

Р.Я. ПРОТОПОПОВ, аспирант, НТУ "ХПИ", Харьков
В.В. СЕБКО, д-р техн. наук, проф., НТУ "ХПИ", Харьков
В.П. ШАПОРЕВ, д-р техн. наук, проф., НТУ "ХПИ", Харьков

**НЕКАТАЛИЧЕСКОЕ ТЕРМИЧЕСКОЕ
ОБЕЗВРЕЖИВАНИЕ ВЕНТИЛЯЦИОННЫХ ВЫБРОСОВ,
СОДЕРЖАЩИХ ОРГАНИКУ, В ВОЛНЕ
ФИЛЬТРАЦИОННОГО ГОРЕНИЯ**

An experimental and numerical research of thermal decontamination process of ventilation emissions in the wave of filtration combustion of methane. The model of the process presented.

Проведено экспериментальное и расчетное исследование процесса термического обезвреживания вентиляционных выбросов в волне фильтрационного горения метана. Представлена модель процесса.

Проведено експериментальне та розрахункове дослідження процесу термічного знешкодження вентиляційних викидів у хвилі фільтраційного горіння метану. Надано модель процесу.

Введение. Для очистки промышленных газовых выбросов от органических примесей и вредных сернистых соединений применяют различные методы: абсорбционные, термические, адсорбционные, каталитические и комбинированные. Наибольшее развитие в отечественной практике для нейтрализации указанных вредных примесей, получили термические и каталитические методы обезвреживания. Каталитические установки [1] обеспечивают высокие степени обезвреживания примесей более 96 %, однако, они эффективны только при крупнотоннажном производстве. Эти установки имеют большие габариты, требуют периодической замены катализатора. В качестве катализаторов в большинстве случаев используются металлы: платина и металлы платинового ряда, оксиды меди, марганца и др. Например, в качестве восстановительных катализаторов применяют монельметалл (медноникелевый сплав) или платину на глиноземе. Учитывая значительную стоимость катализатора при эксплуатации установок, необходима предварительная очистка вентиляционных выбросов от механических примесей и поддержание определенных температурных режимов во избежание отравления катализатора и снижения его активности [1].

Для реализации термических методов обезвреживания вентиляционных выбросов, в основном, используются проточные реакторы смешения, в которых природный газ смешивается с первичным воздухом и сгорает в полости специального коллектора. Обезвреживаемые газы омывают коллектор с горелкой. Процесс обезвреживания происходит на выходе из полости коллектора, где хвостовая часть факела контактирует с обезвреживаемыми выбросами при их истечении из кольцевой щели между корпусом горелки и коллектором [3]. Затем смесь поступает в топку, скомпонованную с газовой горелкой и камерой смешения. Степень обезвреживания выбросов зависит от интенсивности турбулентного смешения потоков и температуры, которая достигается после смешения факела горелки с потоком газовых выбросов.

Степень разбавления газового потока после горелки, потоком вентиляционных выбросов зависит от их массового соотношения ($g = M_{\text{фг}}/M_{\text{вг}}$) и определяет температуру обезвреживания токсикантов. Как показано в ряде теоретических и экспериментальных работ [4, 5] при степенях разбавления факельного потока после горелки ($g = M_{\text{фг}}/M_{\text{вг}}$) равном 0,1-0,2 средняя температура смеси перед топкой, то есть температуре обезвреживания токсикантов, составляет ниже 700 °С. Такой уровень температуры не позволяет в процессе термического уничтожения галогенорганических веществ, при соответствующем содержании кислорода в потоке не менее 6 % и времени пребывания в топке менее 1 с, достигнуть полного термического уничтожения токсикантов. Как показано в [6] для таких токсикантов, как галогенорганические вещества и полициклические углеводороды, температура термического уничтожения должна поддерживаться на уровне ≥ 1000 °С, а геометрия горячей зоны (топки) должна обеспечивать пребывание смешанного газа в зоне в течение 6-7 с. В этих условиях гарантируется полное разложение токсиканта и невозможность вторичного образования диоксино-фураноподобных и полициклических ароматических углеводородов.

Таким образом, для повышения эффективности процесса термического обезвреживания вентиляционных выбросов, содержащих органические соединения целесообразно усовершенствование как процесса сжигания газа, так и конструкции (геометрии) горячей зоны реактора.

Одним из перспективных направлений является использование реакторов с пористой засыпкой в режиме распространения волн фильтрационного горения [7] и ректоров реверсивного типа [8], где сверхадиабатический эффект достигается периодическим изменением

направления фильтрации горючей смеси. Как показано в теоретических и экспериментальных работах [9-11], сжигание низкокалорийного топлива в пористых засыпках инертного материала позволяет значительно повысить уровень температуры в горячей зоне такого устройства по сравнению с адиабатической температурой используемого топлива. В работах [12, 13] представлены конструкция и принцип действия аппарата регенеративного типа для сжигания оксида углерода. Конструктивное оформление отличается тем, что в корпусе аппарата чередуются слои засыпки катализатора (бокситов) и инертной засыпки (шамота). Установлено, что слои инертной насадки являются зоной аккумуляции тепла, где стабильно поддерживается температура $\geq 800^{\circ}\text{C}$. В этой зоне, как установлено в работах [12, 13], обезвреживание полициклических углеводородов происходит на 80-85 % при их исходной концентрации в газе – 250 мг/м^3 .

Таким образом, известные публикации свидетельствуют о возможном применении реакторов с пористой засыпкой в режиме распространения волны фильтрационного горения для усовершенствования процесса термического обезвреживания вентиляционных выбросов, содержащих органические примеси.

Целью данной работы является выяснение возможности осуществления некаталитического термического обезвреживания вентиляционных выбросов, содержащих органические примеси в волне фильтрационного горения и изучение закономерностей данного процесса.

Экспериментальная часть. Экспериментальная установка включает в себя реактор с пористой засыпкой (рис. 1): блок воспламенения, систему перемешивания и дозирования исходных газовых реагентов, систему измерения температуры в реакторе и оборудование для газовой хроматографии.

Реактор (6) (цилиндрическая кварцевая труба, кварц прозрачный длиной 1000 мм, внутренним диаметром 41 мм), заполняется частицами инертного керамического материала (засыпки) соединен с камерой воспламенения (5), выполненной из нержавеющей стали 1X18H10T и вентиляционной системой для удаления продуктов реакции (10), разрежение 70-80 Па. Для равномерного распределения по сечению реактора предварительно перемешанной газовой смеси использовали керамическую решетку из оксида алюминия (2). Камера воспламенения снабжена двумя нихромовыми электродами в кварцевой изоляции для создания искрового разряда (1). Заряд возникает при подаче на электроды напряжения от высоковольтного источника питания (7000 В).

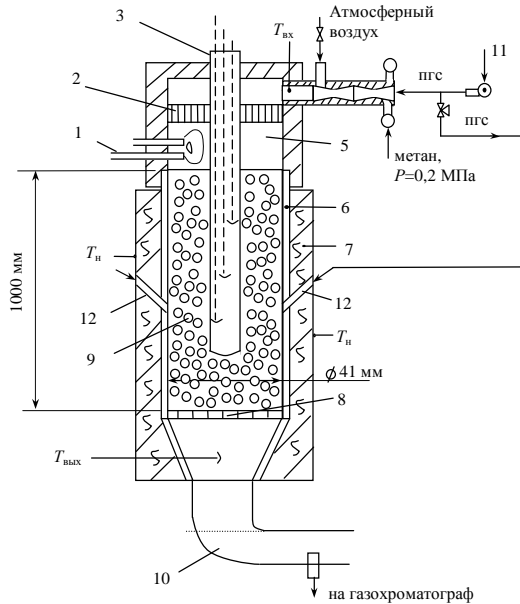


Рис. 1. Схема реактора:

1 – электроды, 2 – турбулентная решетка (керамика), 3 – кварцевый кожух для термопар, 4 – статический смеситель для воздуха и метана, 5 – камера воспламенения, 6 – кварцевый цилиндр (реактор), 7 – теплоизоляция реактора, 8 – опорная решетка для засыпки, 9 – пористая засыпка, 10 – штуцер для отвода газообразных продуктов реакции, 11 – вентилятор для подачи паро-газовой смеси $P_{\text{ПГС}} = 1800$ Па, 12 – штуцер для подачи ПГС в зону максимальных температур.

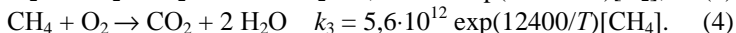
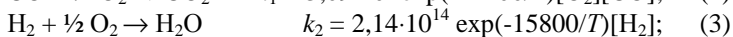
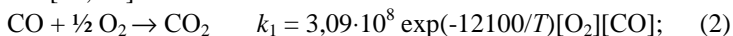
При проведении исследований использовался природный газ УМГ "Киевтрансгаз" следующего состава: метан (C_1) – 91,55, этан (C_2) – 4,06, пропан (C_3) – 1,19, кислород (O_2) – 0,004, азот (N_2) – 1,5, диоксид углерода (CO_2) – 1,269 – компоненты в % масс. Плотность относительная – 0,613, плотность хроматографическая $0,739$ $кг/м^3$, низшая теплота сгорания – 34668 $кДж/м^3$, число Воббе (наивысшее) – $49056,5$ $кДж/м^3$. При анализе использовался хроматограф "Кристалл 2000м". Парогазовоздушная смесь (ПГС) с давлением 1800 Па, температурой 403 °С представляет собой вентиляционный выброс с концентрацией вредных углеводородных примесей – 1500 $мг/м^3$, остальное воздух. Количество кислорода в ПГС – $296,7$ $кг/м^3$, влаги $0,01$ $кг/м^3$, остальное азот.

Химический состав вредных углеводородных примесей: парафины, бензолы, гексаны, кислородосодержащие органические соединения, дибутилдиактилфтолаты, азотосодержащая органика, полиароматические углеводороды.

Согласно данным по идентификации вредных примесей в ПГС токсиканты состоят из CO, HCl и смеси углеводородов, соответственно от общей массы (1500 мг/м³) их количество оценивается как: CO – 20,8, HCl – 41,8, сумма углеводородов 37,4, % масс. Углеводороды, которые входят в ПГС состоят из: полициклических ароматических углеводородов; углеводородов C₃ – C₂₀; углеводородов, содержащих хлор. Количество указанных углеводородов примерно одинаково по каждому виду. Нижние пределы температур, при которых происходит деструкция углеводородов, соответственно составляют: 450 °C, 580 °C, 530 °C. Диссоциация HCl начинается при температуре 380 °C с образованием ионов Cl, последние могут вступать во взаимодействие в интервале температур 400 – 620 °C с CO с образованием оксохлорида углерода по реакции:



Горение метана оценивается следующими кинетическими зависимостями [14, 15]



Согласно расчетов [14, 15] на полное сгорание 1 кг углерода, входящего в топливо, необходимо расходовать 2,67 кг O₂ или 1,86 м³ кислорода по объему (22,4 м³/кмоль – объем 1 кмоль); при этом выделится по массе 3,67 кг, а по объему 1,86 м³ дымовых газов (CO₂). Соответственно для сгорания 1 кг водорода необходимо расходовать 8 кг (5,6 м³) кислорода, а выделится 9 кг (11,2 м³) водяных паров.

Перед запуском эксперимента пористую среду реактора прогрели. Для этого в реактор в течении 25-30 мин (1500-1800 с) подавали смесь компонентов (метан + ПГС), состав которой по основным компонентам (CH₄ и O₂) близок к стехиометрическому, то есть в массовом и объемном соотношении необходимом для полного сгорания углерода. Смесь поджигали с помощью искрового разряда. На этой стадии горение происходит на верхней поверхности слоя засыпки. После того как горение становилось устойчивым, разряд гасили, а состав смеси поэтапно приводили к требуемому избытку кислорода, то есть к требуемому соотношению α – отношения мольных долей метана и кисло-

рода в рабочей смеси, нормированное на аналогичное отношение для смеси, стехиометрический состав которой соответствует реакциям (2-4). В опытах α изменялось в пределах 1,1÷1,4. При переходе к обогащенным по кислороду смесям в реакторе начинает распространяться устойчивая спутная волна фильтрационного горения, которая наблюдалась и другими исследователями при богатых метано-воздушных смесях [16].

Реагирующие газы (ПГС и метан) перед подачей в реактор смешивали в смесителе 4. Расход газов регулировали игольчатыми клапанами и контролировали стандартными ротаметрами (на схеме 1 не показаны). Температуру вдоль оси реактора измеряли тремя Pt – Pt – 10 % Rh термодарами диаметром 0,5 мм, расположенными на разной глубине слоя засыпки. Термодары находились в кварцевом защитном кожухе диаметром 8 мм (рис. 1 поз. 3). Сигналы термодар фиксировались с помощью автоматической системы записи. Химический состав продуктов конверсии определяли с помощью хроматографа CHROM-4, для анализа использовали стандартные колонки, заполненные молекулярным ситом, в качестве носителя использовали аргон. Система обеспечивала определение H_2 , CO, CH_4 , N_2 , O_2 . Определение концентрации индивидуальных полициклических ароматических углеводородов осуществлялось методом газохроматографического анализа [17] в отобранных пробах с поглощающим реагентом толуол. Отбор газа проводился со скоростью 1 $дм^3/мин$, скорость газопылевого потока при этом определялась с помощью газоанализатора Test.350M|XL №412. Кроме определения и идентификации органических соединений в составе выходящего газа определялись: NH_3 , HCl, NO_x , CO, SO_x , O_2 согласно методик [18].

Результаты эксперимента. Эксперименты по сжиганию смесей выполнены в основном для состава реагирующей смеси, соответствующей избытку кислорода $\alpha = 1,15$ и для двух видов инертных материалов засыпки (табл. 2)

Таблица 1 – Свойства материала засыпки

Материал	Форма, размер	ρ , кг/м ³	C_s , Дж/(кгК)	ϵ	Возможность катализа
Al_2O_3	Куски близкие к шару $d = 10$ мм	3060	794	0,6	нет
Шамот	Куски близкие к кубу, сторона куска – 15 мм	1900	729	0,49	нет

Для каждого пористого материала расход смеси изменяли в диа-

пазоне 1-3 м³/ч. Максимальное значение расхода определялось длиной реактора и выделяемой тепловой мощностью. Типичное распределение температуры в пористой среде при распространении волн горения показано на рис. 2, 3. Максимальную температуру для каждого режима определяли как максимальное значение температуры на третьей термомпаре.

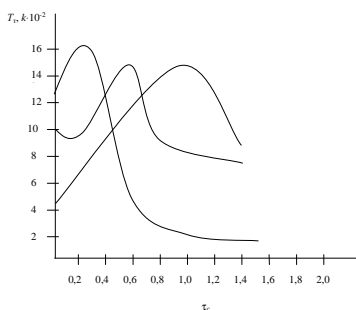


Рис. 2. Профили температуры, регистрируемые термопарами, расположенными в глубине слоя засыпки 1 – 0,1 м, 2 – 0,3 м, 3 – 0,45 при распространении волны горения $Q_{см} = 3$ м³/ч, $G = 0,8$ кг/м²с, засыпка Al₂O₃.

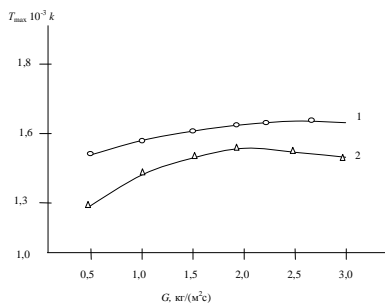


Рис. 3. Зависимость T_{max} от G , 1 – Al₂O₃, 2 – шамот.

В табл. 2, 3 приведен состав продуктов, выходящих из реактора в пересчете на сухой газ.

Как следует из приведенных результатов на рис. 2, 3 и таблицах 2, 3 максимальная температура в одиночной волне увеличивается с ростом расхода (скорости фильтрации) в диапазоне 0,4-1,0 кг/(м²с) и достигает максимума при значениях 0,6-0,88 кг/(м²с). Максимальная температура не зависит от свойств засыпки (пористости, размера гранул) и составляет 1300-1325 °С. Рост температуры сопровождается уменьшением концентрации водорода и СО, увеличением СО₂. Степень сгорания метана при избытке O₂ $\alpha = 1,15$ во всех опытах (табл. 2, 3) составляет практически 100 %. В таблицах 2, 3 приведены также индивидуальные данные экспериментов по изменению массовых расходов токсикантов на входе в реактор и на выходе, с определением степеней их обезвреживания. Результаты, приведенные в табл. 2, 3 свидетельствуют о том, что степень деструкции органики в исследуемых условиях достигает 96-99 %.

Таблица 2 – Состав продуктов реакции (засыпка Al_2O_3)

	$Q, \text{ м}^3/\text{час}$	$G, \text{ кг/м}^2\text{с}$	$T_{\text{max}}, \text{ }^\circ\text{C}$	% объемные						Массовый расход токсикантов, г/с										$\eta, \%$								
				CO_2	N_2	O_2	CO	H_2	CH_4	Вход					Выход					органика	SO_x	NH_3	HCl					
										органика	NO_2	SO_x	NH_3	HCl	органика	NO_2	CO	SO_x	NH_3					HCl				
3.08	2.0	1.0	1230	9.0	84.7	2.0	3.5	0.8	—	$4.5 \cdot 10^{-4}$	$3.0 \cdot 10^{-4}$	$1.2 \cdot 10^{-4}$	$3 \cdot 10^{-4}$	$3.8 \cdot 10^{-4}$	$0.041 \cdot 10^{-4}$	$12 \cdot 10^{-4}$	$49 \cdot 10^{-4}$	$0.4 \cdot 10^{-4}$	$1.0 \cdot 10^{-4}$	0	99	62.5	66.2	100	96.2	58.3	72.2	100
0.88	0.55	0.42	1320	11.0	85.35	1.8	1.25	0.6	—	$4.5 \cdot 10^{-4}$	$3.0 \cdot 10^{-4}$	$1.2 \cdot 10^{-4}$	$3 \cdot 10^{-4}$	$3.8 \cdot 10^{-4}$	$0.041 \cdot 10^{-4}$	$12 \cdot 10^{-4}$	$49 \cdot 10^{-4}$	$0.4 \cdot 10^{-4}$	$1.0 \cdot 10^{-4}$	0	99	62.5	66.2	100	96.2	58.3	72.2	100

Таблица 3 – Состав продуктов реакции (засыпка шамот)

	$Q, \text{ м}^3/\text{час}$	$G, \text{ кг/м}^2\text{с}$	$T_{\text{max}}, \text{ }^\circ\text{C}$	% объемные						Массовый расход токсикантов, г/с										$\eta, \%$								
				CO_2	N_2	O_2	CO	H_2	CH_4	Вход					Выход					органика	SO_x	NH_3	HCl					
										органика	NO_2	SO_x	NH_3	HCl	органика	NO_2	CO	SO_x	NH_3					HCl				
3.0	2.6	1.2	1177	11.0	83.6	2.5	2.8	2.3	0.2	$4.5 \cdot 10^{-4}$	$3.9 \cdot 10^{-4}$	$1.4 \cdot 10^{-4}$	$3.1 \cdot 10^{-4}$	$4.16 \cdot 10^{-4}$	$0.04 \cdot 10^{-4}$	$15 \cdot 10^{-4}$	$60 \cdot 10^{-4}$	$0.5 \cdot 10^{-4}$	$1.0 \cdot 10^{-4}$	0	99	68.75	67.7	100	95.7	66.6	67.0	100
0.96	0.61	0.4	1327	11.0	84.8	2.0	1.0	0.7	—	$4.5 \cdot 10^{-4}$	$3.9 \cdot 10^{-4}$	$1.4 \cdot 10^{-4}$	$3.1 \cdot 10^{-4}$	$4.16 \cdot 10^{-4}$	$0.04 \cdot 10^{-4}$	$15 \cdot 10^{-4}$	$60 \cdot 10^{-4}$	$0.5 \cdot 10^{-4}$	$1.0 \cdot 10^{-4}$	0	99	68.75	67.7	100	95.7	66.6	67.0	100

практически на 65 % уменьшается концентрация SO_x , NH_3 . Необычным фактом является то, что в отходящих газах из реактора не обнаружено HCl , появляется концентрация NO_2 . Средняя концентрация CO в отходящих газах из реактора характерна для процесса полного сжигания метана при избытке кислорода 1,15-1,2 [19]. Отсутствие HCl возможно связано с диссоциацией HCl и взаимодействием CO по реакции (1), появление NO_2 возможно есть результат взаимодействия атомарного кислорода, который может появиться при деструкции некоторых органических соединений на поверхности гетерогенной засыпки с азотом. Некоторое увеличение CO по отношению к данным проведенным в [19], по видимому, есть результат иного механизма деструкции органики (например, $\text{C}_6\text{H}_6(\text{COOC}_4\text{H}_9)_2$; $\text{COONC}_6\text{H}_4\text{COOC}_2\text{H}_5$) на гетерогенной засыпке.

Вполне вероятно, что именно гетерогенные процессы, протекающие с участием гранул засыпки, изменяют не только механизмы разложения (окисления) выше указанных реакций, но и механизм горения метана, о чем свидетельствует данные таблицы 3 (первая строка). Очевидно, что при избытке кислорода 1,15 и достаточно высокой температуре 1177 °C в отходящих газах обнаружен несгоревший метан (0,2 %).

Для выяснения роли гетерогенных процессов на поверхности засыпки необходимо провести дополнительные опыты с различными засыпками, дисперсность которых изменяется в широких пределах.

Моделирование исследуемых процессов. Для того, чтобы проводить численное исследование процессов в фильтрационных волнах горения метано-воздушной среды (использовали модель со следующими допущениями).

Считали, что процесс деструкции токсикантов до требуемых значений степени деструкции полностью определяется максимальной температурой и временем пребывания в зоне температур, которое равно 1,5-2 с согласно рис. 1, 2 эти показатели полностью зависят от условий фильтрационного горения метана. Считали, что волна фильтрационного горения метана полностью сформировалась и распространяется с постоянной скоростью.

Химическая модель CHEMKIN окисления гомогенной метано-воздушной смеси включают 946 кинетических уравнений [16], которые все учесть трудно, поэтому считали основными уравнениями (2-4).

Исходная система уравнений, описывающая процесс распространения волны фильтрационного горения может быть описана системой обыкновенных дифференциальных уравнений [16].

$$G \frac{dE}{dx} = \alpha_T (\theta - T)$$

$$\frac{G}{\varepsilon} \frac{dY_k}{dx} = \omega_k W_k, \quad k = 1 \dots K \quad (5)$$

$$\lambda_s (\theta) \frac{d\theta}{dx} = G(E - E_0) - \zeta(\theta - T_0)$$

где G – массовый расход, кг/(м²с); α_T – объемный коэффициент межфазного теплообмена, Вт/(м³К); θ – температура твердой фазы, К; T – температура газа, К; ε – порозность засыпки; Y_k – содержание k -го компонента, мас. д; ω_k – скорость образования k -го компонента, моль/(м³с); W_k – молярная масса k -го компонента, кг/моль; λ_c – коэффициент эффективной теплопроводности материала засыпки, Вт/(мК); $\zeta = C_s \rho_s (1 - \varepsilon) u$; C_s – удельная теплоемкость материала засыпки, Дж/(кг·К); ρ_s плотность материала засыпки, кг/м³; u – скорость распространения волны горения, м/с; $E = \sum_{k=1}^k h_k(T) Y_k$ – удельная энтальпия

газовой смеси, Дж/кг; E_0 – удельная энтальпия исходной газовой смеси при $T_0 = 676$ К, Дж/кг; x – продольная координата, м.

В качестве начальных условий при $x = 0$ для температуры твердой фазы брали $\theta = 650$ К, для Y_k – начальный состав смеси. Начальное условие для энтальпии $E = Z(\theta - T_0) + E_0$ оценивается в предположении, что на участке $x < 0$ профили температур описываются решением Михельсона [20]. Здесь

$$Z = \frac{\left(\zeta - \frac{\alpha_T \lambda_s}{GC_g} \right) + \sqrt{\left(\zeta - \frac{\alpha_T \lambda_s}{GC_g} \right)^2 + 4\alpha_T \lambda_s}}{2G}, \quad (6)$$

где C_g – средняя удельная теплоемкость газовой смеси в интервале от T_0 до $T_{x=0}$, Дж/(кг·К).

Скорость распространения волны (собственное значение задачи) находим методом пристрелки. Условием на бесконечности являлось равенство температур газа и твердой фазы при термодинамическом равновесии компонентов газовой смеси, то есть $T = \theta$.

На рис. 4 приведены профили температуры газовой и твердой фаз в волнах горения для различных массовых расходов газовой смеси, рассчитанные по уравнениям модели.

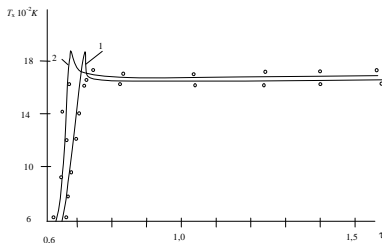


Рис. 4. Изменение во времени профилей температур твердой и газовой фазы в волнах горения: 1 – 0,48 кг/(м²с); 2 – 1,0 кг/(м²с); $\alpha = 1,15$; $\alpha = 5 \cdot 10^4$ Вт/(м³К).

Характерной особенностью профилей температур, представленных на рис. 4, является падение температуры после достижения максимума. Это явление связано с эндотермическими реакциями. Вблизи максимума падение температуры довольно резкое, а далее с уменьшением температуры эндотермические реакции замедляются. Увеличение расхода в начале вызывает рост температур T_{\max} , но уже при $G = 1$ кг/(м²с) максимальная температура выходит на насыщение и больше не растет. Полученные результаты соответствуют экспериментальным данным, приведенных на рис. 2, 3 и табл. 2, 3.

Экспериментальные результаты и результаты расчета по модели, полученные в данной работе, показывают, что в волнах фильтрационного горения метано-воздушной среды при $\alpha = 1,15-1,2$ температура волны достигает своего максимального значения при $G = 0,6-0,9$ кг/(м²с). Экспериментально найденное максимальное значение температуры твердой фазы составляет 1300 °С. При такой температуре деструкция органических токсикантов происходит полностью чисто термическим путем. Исследование особенностей гетерогенных процессов протекающих на твердой фазе засыпки и их влияние на состав продуктов представляется весьма интересным и актуальным.

Список литературы: 1. Батура П.И. Каталитические реакторы для дожигания отходящих газов // Кокс и химия. – 1991, № 5. – С. 32-34. 2. Торочкина Г.Н., Калинин Л.И. Техничко-экономические показатели промышленной очистки газовых выбросов от органических веществ // Промышленная и санитарная очистка газов: Обзор. информ. / ЦИНТИхимнефтемаш. 1983. – С. 4-18. 3. Злыгостев А.С. Очистка выбросов от газо- и паробразных примесей // Первоист-ник. <http://ecologylib.ru> "Ecologylib.ru: Экология", 20 с. 4. Звіт про виконання роботи "Аналіз варіантів моделей хіміко-технологічних процесів і розробка моделей хімічного процесу термічного знешкодження газоповітряної суміші, що утворюється у виробництві вінілових шпалер" (дог. ТОВ ЕНКІ №873/2 від 10.03.2006 р.)

/ Харків, 2006, 30 с. **5.** *Беляков Б.П., Исаков И.Г., Шейко А.В.* Термические методы обезвреживания промышленных газообразных выбросов // Промышленная и санитарная очистка газов: Обзор. информ. Серия ХМ-14 / ХИНТИхимнефтемаш, 1983. 21 с. **6.** *Сталинский Д.В., Касимов А.М.* Перспективы инновационных технологий утилизации и уничтожения опасных отходов горнодобывающего, металлургического и энергетического комплекса Украины // Экология промышленности. 2011, № 4, С. 93-100. **7.** *Kennedy L.A., Fridman A.A., Saveliev A.V.* Superadiabatic combustion in porous media: wave propagation, in stabilities, new type of chemical reactor // J.Fluid Mechanic Research. 1995. – Vol. 2. – P. 1. **8.** *Dmitrenko Yu.M., Gavrilyuk V.V., Minkina V.G. et all.* Study of methane-to-hydrogen conversion under filtration combustion // The IV Int. School-seminar "Non equilibrium processes and their Application". Minsk: НМТИ Publ., 1998. – P. 170. **9.** *Hoffman J.G., Echigo R., Yoshida H., Tada S.* Experimental study on combustion in a porous media with a reciprocating flow system // Combustion and Flame. 1997, Vol. 111. – P. 32. **10.** *Лавевский Ю.М., Бабкин М.С.* Фильтрационное горение газов // Распространение тепловых волн в гетерогенных средах / под ред. *Ю.Ш.Матроса*. – Новосибирск: Наука, 1988. – С. 108. **11.** *Фатеев Г.А., Кирсанов В.М., Торопкина Г.Н., Петрова Л.П.* Глубокое окисление низкоконцентрированных газовых смесей в режиме реакционных автоволн // Физико-химические процессы в неравновесных системах. Минск: ИТМО АН БССР. 1986. – С. 106. **12.** *Зинченко М.Г., Фотченко В.М., Михайлов Ф.К.* и др. Испытание аппарата беспламенного сжигания оксида углерода в отбросных газах содового производства // В кн.: Интенсификация технологических процессов и аппаратов содового и смежных производств: Труды НИОХИМ. – Харьков, 1985, Т. 60. – С. 70-77. **13.** *Зинченко М.Г., Фотченко В.М.* и др. Исследование процесса беспламенного каталитического дожигания окиси углерода в отходящих газах содового производства // Промышленная и санитарная очистка газов. – 1982. – № 3. – С. 21. **14.** *Основы практической теории горения / В.В. Померанцев, К.М. Арефьев, Д.В. Ахметов* и др. – Л.: Энергия, 1973. – 262 с. **15.** *Weimer A.W., Clough O.E.* Modeling a low pressure stem-oxygen fluidized-bed coal gasifying reactor // Chem. Eng. Sci. – 1981. – Vol. 36, № 3 – P. 549-567. **16.** *Гаврилюк В.В., Дмитренко Ю.Д., Жданюк С.А.* и др. Исследование процесса конверсии метана в водород в условиях сверхadiaбатического фильтрационного горения // Теоретич. основы химической технологии. – 2001. Т. 35, №6. – С. 627-635. **17.** *Методика газохроматографического определения концентрации индивидуальных полициклических ароматических углеводородов в выбросах предприятий черной металлургии / Л.: Гидрометеоиздат. – 1987. – С. 206.* **18.** *Перегина Е.А.* Химический анализ воздуха промышленных предприятий. – М.: Химия, 1973. – 300 с. **19.** *Исламов М.Ш.* Проектирование и эксплуатация промышленных печей. – Л.: Химия, 1986. – 278 с. **20.** *Hanamura K., Echigo R., Zhdanok S.A.* Superadiabatic combustion in porous medium // Int. J. Heat Mass Transter. 1993. – Vol. 36, № 13. – P. 3201.

*Поступила в редколлегию 24.02.2012
Рецензент д.т.н., проф. Болюх В.Ф*