение скоростей и давлений неизвестно, то безразмерный параметр крутки потока θ можно приближенно приравнять обобщенному параметру крутки потока на входе θ_{ex} , который описывает такое же распределение средних интегральных скоростей и давлений.

Расчетный безразмерный параметр крутки на входе в аппарат θ_{ex} , вычисленный по средним параметрам θ , определяется по выражению:

$$\theta_{\text{ex}} = \frac{M_{\text{ex}}}{K_{\text{cp}} \cdot R} = \frac{F_{\text{an}}}{F_{\text{ex}}} \cdot \frac{R_{\text{ex}}}{R} = \frac{\bar{R}_{\text{ex}}}{K_T}, \quad (2)$$

где M_{ex} и K_{ex} – соответственно средние осевые составляющие потоков момента и количества движения; $F_{\text{an}} = \pi D^2 / 4$ – площадь поперечного сечения аппарата, м²; $F_{\text{ex}} = \bar{a} \cdot \bar{b}$ – площадь входного патрубка, м²; R_{ex} – радиус входного момента количества движения, м; $K_T = F_{\text{ex}} / F_{\text{an}}$ – конструктивный параметр крутки; $\bar{R}_{\text{ex}} = R_{\text{ex}} / R$ – относительный радиус входного момента движения.

Уравнение (2) может быть преобразовано через конструктивные параметры входного патрубка $\bar{a} = a / D$ и $\bar{b} = b / D$, в котором $\bar{R}_{\text{ex}} = 1 - \bar{a}$, а $K_T = 4 \cdot \bar{a} \cdot \bar{b} / \pi$ и θ_{ex} будет иметь вид:

$$\theta_{\text{ex}} = \frac{\pi \cdot (1 - \bar{a})}{4 \cdot \bar{a} \cdot \bar{b}}. \quad (3)$$

Основными конструктивными параметрами, влияющими на аэродинамику, гидравлическое сопротивление аппарата являются: параметры K_T ; $\bar{R}_{\text{ex}} = R_{\text{ex}} / R$; относительные ширина $\bar{a}$ и высота $\bar{b}$ тангенциального входа, а режимными – скорость движения парогазовой смеси на входе V_{ex} и распределение скоростей в поперечном сечении аппарата.

Целью данной статьи является попытка описания аэродинамики парового потока по известным параметрам газового потока при одинаковых конструктивных и режимных параметрах.

На рис. 1. представлен график зависимости расчетного параметра $\theta_{вх}$ от относительных геометрических размеров входного патрубка $\bar{a} = a/D$ и $\bar{b} = b/D$, построенный по уравнению (3).

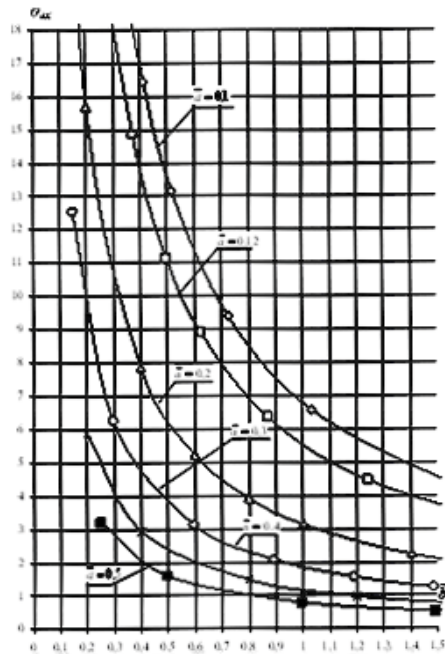


Рис. 1.

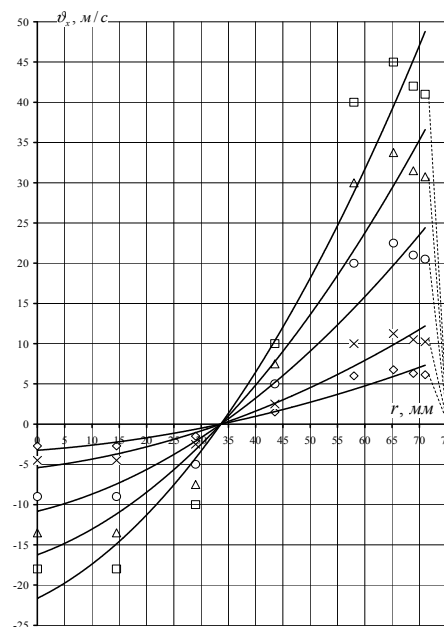


Рис. 2.

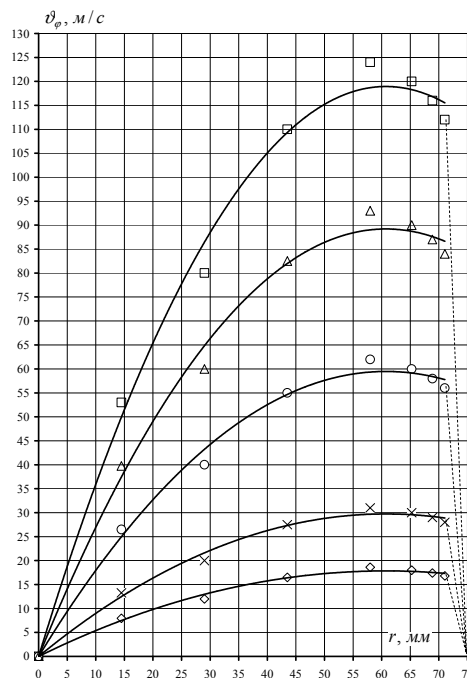


Рис. 3.

Анализ графика показывает, что параметр $\theta_{вх}$ увеличивается (при постоянном относительном радиусе $\bar{R}_{вх} = 1 - \bar{a}$) при уменьшении значения параметра $\bar{b}$. При значении параметра $\bar{a} = 0.12$ для ККВТ уменьшение параметра $\bar{b}$ от 1,0 до 0,3 увеличивает параметр $\theta_{вх}$ от 5,5 до 18. Различные значения параметра $\theta_{вх}$ соответствуют различным профилям распределения тангенциальной и осевой составляющих скорости.

По графику $\theta_{ex} = f(\bar{a}, \bar{b})$ можно определить геометрические параметры входных зон вихревого контактного конденсатора a, b при известном значении D . Коэффициент крутки потока может принимать значения от 0,02 до 2,5 в зависимости от типа технического устройства: циклона, вихревого сепаратора, циклонной, циклонно-вихревой камеры или тепло-массообменного вихревого аппарата. Уменьшение значения крутки потоков K_T за счет уменьшения высоты $\bar{b}$ входного патрубка при постоянной ширине $\bar{a}$ приводит к возрастанию тангенциально составляющей скорости.

На графиках рис. 2, 3 представлено предлагаемое распределение осевой V_x и тангенциальной V_ϕ составляющих скорости потока водяного пара по радиусу контактной зоны цилиндрического пространства, для значения $K_T = 0,085$ в контактном аппарате при различных абсолютных средних скоростях входящего потока пара $v_{cp}, м/с$: $\diamond$ - 3, $\times$ - 5, $\circ$ - 10, $\square$ - 15, $\triangle$ - 20.

Литература

- [1] Халатов А.А. Теория и практика закрученных потоков. Институт технической теплофизики. Киев: Наук. Думка. 1989. 192с.
- [2] Щукин В.К., Халатов А.А. Теплообмен, массообмен и гидродинамика внутренних потоков в полях массовых сил. М.: Машиностроение. 1982. 200с.
- [3] Ермолин В.К. Интенсификация конвективного теплообмена в трубе в условиях закрученного потока с постоянным шагом по длине. Инж. Физ. Журнал. 1966. Т. III. №11. С.52-57.
- [4] Устименко Б.П. Процессы турбулентного переноса во вращающихся течениях. Алма-Ата: Наука КазССР. 1977. 228с.

ТЕПЛОЁМКОСТЬ РАСТИТЕЛЬНЫХ МАСЕЛ В СРЕДЕ СВЕРХКРИТИЧЕСКИХ СПИРТОВ

Габитов И.Р., Габитов Р.Р., Зарипов З.И.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: gabitov.ilgiz@gmail.com

Для моделирования и оптимизации технологических процессов производства биодизельного топлива в ходе реакции трансэтерификации, проводимой в сверхкритических флюидных условиях [1], необходимы данные о тепло – физических свойствах смеси компонентов, участвующих в данной реакции – растительного масла и спирта. Как известно, одним из важнейших тепло – физических свойств веществ является теплоемкость, знание которой необходимо при исследовании тепловых процессов.

Поэтому, в продолжение ранее выполненных работ [2], где рассматривались смеси с высокими молярными соотношениями спирта к маслу (123:1 и 192:1), было проведено экспериментальное исследование теплоёмкости смесей рапсового масла и этилового спирта, находящегося в суб- и сверхкритических флюидных условиях, при более низких молярных соотношениях (42:1 и 5:1). Выбор данных соотношений определялся тем, что они близки к соотношениям применяемым в процессе получения биодизельного топлива [3, 4]. А так же было продолжено исследование влияния ультразвуковой обработки исходной смеси на изменение её теплоёмкости в суб и сверхкритических флюидных условиях.

Работы проводились на установке, созданной на кафедре ТОТ, на базе сканирующего калориметра ИТС-400 и подробно описанной в работе [2]. Измерения проводились при постоянном давлении внутри ячейки 20 МПа и при изменении температуры смеси от 30 до 300 °С, т.е. в суб и сверхкритических флюидных условиях. Для исследования влияния ультразвуковой обработки исходной смеси на её теплоёмкость используется ультразвуковой диспергатор типа УЗД 2-9/1-22.

После обработки в диспергаторе смесь, в виде мелкодисперсной эмульсии, заливается в измерительную ячейку и помещается в калориметр.

Результаты измерений теплоёмкости смесей этилового спирта с рапсовым маслом при молярных соотношениях спиртов к маслу 42:1 и 5:1 представлены на рисунок. Характер изменения теплоёмкости смесей аналогичен зависимостям C_p органических соединений: с повышением температуры теплоёмкость растёт, а с повышением давления уменьшается. Уменьшение молярного соотношения спирта к маслу (увеличение концентрации масла в смеси) и ультразвуковая обработка приводят к монотонному росту теплоёмкости.

Полученные результаты подлежат дальнейшему изучению для использования их при моделировании и оптимизации технологических процессов производства биодизельного топлива.

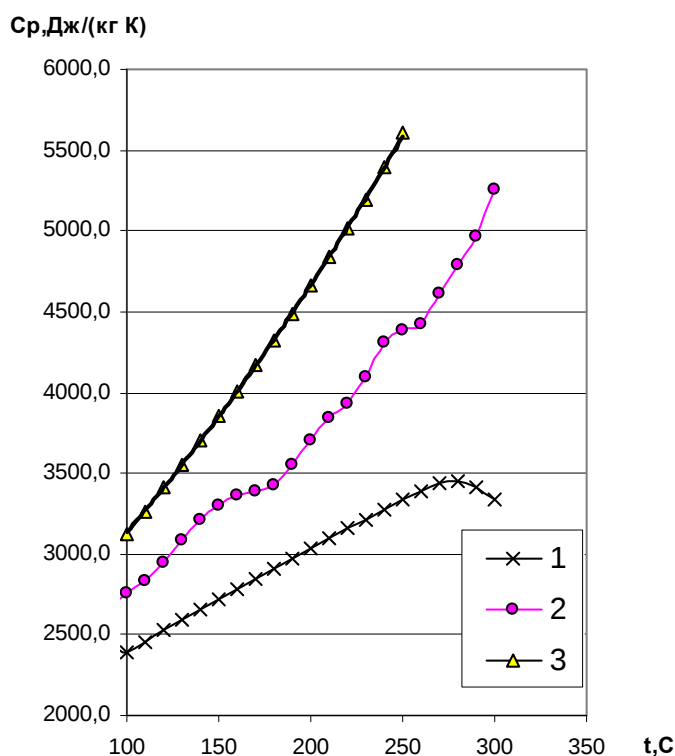


Рисунок. Зависимость изобарной теплоемкости C_p от температуры:
1 – эмульсия этанол – рапсовое масло (моль. соотн. 5:1, вес. соотн. 1:4);
2 – эмульсия этанол – рапсовое масло (моль. соотн. 42:1, вес. соотн. 2,07:1).

Литература

- [1] Газизов Р.А., Усманов Р.А., Бикташев Ш.А., Гумеров Ф.М., Габитов Ф.Р. Физико-химические основы трансэтерификации растительных масел в среде сверхкритического метанола. *Вестник Казан. технолог. ун-та*. **2010**. №2. С.221-224.
- [2] Усманов Р.А., Габитов Р.Р., Бикташев Ш.А., Шамсетдинов Ф.Н., Гумеров Ф.М., Габитов Ф.Р., Зарипов З.И., Газизов Р.А., Яруллин Р.С., Якушев И.А. Пилотная установка для непрерывной трансэтерификации растительных масел в среде сверхкритического метанола и этанола. *Сверхкритические Флюиды: Теория и Практика*. **2011**. Т.6. №3. С.45-61.
- [3] S. Saka. Biodiesel fuel for diesel fuel substitute prepared by a catalyst-free supercritical methanol. *Fuel*. **2001**. Vol.80. No.2. P.225-231.
- [4] D. Kusdiana. Biodiesel fuel for diesel fuel substitute prepared by a catalyst-free supercritical methanol. *5th International Biomass Conference of the Americas, Orland, FL, USA*. **2001**.

ПОЛУЧЕНИЕ ЭТИЛЕНА

Крайнова М.Н., Газизов Р. А.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: krainova.masha@mail.ru

Рассмотрены пропиленовый и этиленовый холодильные циклы технологического процесса получения пропилена отделения газоразделения цеха «Получение этилена второй очереди» ОАО «Казаньоргсинтез» в г. Казань.

В целях уменьшения затрат на производимый холод и уменьшение его потерь предлагается увеличить использование хладагента-этилена, сводя при этом к минимуму использование хладагента-пропилена.

Использование в качестве хладагента этилена в рассматриваемом процессе более целесообразно, так как:

- В рассматриваемом процессе может быть использован этилен собственного производства. Не требуется его эксплуатации откуда-либо, так как низкотемпературный товарный этилен вырабатывается в помещении того же цеха и затрат на его эксплуатацию не будет;
- Этилен-хладоноситель может обеспечить все температурные уровни, которые достигаются при использовании хладоносителя пропилена;
- Снижение нагрузки на пропиленовый холодильный цикл уменьшает затраты на компримирование пропилена и снижает в целом энергоёмкость его процесса.

Производство этилена 2 очереди введено в эксплуатацию в июне 1968 года. Проектная мощность производства 60 тыс. тонн этилена и 27 тыс. тонн в год пропилена.

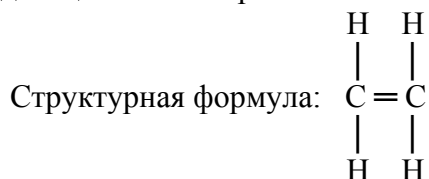
Производство этилена состоит из одной технологической линии.

1	2
Молекулярная масса	28,05
Плотность	1,260 кг/м ³ при 0 °С и 760 мм рт.ст.
Газовая постоянная	30,23 кгс. м/кг. град
Температура кипения	минус 103,8 °С при 760 мм рт.ст.
Теплота испарения	115 ккал/кг при температуре кипения и 760 мм рт.ст.
Температура плавления	минус 169,4 °С
Теплоемкость при постоянном давлении (C _p)	0,365 ккал/кг-град при 20 °С и 760 мм рт.ст.
Теплоемкость при постоянном объеме (C _v)	0,292 ккал/кг-град при 20 °С и 760 мм т.ст.
Удельный вес жидкого этилена	567 кг/м ³ при минус 102,4 °С
Теплотворная способность высшая	11920 ккал/кг
Удельный вес жидкого этилена	567 кг/м ³ при минус 102,4 °С
Теплотворная способность высшая	11920 ккал/кг 14300 ккал/м ³
низшая	11145 ккал/кг 13939 ккал/м ³
Критическая температура	плюс 9,5 °С
Критическое давление	50,7 кгс/см ²

Этилен и пропилен получают путём термического разложения углеводородного сырья с последующим разделением газов пиролиза конденсационно-ректификационным методом.

Этилен (C₂H₄)

Бесцветный горючий и взрывоопасный газ с характерным сладковатым запахом, обладающий слабо наркотическими свойствами.



Этилен является сырьем для получения полиэтилена и окиси этилена.

Этилен должен отвечать следующим требованиям ГОСТ 25070-87, содержание в %:

Объемная доля этилена, не менее	99,9
Объемная доля пропилена, не более	0,005
Объемная доля метана и этана, не более	0,1
Объемная доля ацетилена, не более	0,001
Объемная доля диеновых углеводородов (пропадиена и бутадиена), не более	0,001
Объемная доля двуокиси углерода, не более	0,002
Объемная доля окиси углерода, не более	0,0005
Объемная доля метанола, не более	0,005
Объемная доля кислорода в продукте, поставленном по трубопроводу, не более	0,0005
Массовая концентрация серы, мг/м ³ , не более	1
Массовая доля воды, не более	0,001

По технико-экономическому уровню производство этилена второй очереди относится к первой категории.

Метод производства – непрерывный.

Применение пропилена в настоящее время очень широкое, он используется для производства оксида пропилена, получения изопропилового спирта и ацетона, для синтеза альдегидов, для получения акриловой кислоты и акрилонитрила, полипропилена, пластмасс, каучуков, моющих средств, компонентов моторных топлив, растворителей.

Большая часть производственных мощностей по пропилену сосредоточена в Европе, Северной Америке и Азии. В настоящее время за год в мире производится более 50 миллионов тонн пропилена полимерного и химического сортов (PG/CG). Большая часть выпуска пропилена этих сортов приходится на долю установок пиролиза, где пропилен — побочный продукт производства этилена.

Установками термического крекинга вырабатывается более 60% такого пропилена. Нефтеперерабатывающими FCC-предприятиями выпускается 34%. При дегидрогенизации или метатезисе пропана производится 3% пропилена (в данном случае пропилен является целевым продуктом).

Этилен является ведущим продуктом основного органического синтеза и применяется для получения следующих соединений: винилацетат; дихлорэтан/винилхлорид; окись этилена; полиэтилен; стирол; уксусная кислота; этилбензол; этиленгликоль; этиловый спирт.

Этилен в смеси с кислородом использовался в медицине для наркоза вплоть до середины 80-х годов XX века в СССР и на ближнем Востоке. Этилен является фитогормоном практически у всех растений, среди прочего отвечает за опадание иголок у хвойных.

Этилен и пропилен получается путем термического разложения пропан-бутановой и этановой фракции и дальнейшем разделении пирогаза методом низкотемпературной ректификации.

Технологический процесс производства этилена и пропилена состоит из следующих стадий:

- Выделение этилена из этан-этиленовой фракции
- Выделение пропан-пропиленовой фракции.

- Разделение пропан-пропиленовой фракции.
- Пропиленовый холодильный цикл
- Этиленовый холодильный цикл

В целях уменьшения затрат на производимый холод и уменьшение его потерь предлагается увеличить использование хладагента-этилена, сводя при этом к минимуму использование хладагента-пропилена.

Использование в качестве хладагента этилена в рассматриваемом процессе более целесообразно, так как:

- В рассматриваемом процессе может быть использован этилен собственного производства. Низкотемпературный товарный этилен вырабатывается в помещении того же цеха;
- Этилен-хладоноситель может обеспечить все температурные уровни, которые достигаются при использовании в качестве хладагента пропилена.

Снижение нагрузки на пропиленовый холодильный цикл уменьшает затраты на компримирование пропилена и снижает энергоёмкость всего процесса.

АНАЛИЗ ЩЕЛОЧНОЙ ОЧИСТКИ ПИРОГАЗА

Минхаерова И.И., Газизов Р.А.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: Ifinka@mail.ru

Развитие химической промышленности за последние несколько десятилетий характеризуется увеличением производства продуктов органического синтеза.

В настоящее время четыре углеводорода определяют в основном технический прогресс нефтехимической промышленности: этилен, пропилен, бутадиен, бензол.

Процесс производства этилена один из крупнотоннажных и динамично развивающихся в нефтехимической промышленности. В Российской Федерации производится -1,15 млн. т., при этом ежегодное увеличение спроса в среднем составляет 5%, а рост производства 4%.

Основным потребителем этилена являются производства полиэтилена, стирола, окиси этилена и других олигомеров этилена.

Нефтегазохимический комплекс является базовым сектором татарстанской промышленности. Он объединяет предприятия, сфера деятельности которых лежит в области добычи природного сырья, его переработки, производства нефтехимической и химической продукции.

Казанское открытое акционерное общество «Органический синтез» -одно из крупнейших предприятий не только Республики Татарстан, но и России.

Завод этилена является первым в технологической цепочке ОАО "Казаньоргсинтез", он состоит из четырех очередей по производству этилена и цеха хранения углеводородного сырья и сжиженных газов.

Средний состав пирогаза:	в % весовых	в % объемных
Водород	3,83	36,32
Метан	5,59	6,47
Этан	34,61	22,17
Этилен	50,66	33,37
Пропилен	1,28	0,56
Пропан	0,20	0,08
Ацетилен	0,32	0,23
Дивинил	1,46	0,57
Бутилен	0,20	0,07
Бутан	0,28	0,09
Сумма C ₅ и выше	1,50	0,34
Двуокись углерода	0,07	0,03
Плотность	0,830 кг/м ³	

В цехе пиролиза и очистки получается очищенный и осушенный пирогаз, который представляет смесь углеводородов: водорода, метана, этана, этилена, пропана, пропилена, дивинила, углеводородов C_4 и выше.

Пирогаз является полупродуктом для получения этилена и пропилена.

Основными товарными продуктами завода являются: этилен, пропилен.

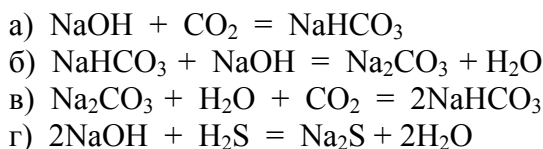
Этилен служит исходным сырьем для производства полиэтилена и окиси этилена.

Основное сырье – этановая фракция, поступающая на объединение по трубопроводу с Оренбургского гелиевого завода и Миннибаевского ПВ и пропан-бутановая фракция, поставляемая в железнодорожных цистернах.

Этилен и пропилен получают пиролизом (высокотемпературным разложением) углеводородного сырья с последующим низкотемпературным газоразделением продуктов пиролиза (пирогаза).

Узел щелочной очистки предназначен для очистки пирогаза от сероводорода (H_2S) и двуокиси углерода (CO_2) 10% раствором щелочи ($NaOH$).

Очистка пирогаза от CO_2 и H_2S раствором едкого натра происходит по реакциям:



Сернистые соединения в пирогазе представлены в основном сероводородом, концентрация которого в зависимости от общего содержания серы в сырье может изменяться от тысячных до десятых долей процента. При этом влияние вида сернистых соединений в сырье (меркаптанов, органических сульфидов, элементарной серы и др.) на образование сероводорода практически не существенно. Сероводород образуется при пиролизе также в том случае, когда в целях предотвращения интенсивного коксообразования используют серосодержащие ингибиторы.

Содержание диоксида углерода (CO_2) в пирогазе также может колебаться в широких пределах - от нескольких тысячных до нескольких десятых долей процента, в некоторых случаях превышает 1% мас. появление CO_2 в газах пиролиза зависит от многих факторов. Для легких видов сырья (этан, пропан, ШФЛУ) CO_2 часто содержится непосредственно в исходном сырье до пиролиза.

Наличие в пирогазе сероводорода и двуокиси углерода вызывает коррозию аппаратуры и трубопроводов. Кроме того, эти примеси должны быть практически исключены из товарных этилена и пропилена. Очистка пирогаза от сернистых соединений и двуокиси углерода, таким образом, является актуальной проблемой на сегодняшний день.

В качестве теплотехнологической оптимизации производства я предлагаю применить нерегулярную насадку в четвертой секции колонны. Это приведет к увеличению поверхности межфазного массообмена и к уменьшению расхода

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНАЯ УСТАНОВКА ДЛЯ РЕАЛИЗАЦИИ СВЕРХКРИТИЧЕСКОГО ВОДНОГО ОКИСЛЕНИЯ В НЕПРЕРЫВНОМ РЕЖИМЕ

Усманов Р.А., Бурганов И.Н.

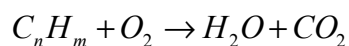
Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: ilar_burganov@mail.ru

Технология сверхкритического водного окисления (СКВО) используется для очистки сточных вод и утилизации промышленных отходов. Параметры сверхкритической воды $T_{кр}=374,15^\circ C$, $P_{кр}=22,13$ бар. В результате реакции органические соединения превращаются в

CO₂ и воду, неорганические соединения в сверхкритической воде не растворяются, а выпадают в осадок. При достаточном содержании в исходной реакционной смеси органических веществ (10-25%) процесс СКВО протекает с выделением тепла 10—20 МДж/кг, которого хватает не только для самообеспечения установки электрической и тепловой энергией, но и для отдачи энергии внешним потребителям. На описанной установке были проведены пробные опыты по сверхкритическому водному окислению СКВО сточных вод.

Общий вид уравнения окисления углеводородов имеет вид:



На кафедре теоретических основ теплотехники КНИТУ была создана установка СКВО сточных вод в непрерывном режиме. Установка (рис. 1 и рис. 2) состоит из следующих основных частей: а) трубчатого реактора, б) системы поддержания давления в) системы поддержания температуры г) системы отбора проб и фильтрации

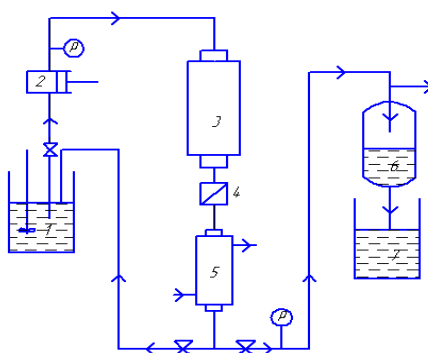


Рис. 1. Схема пилотной проточной установки СКВО: 1 – емкость для смешения стоков с окислителем; 2 – насос высокого давления; 3 – реактор; 4 – фильтр твердого осадка; 5 – конденсатор; 6 – газо-жидкостной сепаратор; 7 – сборник жидкого продукта



Рис. 2. Пилотная проточная установка для исследований процесса СКВО

На установке были проведены пробные опыты в диапазоне температур 673-893К и давлений 180-300 бар. Окислению подвергались стоки цеха эпоксицирования ОАО Нижнекамскнефтехим следующего состава: этилбензол C₆H₅CH₂CH₃ – 2,5% масс; ацетофенон CH₃COC₆H₅ – 1% масс; метилфенилкарбинол (МФК) C₆H₅CH(OH)CH₃ – 6,5% масс; фенол C₆H₅OH – 2,5% масс; пропиленгликоль C₃H₈O₂ – 12% масс; молибден Мо – 0,2% масс; вода H₂O – 40% масс (по методу Фишера); прочее – 35,3% масс.

В качестве окислителя применялась перекись водорода H₂O₂ 30%, СКВ окислению подвергался 20% водный раствор отходов. В качестве окислителя использовалась 30% перекись H₂O₂, объемное соотношение стоков к перекиси 1:2. Примерное значение химического потребления кислорода (ХПК) в стоках было определено в лаборатории

кафедры инженерной экологии и составило 800000 мг O_2 /л. Полученный в результате окисления осадок, анализировался на элементный состав на рентгеноспектрометре (кафедра аналитической химии). Было определено ХПК продукта реакции СКВО на кафедре инженерной экологии (рис. 3).

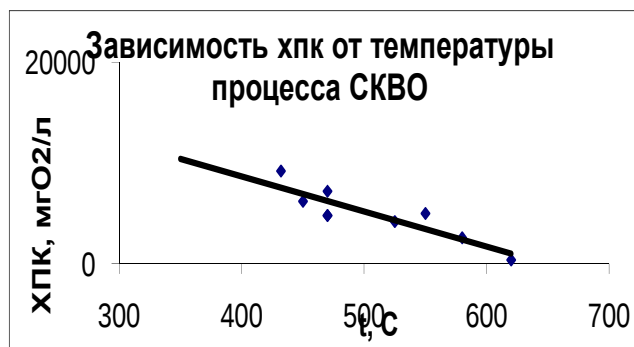


Рис. 3. Зависимость ХПК от температуры процесса СКВО стоков при Сст.=20%, Р=300 бар

В результате опытов наименьшее ХПК составило 400 мг O_2 /л и было получено при $T=893K$, $P=300$ бар (допустимое для технической воды ХПК 1000 мг O_2 /л). Проведенные опыты показали возможность реализации процесса СКВО в непрерывных режимах для утилизации промышленных стоков с целью выделения ценных неорганических соединений и получения воды, пригодной для вторичного использования в производстве.

УСТАНОВКА ДЛЯ ПРОВЕДЕНИЯ ПРОЦЕССА СВЕРХКРИТИЧЕСКОГО ВОДНОГО ОКИСЛЕНИЯ РАПСОВЫХ СТОКОВ ЦЕЛЛЮЗНО-БУМАЖНОГО ПРОИЗВОДСТВА

Шакирзянов З.М., Усманов Р.А.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: zamil.89@mail.ru

Существующие в настоящее время подходы к уничтожению промышленных стоков путем их сжигания, захоронения, химической и биологической переработки весьма дорогостоящие и не универсальны. Рабочие технологии уничтожения высокотоксичных веществ отсутствуют.

Согласно имеющимся в литературе оценкам и проведенным патентным исследованиям, метод сверхкритического водного окисления (СКВО) может претендовать на наиболее высокую экологическую и экономическую эффективность. При обработке водных смесей органических и неорганических соединений, содержащих вредные вещества, сверхкритической водой при избытке окислителя, температурах 400-650 °C и давлений 220-250 атмосфер (т.е. выше критической точки воды) не менее 99,99% органических соединений в исходной смеси превращаются в экологически безопасные воду и углекислый газ. Металлы выделяются в виде неорганических солей или окислов. Большинство устойчивых в этих условиях неорганических соединений мало растворимы в сверхкритической воде и выпадают в осадок или выделяются в виде газа при охлаждении и сбросе давления.

Перед авторами была поставлена задача провести процесс сверхкритического водного окисления рапсовых стоков целлюлозно-бумажного производства (рапсовый жмых используется в качестве сырья).

Используемая в настоящей работе экспериментальная установка (рис. 1), позволяет реализовывать процесс СКВО рапсовых стоков в диапазоне давлений от 23 до 60 МПа и температур от 650 до 800 К.

Установка включает систему создания давления, систему измерения температуры и давления в ячейке, а также регулирование температуры печи.

Система создания давления состоит из реакционной ячейки 1 и муфельной печи 2 марки СНОЛ-1,6.1,21/9-М2 У4.2.

Система измерения температуры включает в себя хромель-алюмелевую термопару и прибор измерительный универсальный ОВЕН ТРМ-101. Температура измеряется хромель-алюмелевой термопарой, предварительно откалиброванной по образцовому платиновому термометру сопротивления марки ПТС-10. Температура измерялась с точностью $\pm 0,05$ К. Горячий спай абсолютной термопары 3 введён вовнутрь реакционной ячейки. Показания абсолютной термопары преобразуются измерительным прибором 7 модели ТРМ-101 в единицы температуры и выводятся на цифровой дисплей.

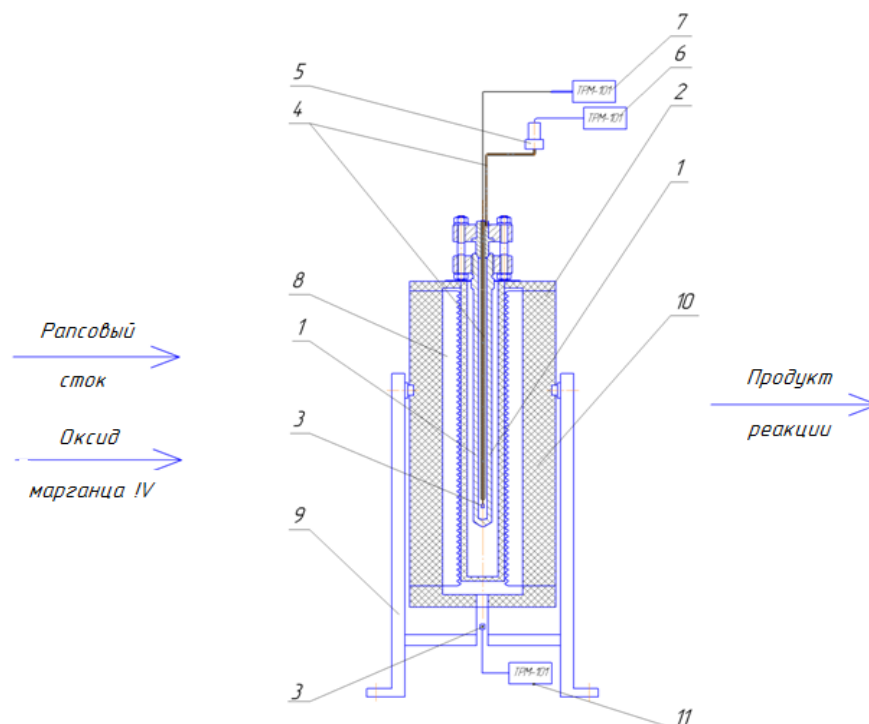


Рис. 1. Схема СКВО рапсовых стоков.

1 – реакционная ячейка; 2 – муфельная печь; 3 – горячий спай термопары; 4 – трубка датчика давления; 5 – датчик давления ПД100-ДИ; 6, 7, 11 – вторичные приборы ТРМ-101 для измерения давления и температуры; 8 – электронагреватель; 9 – подставка печи; 10 – теплоизоляция.

В реакционную ячейку заливается раствор рапсового стока и диоксид марганца (MnO_2) в определенных количествах, массы которых измерялись с помощью лабораторных весов марки «VIBRA AF-R220CE» с точностью $\pm 0,005$ г. В ячейке находится количество смеси, при котором удельный объем двухфазной системы равен критическому значению. Ячейка снабжена вентилем высокого давления, позволяющий осуществлять сброс паровой фазы после завершения процесса.

Быстрое доведение условий в автоклаве до сверхкритических параметров воды обеспечивается за счёт перегрева муфельной печи (до 550-650 °С) на предварительном этапе. По завершении опыта (10 мин) содержимое ячейки извлекается и охлаждается.

Оценку степени очистки рапсовых стоков было проведено по величине химического потребления кислорода (ХПК). На рис. 2, 3, 4 представлены графики зависимости величин ХПК от количества катализатора MnO_2 при разных параметрах процесса.

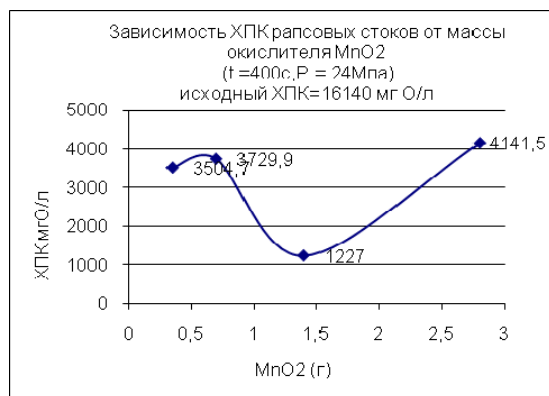


Рис. 2.

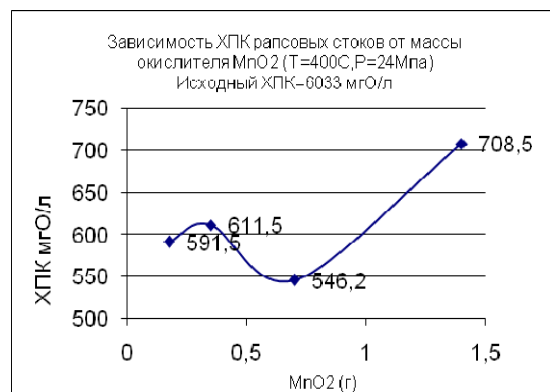


Рис. 3.

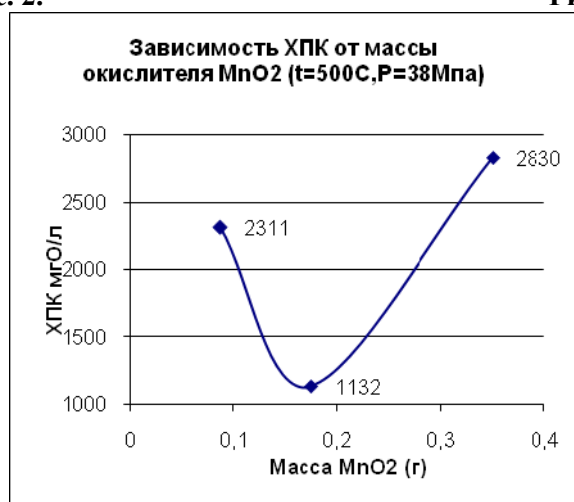


Рис. 4.

Анализ полученных результатов показывает, что метод СВКО позволяет производить очистку сточных вод целлюлозно – бумажного производства до значений, соответствующих требованиям для технической воды ХПК 1000 мг O_2 /л, т.е. очищенную воду можно использовать вторично.

Литература

- [1] Леминовский Д.А., Баграташвили В.Н. Сверхкритические среды. *Новые химические реакции и технологии*. <http://www.pereplet.ru/obrazovanie/stsoros/860.html>
- [2] Мазалов Ю.А., Соловьев Р.Ю., Сороковиков А.В. Перспективы применения технологии сверхкритического водного окисления для уничтожения высокотоксичных веществ.
- [3] Сагдеев А.А., Каюмов Р.А., Гумеров Ф.М. Способ обезвреживания отходов содержащих углеводороды с одновременным осаждением растворенных солей металлов и устройство для его осуществления: Заявка на изобретение РФ №2011141657 от 13.10.2010; заявитель ООО «Металлокрит».

