

Институт тепло- и массообмена им. А.В. Лыкова
Национальной академии наук Беларуси

*ТЕПЛО-
И МАССОПЕРЕНОС – 2011*

Сборник научных трудов

Минск 2011

УДК 536.2:532/533

Сборник фактически является развернутым научным отчетом Института тепло- и массообмена им. А.В. Лыкова Национальной академии наук Беларуси о важнейших результатах научных исследований и научно-технических разработок, выполненных в рамках заданий государственных программ (ГКПНИ, ГПНИ, ГПОФИ, ГНТП и др.), инновационных проектов в период 2006–2010 гг. и завершенных в 2010 г. Тематика работ полностью соответствует приоритетным направлениям научных исследований и научно-технической деятельности и включает проблемы тепло- и массопереноса, гидrogазодинамики, поиска, преобразования и использования источников энергии, получения и применения наноструктурных материалов, создания энергоэффективных технологий, оборудования и приборов для различных отраслей.

Книга рассчитана на научных работников, преподавателей вузов, инженеров, конструкторов, докторантов, аспирантов, магистрантов, студентов старших курсов вузов, специализирующихся в указанных выше областях.

Редакционная коллегия:

чл.-корр. НАН Беларуси **В.Л. Драгун** (главный редактор)
чл.-корр. НАН Беларуси **В.А. Бородуля**
чл.-корр. НАН Беларуси **Н.В. Павлюкевич**
доктор физ.-мат. наук **О.С. Рабинович**
доктор техн. наук **Ю.С. Теплицкий**
канд. физ.-мат. наук **А.Н. Мицун**
канд. техн. наук **С.М. Данилова-Третьяк**

Рецензенты:

акад. НАН Беларуси **С.А. Астапчик**
доктор физ.-мат. наук **В.Г. Баштовой**
доктор техн. наук **А.А. Шипко**

ISBN 978-985-6456-70-4

© Институт тепло- и массообмена
им. А.В. Лыкова НАН Беларуси,
2011

К.В. Доброго, И.А. Козначеев, Е.С. Шмелев

НОВЫЙ МЕТОД ОКИСЛИТЕЛЬНОЙ ОЧИСТКИ ВОДЫ ОТ РАСТВОРЕННЫХ ОРГАНИЧЕСКИХ СОЕДИНЕНИЙ, ИСПОЛЬЗУЮЩИЙ ФИЛЬТРАЦИОННОЕ ГОРЕНЬЕ

Очистка воды от органических включений является сложной технической задачей, возникающей при отмывке цистерн, ликвидации последствий разлива органических веществ и т. д. Используемые в настоящее время методы разрушения эмульсий связаны с большим расходом электроэнергии, необходимостью применения токсичных химических веществ, последующей утилизации выделенных органических соединений. Поэтому представляется актуальной разработка новых методов очистки воды. В частности, большой интерес представляют технологии фильтрационного горения (горения в пористой среде), активное изучение которого в последние десятилетия связано со сжиганием сверхбедных и сверхбогатых топливных смесей. Такое сжигание становится возможным вследствие локального повышения энтальпии продуктов горения за счет рекуперации тепла отходящих газов.

Идея использования фильтрационного горения для очистки воды от растворенных органических соединений была проверена экспериментально [1]. В реакторе типа *труба в трубе* последовательно имели место следующие фазы процесса: переход воды и органического компонента (ацетона) в газовую fazу, разогрев и горение органического вещества в воздухе, охлаждение продуктов горения вплоть до конденсации воды. Розжиг и поддержание окисления в реакторе осуществлялись ТЭНами. Продемонстрирована полная очистка воды от ацетона.

Для дальнейшего развития и практического использования данной технологии необходимо последовательное параметрическое исследование системы. Например, важно определить предельную концентрацию органического компонента, при которой возможно его окисление без дополнительного подвода тепла. Представляют интерес вопросы оптимального геометрического размера реактора. Требуют изучения поля температур, особенности розжига и др.

Постановка задачи и математическая модель. Рассмотрим два типа реакторов: рекуперативный реактор типа *труба в трубе* и регенеративный реактор с переменным направлением потока газа. Схемы реакторов показаны на рис. 1. Оба реактора заполнены инертной засыпкой и теплоизолированы от окружающей среды.

В рекуперативном реакторе (рис. 1, а) воздух и рабочая смесь (в расчетах использовалась смесь воды и ацетона) подаются в верхнюю часть внутренней трубы. Для поджига используется предварительный (до начала подачи воздуха и рабочей смеси) электрический нагрев засыпки. Когда разогрев достигает необходимой для сжигания ацетона температуры (~1000 °C), начинает поступать рабочая смесь. В нижней, разогретой части реактора пары ацетона воспламеняются, и продукты горения выходят из реактора в верхней части внешней трубы.

Регенеративный реактор (рис. 1, б) состоит из одной трубы, но направление потока газовой смеси в нем периодически меняется. Загрязненная органическим соединением вода и воздушное дутье подаются попеременно то с одного, то с другого конца трубы реактора. Переключение направления потока происходит после прохождения волной фильтрационного горения определенной части длины реактора.

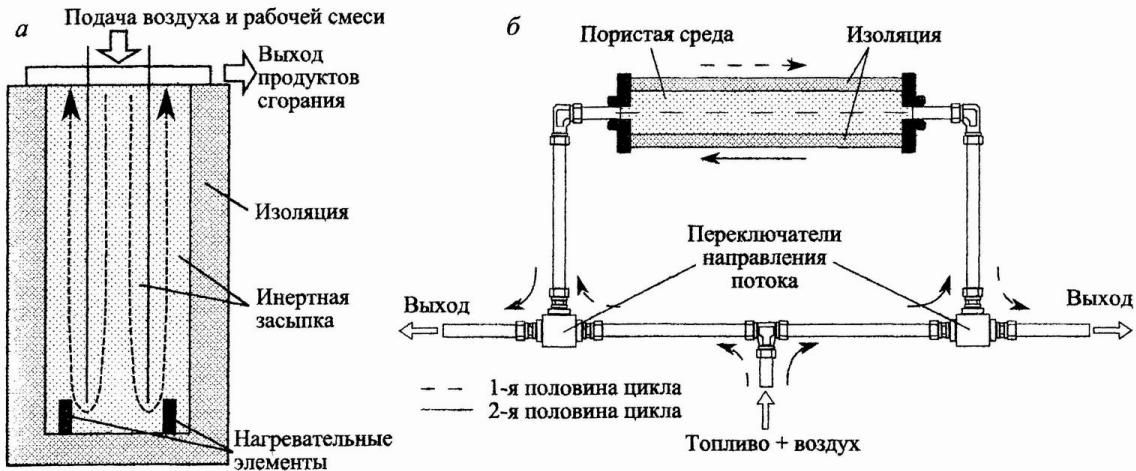


Рис. 1. Схемы реакторов типа *труба в трубе* (а) и с переменным направлением фильтрации (б)

Целью численного исследования является установление зависимости характеристик процесса (пиковой температуры, положения зоны реакции, концентрационного предела) от основных параметров системы (длины реактора, расхода, размера частиц, толщины изоляции).

Стандартные значения параметров расчета

Удельная теплоемкость материала засыпки c_s , Дж/(кг·К)	1000
Плотность материала засыпки ρ_s , кг/м ³	1250
Пористость засыпки η	0.4
Размеры реактора:	
длина реактора L , м	0.4
диаметр внешней трубы (для реактора <i>труба в трубе</i>) d_2 , м	0.07
диаметр внутренней трубы d_1 , м	0.04
длина внутренней трубы (для реактора <i>труба в трубе</i>) l , м	0.38
Плотность жидкости ρ_w , кг/м ³	1000
Размер частиц твердой фазы d_0 , мм	5
Расход жидкости G_{liq} , кг/ч	0.05
Средняя скорость движения жидкости u_w , мм/с	1.4
Концентрация жидкости на входе $c_{w,0}$, кг/м ³	71
Массовая доля ацетона в жидкости c	0.4
Температура входящего воздуха и окружающей среды T_0 , К	300
Удельный расход жидкости g_{liq} , кг/(м ² ·с)	0.1
Расход воздуха G_{air} , кг/ч	по стехиометрии
Давление на выходе p_0 , атм	1
Коэффициент теплообмена с окружающей средой β , Вт/(м ² ·К)	4

Для моделирования использовалась обобщенная объемно-усредненная модель фильтрационного горения [2], в которую была добавлена подмодель движения жидкой фазы в виде уравнения сохранения массы жидкости:

$$\frac{\partial c_w}{\partial t} + u_w \frac{\partial c_w}{\partial z} = -I_{ev},$$

где u_w – средняя скорость жидкости (постоянная величина), равная отношению удельного расхода к концентрации жидкости в твердой фазе.

Во входном сечении задается фиксированный расход и состав жидкости и воздуха, на выходе задается постоянное давление. Для температуры используются адиабатические граничные условия или условия ньютоновского теплообмена с окружающей средой:

$$-\lambda \frac{\partial T_s}{\partial r} \Big|_{r=0.5d_2} = \beta (T_s|_{r=0.5d_2} - T_0).$$

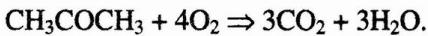
В расчетах учитывались дисперсионные теплопроводность и диффузия газа, лучистая теплопроводность каркаса, межфазный теплообмен. Соответствующие коэффициенты взяты из [3–5].

Скорость испарения на единицу объема системы оценивалась по формуле

$$I_{ev} = \frac{3(1-m)c_w}{d_0 c_{w,0} \sqrt{2\pi \frac{RT_s}{M_w}}} (p_{sat} - p),$$

где p_{sat} – давление насыщенного пара испаряющегося вещества.

В расчетах использовался простейший химический механизм горения ацетона, состоящий из одной брутто-реакции:



Принято, что реакция имеет первый порядок по ацетону и по кислороду. Значения энергии активации и предэкспоненциального множителя для константы скорости реакции были взяты из работы [6].

Для численного решения двумерной задачи использовался программный пакет 2DBurner [7], в который были внесены соответствующие изменения для учета движения жидкости и фазовых переходов. Модифицированный программный пакет верифицирован на экспериментальных данных [1] и показал удовлетворительное соответствие.

Результаты расчетов для рекуперативного реактора. Как установлено в экспериментах [1] и в расчетах, для розжига реактора необходимо до подачи жидкости заложить в систему достаточно много тепла. Это, по-видимому, связано с тем, что за то время, пока рабочая смесь достигает нагретой области, холодный воздух успевает охладить её до температур, не поддерживающих горение органического компонента.

На рис. 2 представлено поведение характеристик системы при изменении содержания органического соединения в жидкости. Повышение температуры во фронте горения связано с увеличением теплоты сгорания на единицу массы рабочей смеси. С ростом температуры увеличивается интенсивность рекуперации тепла, что приводит к смещению фронта горения к входу рабочей смеси в реактор.

Одним из наиболее важных вопросов является определение минимального содержания органического загрязнителя, при котором возможна очистка воды по данной технологии. В расчетах были определены значения концентрационного предела для различных длин реактора, размеров частиц засыпки, коэффициентов теплоотдачи в окружающую среду. Установлено, что при постоянном отношении длины внутренней трубы к длине реактора концентрационный предел повышается с увеличением длины реактора (кроме адиабатического случая). Это связано с увеличением длины застойной зоны на конце реактора. При постоянной длине застойной зоны на конце реактора концентрационный предел уменьшается с увеличением длины реактора с выходом на насыщение, что связано с увеличением длины области рекуперации.

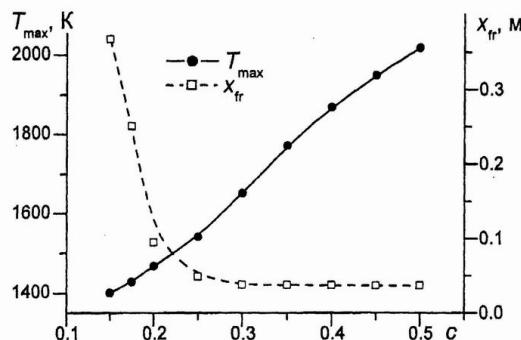


Рис. 2. Зависимость максимальной температуры и координаты фронта горения от содержания органического компонента в водоорганической смеси при стандартных значениях остальных параметров

Концентрационный предел растет с увеличением размера частиц засыпки, как и для фильтрационного горения газовых смесей [8]. При этом изменяются коэффициенты тепло- и массопереноса, а также удельная площадь поверхности твердой фазы. В результате расширяется фронт горения, а следовательно, увеличиваются теплопотери в окружающую среду и концентрационный предел. Сильнее всего на концентрационный предел влияет коэффициент теплоотдачи в окружающую среду, зависящий от толщины изоляции. Большие значения коэффициента теплоотдачи приводят к увеличению теплопотерь и соответственно концентрационного предела. При повышении коэффициента теплоотдачи в два раза от стандартного значения концентрационный предел увеличивается на 2 %. Минимальные значения концентрационного предела, достигнутые в расчетах, составляют 11.9 % (рекуперативный реактор, адиабатический случай) и 14.8 % (рекуперативный реактор, стандартная изоляция).

Результаты расчетов для регенеративного реактора. Динамика профилей температуры после переключения показана на рис. 3. Как видно из графиков, после переключения от нового места подачи жидкости к фронту волны начинает распространяться волна испарения, сбивающая температуру (кривые для $t = 10.45$ и 16.15 с). Когда волна испарения догоняет основной фронт волны фильтрационного горения, он становится более крутым.

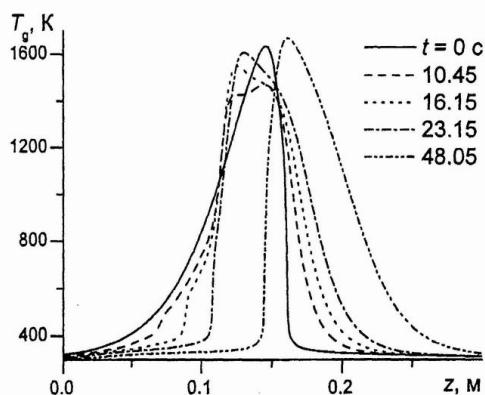


Рис. 3. Профили температуры по длине реактора через разное время t после переключения направления потока

Исследованы особенности системы, связанные с включением жидкой фазы. Рассматривались два случая. В первом на вход реактора подается двухфазная водно-ацетоновоздушная смесь при температуре 300 К (отношение ацетон – воздух соответствует стехиометрии). Во втором случае подается однофазная горючая смесь того же химического состава при температуре 375 К. Для одинаковых содержаний воды в смеси вода – ацетон – воздух для однофазной смеси максимальная температура выше. Это связано с тем, что энталпия смеси в таком случае выше за счет энергии фазового перехода и более высокой

начальной температуры. Вместе с тем значение величины $C_{rec} = \frac{T_{max} - T_0}{T_{ad} - T_0}$, характеризующей эффективность рекуперации тепла в системе, в случае подачи двухфазной смеси примерно в полтора раза больше по сравнению с однофазной смесью того же состава. Объясняется это изменением структуры фронта при фазовом переходе.

Концентрационный предел был рассчитан в широком диапазоне расходов для различных значений длины системы, размера частиц засыпки и коэффициента теплоотдачи в окружающую среду. Зависимость концентрационного предела от удельного расхода жидкости при различных значениях коэффициента теплоотдачи в окружающую среду показана на рис. 4, а. Кривые, вычисленные для неадиабатических случаев, вполне закономерно приближаются к адиабатическому случаю при больших расходах. Повышение расхода приводит к увеличению подвода энергии к системе Q_{inp} и соответственно к уменьшению безразмерного отношения теплопотерь на стенке к подаваемой энергии Q_{loss}/Q_{inp} .

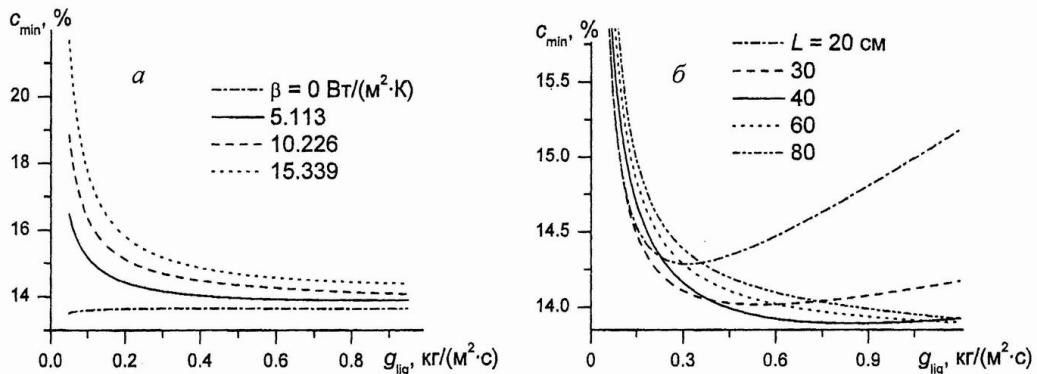


Рис. 4. Зависимость концентрационного предела от удельного массового расхода жидкости для различных коэффициентов теплоотдачи (а) и длин реактора (б). Прочие параметры стандартные

В численных экспериментах установлен немонотонный характер зависимости концентрационного предела от расхода (рис. 4, б). Такое же поведение имело место и для систем фильтрационного горения газов (ФГГ) без фазового перехода [8]. Однако в этом случае не наблюдалось пересечения кривых $c_{min} = f(g_{liq})$, построенных для различных длин реактора. Пересечение связано с инверсией поведения концентрационного предела в зависимости от длины реактора: при больших расходах концентрационный предел ниже для более длинных реакторов (вывод совпадает с известными закономерностями для ФГГ [8]), для малых расходов концентрационный предел ниже для более коротких реакторов, что является новой закономерностью, которая свойственна только системам с фазовым переходом.

Такая закономерность имеет сложную физическую природу. При малых расходах тепловые потери на боковых стенках Q_{loss} существенно влияют на концентрационный предел. В свою очередь, значение Q_{loss} зависит от ширины горячей области фронта фильтрационного горения, которая для систем с фазовым переходом меньше. Уменьшение ширины горячей области для систем с фазовым переходом имеет двойственную природу: 1) заострение фронта за счет его «привязывания» к температуре фазового перехода, 2) ускорение спутного движения фронта и соответствующее уменьшение периода переключения.

Как для малых, так и для больших расходов теплопотери через стенки Q_{loss} ниже для случая с фазовым переходом. Для всех случаев Q_{loss} растут при увеличении длины реактора.

Однако для больших расходов отношение $Q_{\text{loss}}/Q_{\text{inp}}$ намного меньше. Поэтому для больших расходов основное значение имеют потери с отходящими газами, которые больше для коротких реакторов, когда отходящие газы не успевают отдать тепло твердой фазе. Итак, инверсия имеет место за счет перехода от режима, определяемого теплопотерями через стенки, к режиму, определяемому теплопотерями с отходящими газами.

Минимальные значения концентрационного предела, достигнутые в расчетах, составляют 13.4% (регенеративный реактор, адиабатический случай) и 13.9% (регенеративный реактор, стандартная изоляция).

Литература

1. Шмелев Е.С. Очистка воды от органических загрязнителей методом перегонки и фильтрационного горения газов. Лабораторный прототип аппарата для очистки воды от органических компонентов // Молодежь в науке 2007. Приложение к журналу «Весці Нацыянальнай акадэміі навук Беларусі». Минск: Беларуская навука. 2008. Ч. 3. С. 213–218.
2. Доброго К.В., Козначеев И.А. Обобщенная объемно-усредненная модель фильтрационного горения и ее приложение для расчета угольных газификаторов // ИФЖ. 2005. Т. 78, № 4. С. 8–14.
3. Wakao N., Kaguie S. Heat and mass transfer in packed beds. New York – London: Gordon and Breach Science publ., 1982. – 378 p.
4. Kaviany M. Principles of Heat Transfer in Porous Media. New York: Springer–Verlag, 1995. – 708 p.
5. Горелик Г.Е., Левданский В.В., Лейцина В.Г., Павлюкевич Н.В. О поглощении излучения в слое высокопористого материала // ИФЖ. 1986. Т. 50, № 6. С. 999–1005.
6. Dobrego K.V., Kozlov I.M., Zhdanok S.A., Gnesdilov N.N. Modeling of diffusion filtration combustion radiative burner // Int. J. of Heat and Mass Transfer. 2001. Vol. 44, No. 17. Pp. 3265–3272.
7. Dobrego K.V., Kozlov I.M., Gnesdilov N.N., Vasiliev V.V. 2DBurner - Software Package for Gas Filtration Combustion Systems Simulation and Gas Non-steady Flames Simulation. Minsk, 2004. – 30 p. (Preprint / The A.V. Lykov Institute of Heat and Mass Transfer, № 1).
8. Dobrego K.V., Gnesdilov N.N., Lee S.H., Choi H.K. Lean combustibility limit of methane in reciprocal flow filtration combustion reactor // Int. J. Heat Mass Transfer. 2008. Vol. 51, No. 9–10. Pp. 2190–2198.

Научное издание

ТЕПЛО-И МАССОПЕРЕНОС – 2011

Сборник научных трудов

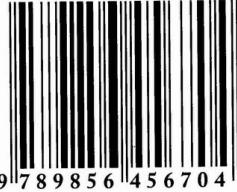
Редакторы Т.Г. Михалева, В.И. Царькова

Подписано в печать 05.07.2011.
Формат 60x84 1/8. Бумага офисная.
Гарнитура Times New Roman.
Усл. печ. л. 48,7. Уч.-изд. л. 41,78.
Тираж 150 экз. Заказ. 44.

Институт тепло- и массообмена им. А.В. Лыкова НАН Беларуси.
220072, Минск, П. Бровки, 15. ЛИ № 02330/0549415 от 08.04.2009 г.

Отпечатано на ризографе Института тепло- и массообмена
им. А.В. Лыкова НАН Беларуси. 220072, Минск, П. Бровки, 15.

ISBN 978-985-6456-70-4



A standard linear barcode representing the ISBN number 978-985-6456-70-4. The barcode is composed of vertical black bars of varying widths on a white background.

9 789856 456704