

УДК 261.039.7:533

## Моделирование плазменной переработки органических отходов с учетом кинетики их термохимических превращений\*

В.Е. Мессерле<sup>1,2</sup>, А.Б. Устименко<sup>3,4</sup>

<sup>1</sup>Институт проблем горения, Алматы, Казахстан

<sup>2</sup>Институт теплофизики им. С.С. Кутателадзе СО РАН, Новосибирск

<sup>3</sup>ТОО «НТО Плазмотехника», Алматы, Казахстан

<sup>4</sup>Научно-исследовательский институт экспериментальной и теоретической физики, Алматы, Казахстан

E-mail: ust@physics.kz

Выполнены кинетические расчеты плазменной переработки органических отходов в воздушной и паровой средах. Показано, что за время пребывания отходов в плазменном реакторе 0,7 и 1,2 с на выходе из реактора образуется высококалорийный топливный газ с теплотой сгорания около 3540 и 5070 ккал/кг соответственно. При этом из 1 кг отходов образуется 1,16 кг горючего газа при воздушной и 0,87 кг чистого синтез-газа при паровой газификациях отходов. Энергетическая эффективность процесса газификаций отходов, определяемая отношением теплоты сгорания получаемого горючего газа к исходной теплоте сгорания отходов, в воздушной плазме составляет 91 %, а в паровой плазме — 98 %. Сопоставление результатов кинетических и термодинамических расчетов показало хорошее согласование.

**Ключевые слова:** органические отходы, плазменная переработка, топливный газ, кинетическое моделирование, расчет.

Источниками образования отходов, содержащих в своем составе органические вещества, являются как жизнедеятельность населения, так и производственная и административно-хозяйственная деятельность предприятий. Примерами таких отходов являются твердые коммунальные отходы, загрязненные органическими веществами грунты, прошедшие в негодность и запрещенные пестициды, стойкие органические загрязнители, в том числе полихлорированные бифенилы, нефтешламы, отходы хлорорганических производств химической промышленности, отходы производства минеральных удобрений и химических средств защиты растений, отходы производства органического синтеза (кислот, альдегидов, кетонов, спиртов), некондиционное ракетное топливо, осадки сточных вод и многие другие [1, 2].

\* Работа выполнена при финансовой поддержке Минобрнауки Российской Федерации по Соглашению о субсидии N14.607.21.0118 (уникальный идентификатор проекта RFMEF160715X0118).

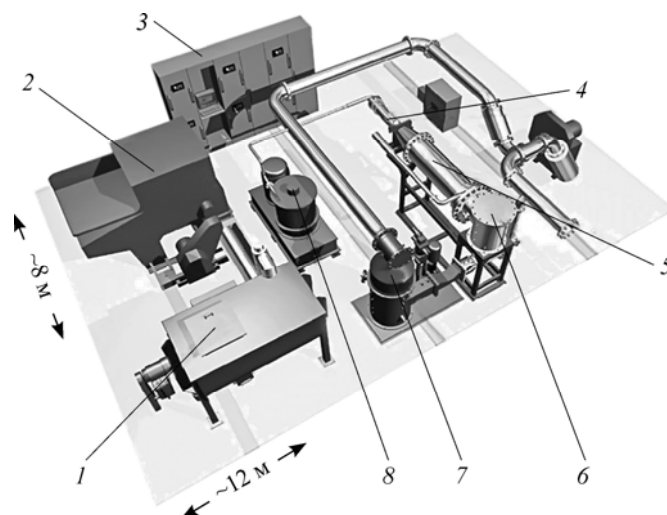


Рис. 1. Схема плазменной газификации органических пылевидных отходов [7, 8].

1 — бункер для отходов, 2 — измельчитель отходов, 3 — источник электропитания плазменной установки, 4 — плазмотрон, 5 — газификатор, 6 — камера закалки продуктов газификации, 7 — система очистки синтез-газа со скруббером Вентури и циклонной камерой, 8 — мельница для размола отходов.

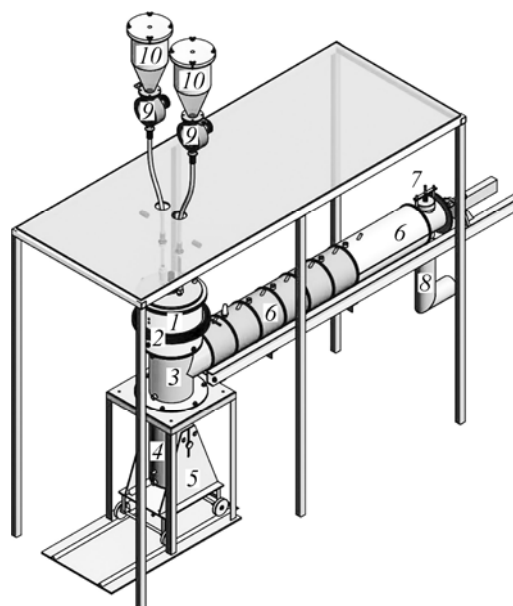
Традиционные процессы утилизации отходов исчерпали свои экологические и технологические возможности. Плазменная переработка твердых органических отходов является новым экологически чистым процессом переработки отходов, в том числе опасных и вредных, в ликвидный продукт — топливный газ. В развитых странах в последние годы вводятся в эксплуатацию заводы с плазменной переработкой отходов [3]. Данная технология переработки отходов находится на стадии активного развития для крупнотоннажной переработки отходов [4–6].

Согласно нормативным материалам, отходы по агрегатному состоянию и физической форме подразделяются на газообразные, жидкие и твердые, включая дисперсные системы [1]. Плазменные технологии особенно эффективны при переработке дисперсных отходов [7, 8]. Схема плазменной газификации пылевидных отходов, разработанная канадской компанией PyroGenesis, представлена на рис. 1. Производительность пилотной плазменной установки варьируется от 25 до 100 кг/ч в зависимости от состава отходов. Отходы из бункера 1 поступают в измельчитель 2, затем в мельницу 8. Пылевидные отходы транспортируются воздухом в газификатор 5 с плазмотроном 4, где осуществляется их газификация. После закалки водяным паром 6 полученный синтез-газ очищается в системе газоочистки 7 и поступает в систему утилизации для выработки электроэнергии с КПД 35–40%. Синтез-газ после системы газоочистки имел следующий состав, об. %: CO — 27,6, H<sub>2</sub> — 13,2, CO<sub>2</sub> — 4,8, его теплота сгорания составила 5,2 МДж/кг.

Свою эффективность плазменные технологии применения твердых топлив продемонстрировали в энергетике и металлургии при использовании плазменно-топливных систем для воспламенения и газификации угольной пыли [9, 10]. На рис. 2 представлена экспериментальная установка для плазменной газификации угля, включающая цилиндрический плазменный реактор 1, камеру разделения синтез-газа и шлака 3, шлакоосборник 4, камеры охлаждения и отбора проб синтез-газа на анализ 6 и системы подачи топлива 9, 10; электрическая мощность реактора варьируется от 30 до 100 кВт. Установка разработана для осуществления газификации угля в различных средах — в воздухе, водяном паре, углекислом газе, кислороде и их смеси. В результате экспериментов получены высокие показатели процесса: степень газификации угля (до 95%), выход синтез-газа (до 95,7% при паровой и до 55,8% при воздушной газификации).

Рис. 2. Установка для плазменной газификации угля [10].

- 1 — плазменный газификатор,  
 2 — электромагнитная катушка, 3 — камера  
 разделения газа и шлака, 4 — шлакоборник,  
 5 — подъемник шлакоборника,  
 6 — секции отбора и охлаждения газа,  
 7 — предохранительный клапан, 8 — камера  
 вывода синтез-газа, 9 — пылепитатель,  
 10 — бункер угольной пыли.



При выборе оптимальных технологических и конструктивных характеристик плазменных установок для переработки пылевидных отходов необходимо математическое моделирование рассматриваемых процессов с использованием термодинамических и кинетических методов расчета основных технологических показателей, к которым относятся состав продуктов переработки отходов, оптимальные температуры и скорости реагентов, степень конверсии отходов, удельные энергозатраты на процесс, геометрические параметры плазменного реактора. Выполненное термодинамическое исследование плазменной переработки отходов по программе TERRA показало, что максимальный выход синтез-газа при плазменной газификации углеродсодержащих отходов в воздушной и паровой средах достигается при температуре 1600 К [11]. Из органической массы отходов может быть получен высококалорийный синтез-газ, а из минеральной массы — нейтральный шлак, состоящий в основном из карбида железа, моносиликата кальция, кремнезема и железа. Было выполнено сравнение результатов термодинамических расчетов с экспериментальными данными по плазменной переработке отходов, показавшее их хорошее согласование.

Термодинамическое моделирование, однако, не дает полной картины процессов термического и динамического взаимодействия двухфазного реагирующего потока с электрической дугой и дальнейшей термохимической переработки полученных продуктов, поскольку не оперирует таким важным критерием как время протекания процесса, что не позволяет определить конфигурацию и размеры реактора для плазменной газификации отходов. В этой связи в настоящей работе выполнено кинетическое моделирование газификации пылевидных органических отходов в плазменном реакторе проточного типа по программе Plasma-Waste [12]. Теплофизические и термохимические константы (теплоемкость, теплопроводность, вязкость, тепловые эффекты реакций термохимических превращений углеродсодержащих отходов) реагирующей смеси (отходы + окислитель), а также массовое отношение отходов к окислителю для выполнения кинетических расчетов были определены по программе TERRA [12].

### Математическая модель плазменной переработки органических отходов

Кинетическое моделирование процесса плазменной переработки отходов в потоке окислителя в цилиндрических каналах с внутренним плазменным источником, в отличие от термодинамического, позволяет рассматривать процесс их плазменной газификации во времени. Учет конечного времени протекания химических реакций позволяет помимо температур, скоростей и концентраций продуктов плазменной газификации определить необходимые геометрические размеры плазменного реактора применительно к его конкретной производительности. Для расчетов плазменной газификации органических

отходов различного вида для реактора любой производительности была разработана математическая модель и реализующая ее компьютерная программа Plasma-Waste.

Математическая модель плазменной газификации частиц отходов описывает двух-фазный, состоящий из частиц отходов и газа-окислителя, химически реагирующий поток, распространяющийся в реакторе с внутренним тепловым источником — электрической дугой. Частицы отходов и газ попадают в реактор при равных температурах. Происходит тепломассообмен между частицами, газом и электрической дугой. Кроме этого, учитывается обмен теплом и импульсом между потоком и стенкой реактора. Также рассматриваются некоторые химические превращения органических отходов, среди которых образование первичных летучих продуктов, реакции выделяемых летучих продуктов в газовой фазе и реакции газификации коксового остатка.

Математическая модель процесса газификации пылевидных твердых топлив, включая органические отходы, представлена системой нелинейных обыкновенных дифференциальных уравнений и подробно описана в работе [12]. Она реализована посредством

Таблица 1

Кинетическая схема плазменной газификации органических отходов

№	Реакция	$\lg A^*$	$n$	$E$	№	Реакция	$\lg A^*$	$n$	$E$
1	$[H_2]_s = H_2$	18,2	0	88,8	26	$H + H_2O = H_2 + OH$	11,0	0	20,3
2	$[H_2O]_s = H_2O$	13,9	0	51,4	27	$H_2 + O = H + OH$	7,3	1,0	8,9
3	$[CO]_s = CO$	12,3	0	44,4	28	$H_2O + M = H + OH + M$	13,3	0	105,0
4	$[CO_2]_s = CO_2$	11,3	0	32,6	29	$H_2O + O = OH + OH$	10,5	0	18,3
5	$[CH_4]_s = CH_4$	14,2	0	51,6	30	$CO + OH = CO_2 + H$	4,1	1,3	-0,8
6	$[C_6H_6]_s = C_6H_6$	11,9	0	37,4	31	$CO + O_2 = CO_2 + O$	11,5	0	37,6
7	$C + H_2O = CO + H_2$	3,3	0	29,0	32	$CO_2 + H = CO + OH$	6,2	1,3	21,6
8	$C + CO_2 = CO + CO$	5,3	0	43,0	33	$CO + O + M = CO_2 + M$	12,8	0	4,1
9	$C + O_2 = CO_2$	5,7	0	38,0	34	$C_2H_2 + M = C_2H + H + M$	11,0	0	114,0
10	$CH_4 + H = CH_3 + H_2$	11,1	0	11,9	35	$C_2H_2 = C + C + H_2$	6,0	0	30,0
11	$CH_4 + OH =$ $= CH_3 + H_2O$	0,5	3,1	2,0	36	$C_2H_2 + O_2 = HCO + HCO$	9,6	0	28,0
12	$CH_4 + M =$ $= CH_3 + H + M$	14,2	0	88,4	37	$C_2H_2 + H = C_2H + H_2$	11,3	0	19,0
13	$CH_4 + O = CH_3 + OH$	10,2	0	9,2	38	$C_2H_2 + OH = CH_3 + CO$	9,1	0	0,5
14	$CH_3 + H_2O =$ $= CH_4 + OH$	9,8	0	24,8	39	$C_2H_2 + O = CH_2 + CO$	10,8	0	4,0
15	$CH_3 + H_2 = CH_4 + H$	9,7	0	11,4	40	$CH_2 + H_2O = CH_2O + H_2$	11,0	0	3,7
16	$CH_3 + M =$ $= CH_2 + H + M$	13,3	0	91,6	41	$CH_2 + O_2 = HCO + OH$	11,0	0	3,7
17	$CH_3 + O_2 = CH_3O + O$	10,7	0	29,0	42	$C_2H + O_2 = HCO + CO$	10,0	0	7,0
18	$CH_3 + OH =$ $= CH_2O + H_2$	9,6	0	0	43	$C_2H + H_2O = CH_3 + CO$	9,1	0	0,5
19	$CH_3 + O = CH_2O + H$	11,1	0	2,0	44	$C_6H_6 = C_2H_2 + C_2H_2 + C_2H_2$	12,0	0	85,0
20	$CH_3O + M =$ $= CH_2O + H + M$	10,7	0	21,0	45	$OH + OH = H_2O + O$	9,5	0	1,1
21	$CH_2O + M =$ $= HCO + H + M$	13,5	0	81,0	46	$H + OH + M = H_2O + M$	10,6	0	0,0
22	$HCO + M =$ $= H + CO + M$	11,2	0	19,0	47	$H + H + M = H_2 + M$	9,6	0	0,0
23	$O_2 + M = O + O + M$	12,7	0	115,0	48	$CH_2 + OH = HCO + H_2O$	10,5	0	1,5
24	$H_2 + M = H + H + M$	11,3	0	96,0	49	$H + OH = H_2 + O$	9,8	0	7,0
25	$H + O_2 = O + OH$	11,3	0	16,8	50	$H_2 + OH = H_2O + H$	11,4	0	10,0

\* Размерность предэкспонента  $A_j$ :  $c^{-1}$  — для реакций первого порядка,  $литр \cdot моль^{-1} \cdot c^{-1}$  — для реакций второго порядка.

компьютерной программы Plasma-Waste. Модель отличается подробным описанием кинетики химических реакций, общая схема которых наряду с реакциями выделения первичных продуктов учитывает реакции их дальнейших превращений, отображенных в табл. 1, где  $n$  — температурный фактор (показатель степени при температуре в уравнении Аррениуса),  $E$  — энергия активации реакции, ккал·моль<sup>-1</sup>. Зависимость констант скорости химической реакции от температуры описывается уравнением Аррениуса:  $k_j = A_j \cdot \exp(E_j/(RT)) \cdot T^n$ .

Из табл. 1 видно, что выделение летучих веществ из органических отходов описывается реакциями 1–6. Гетерогенные реакции 7–9, являющиеся лимитирующими стадиями процесса газификации, описывают взаимодействие углерода с водяным паром, кислородом и диоксидом углерода. Дальнейшие превращения первичных продуктов газификации описываются радикальными реакциями 10–50.

При формировании начальных условий для решения системы уравнений математической модели необходимо задать величины начальных скоростей и температур для газа и частиц отходов, давления на входе в реактор, температуры стенок реактора, начальный состав органических отходов, отношение массовых расходов газа и твердой фазы и распределение тепловыделения от плазменного источника по длине реактора.

### Результаты расчетов плазменной переработки органических отходов по программе Plasma-Waste

Характерный состав органических отходов представлен по данным работ [4, 13]: бумага и картон — 36 %, пищевые отходы — 21 %, резина, кожа и другие горючие вещества — 16 %, пластмассы — 13 %, древесина — 5 %, текстиль — 2 %, железо и его оксиды — 3 %, стекло — 2 % и известняк — 2 %. Модельный химический состав отходов приведен в табл. 2.

Исходные данные (табл. 3) выбрали на основе термодинамических расчетов и технических характеристик разрабатываемых плазмотрона и реактора для плазменной газификации углеродсодержащих отходов. КПД плазменного реактора принят равным 76 % [14]. Мощность плазменного реактора определялась на основе удельных энергозатрат на процессы воздушной и паровой газификации отходов, рассчитанных по программе TERRA, и составила 1,92 кВт ч/кг для воздушной газификации и 2,44 кВт ч/кг — для паровой. Состав отходов для кинетических расчетов их плазменной газификации по программе Plasma-Waste определен согласно рекомендациям [12] и представлен в табл. 3. Кинетические расчеты плазменной газификации отходов выполнены при давлении 0,1 МПа. Средний размер частиц пылевидных ТКО принимался равным 100 мкм.

На рис. 3 приведена зависимость температуры газа и частиц от длины реактора при плазменно-воздушной газификации отходов (табл. 3, вариант 1).

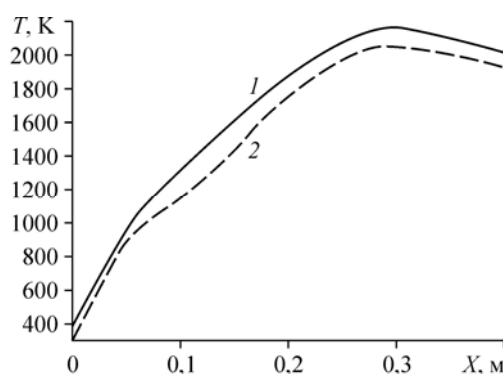


Рис. 3. Изменение температуры газа (1) и частиц (2) газифицируемых отходов по длине плазменного реактора (вариант 1).

Таблица 2

Химический состав органических отходов, масс. %

C	H	O	N	S	Cl	H <sub>2</sub> O	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	SiO <sub>2</sub>	CaCO <sub>3</sub>
34,15	5,85	6,29	8,16	0,94	5,3	32,31	3,0	2,0	2,0

Таблица 3

Исходные данные для кинетического расчета плазменной газификации отходов

Параметр		Вариант 1	Вариант 2				
Мощность плазменного реактора, кВт		35,4	35,4				
Начальная температура органических отходов, К		300	300				
Расход органических отходов через плазменный реактор, кг/ч		10	10				
Расход плазмообразующего воздуха, кг/ч		4	–				
Расход плазмообразующего пара, кг/ч		–	1				
Длина плазменного реактора, м		0,4	0,4				
Диаметр плазменного реактора, м		0,15	0,15				
Задаваемый в программе Plasma-Waste состав отходов, масс. %							
Зола	С	H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	CO	CO <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>
20,46	23,74	5,29	21,35	23,49	3,57	1,33	0,77

Видно, что температура газа превышает температуру частиц по всей длине плазменного реактора электрической мощностью 35,4 кВт. При этом максимальная разность температур, как, собственно, и максимум температур, наблюдается на расстоянии 0,3 м, что совпадает с окончанием зоны тепловыделения от плазменного источника. Температура газа в этой точке достигает 2194 К, а частиц — 2077 К. При увеличении длины реактора ( $X > 0,3$  м) температуры газа и частиц начинают снижаться по мере приближения к тепловому равновесию.

На рис. 4 показано изменение скорости газа и частиц по длине плазменного реактора (табл. 3, вариант 1). Скорости газа и частиц практически совпадают по всей длине реактора при незначительном превышении скорости газа над скоростью частиц. После окончания зоны тепловыделения ( $X = 0,3$  м) скорости выравниваются, а затем скорость частиц даже превышает скорость газа, что связано со снижением температуры и инерцией частиц. Максимальные скорости газа и частиц, составляющие 2,2 м/с, достигаются на расстоянии 0,3 м.

На рис. 5 показаны изменения концентраций компонентов продуктов воздушной газификации отходов вдоль плазменного реактора (табл. 3, вариант 1). Видно, что газовая фаза продуктов газификации представлена в основном синтез-газом, разбавленным окислителями (H<sub>2</sub>O и CO<sub>2</sub>) и азотом (N<sub>2</sub>). На выходе из реактора (0,4 м) концентрация горючих газов (CO+H<sub>2</sub>+CH<sub>4</sub>+CH<sub>2</sub>+C<sub>2</sub>H) достигает 86 %. Причем концентрации монооксида

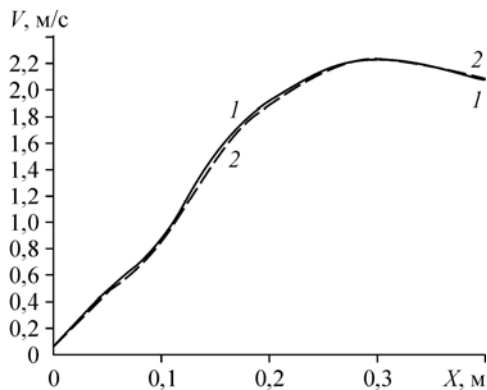


Рис. 4. Изменение скорости газа (1) и частиц (2) газифицируемых отходов по длине плазменного реактора (вариант 1, табл. 3).

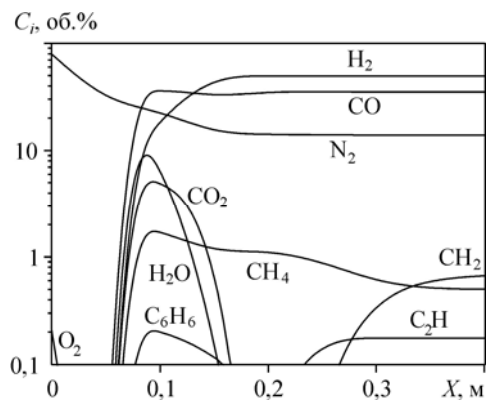


Рис. 5. Изменение концентрации компонентов газообразных продуктов газификации отходов по длине плазменного реактора (вариант 1, табл. 3).

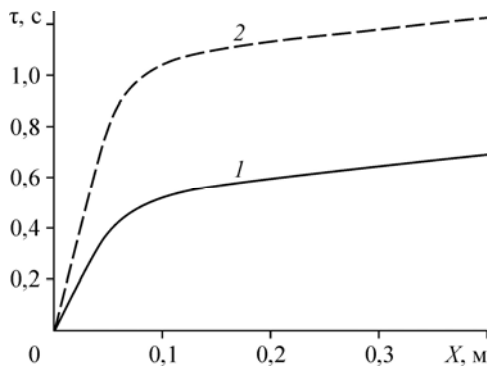


Рис. 6. Изменение времени пребывания частиц газифицируемых отходов по длине плазменного реактора при воздушной (1) и паровой (2) газификации.

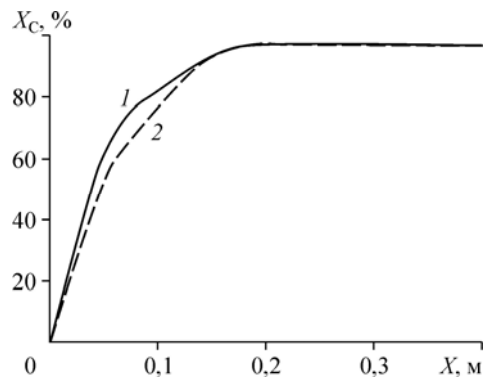


Рис. 7. Изменение степени газификации отходов по длине плазменного реактора при воздушной (1) и паровой (2) газификации.

углерода и водорода достигают 35,1 и 49,5 % соответственно. Концентрации метана ( $\text{CH}_4$ ), метилена ( $\text{CH}_2$ ) и этинильного радикала ( $\text{C}_2\text{H}$ ) значительно ниже и составляют 0,5, 0,7 и 0,2 % соответственно. Концентрация азота на выходе из реактора составляет 14 %. Водяной пар ( $\text{H}_2\text{O}$ ) и диоксид углерода ( $\text{CO}_2$ ) к выходу из реактора полностью расходуются на реакции газификации углерода, хотя на начальном участке реактора (0,5–0,1 м) их концентрации достигали максимума — 10,7 и 5,6 % соответственно. На этом же участке реактора максимальная концентрация бензола ( $\text{C}_6\text{H}_6$ ) составляет всего 0,2 %.

В результате плазменно-воздушной газификации углеродсодержащих отходов с расходом 10 кг/ч на выходе из реактора образуется 11,7 кг/ч горючего газа с теплотой сгорания 3540 ккал/кг.

На рис. 6 показано изменение времени пребывания частиц отходов по длине плазменного реактора. Время пребывания твердых частиц в реакторе при плазменно-воздушной газификации составляет 0,69 с, а при плазменно-паровой — 1,22 с.

Важной характеристикой процесса газификации отходов является степень газификации ( $X_C$ ), которую можно рассчитать по формуле  $X_C = (C_{\text{in}} - C_{\text{end}})/C_{\text{in}} \cdot 100$ , где  $C_{\text{in}}$  и  $C_{\text{end}}$  — начальная и конечная концентрации горючих компонентов отходов.

На рис. 7 приведено изменение степени газификации отходов по длине плазменного реактора для двух вариантов расчета. Степень газификации отходов нарастает по длине реактора, достигая на его выходе 97,7 и 97,4 % для плазменно-воздушной и плазменно-паровой газификации соответственно.

На рис. 8 приведена зависимость температуры газа и частиц от длины реактора при плазменно-паровой газификации отходов (табл. 3, вариант 2). Видно, что температура газа превышает температуру частиц по всей длине плазменного реактора электрической мощностью 35,4 кВт. При этом максимальная разность

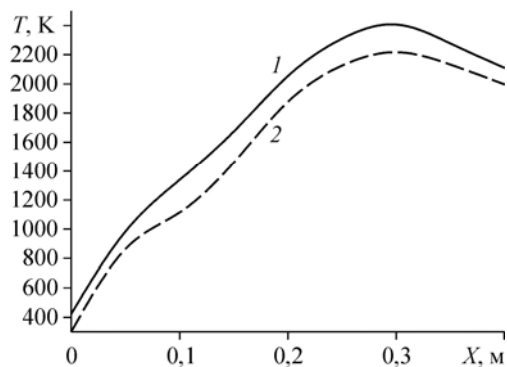


Рис. 8. Изменение температуры газа 1 и частиц 2 газифицируемых отходов по длине плазменного реактора (вариант 2, табл. 3).

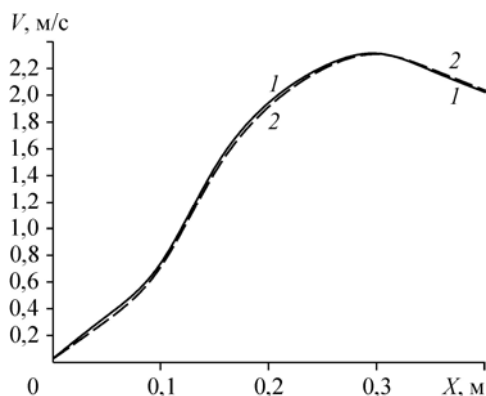


Рис. 9. Изменение скорости газа (1) и частиц (2) газифицируемых отходов по длине плазменного реактора (вариант 2, табл. 3).

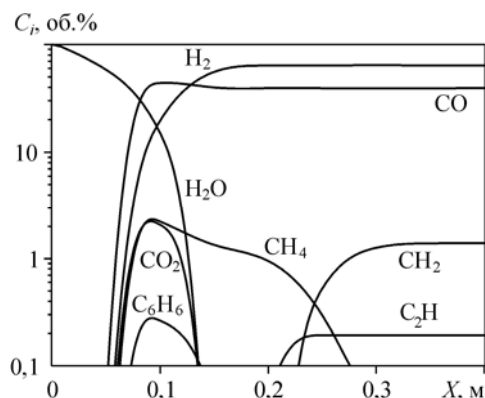


Рис. 10. Изменение концентрации компонентов газообразных продуктов газификации отходов по длине плазменного реактора (вариант 2, табл. 3).

температур, как и их максимум, наблюдается на расстоянии 0,3 м, что совпадает с окончанием зоны тепловыделения от плазменного источника. Температура газа в этой точке достигает 2460 К, а частиц — 2256 К. При увеличении длины реактора ( $X > 0,3$  м) температуры газа и частиц начинают снижаться, стремясь к тепловому равновесию.

На рис. 9 показано изменение скорости газа и частиц по длине плазменного реактора (табл. 3, вариант 2). Скорости газа и частиц практически совпадают по всей длине реактора при незначительном превышении скорости газа над скоростью частиц. После окончания зоны тепловыделения ( $X = 0,3$  м) скорости выравниваются, а затем скорость частиц превышает скорость газа, что связано со снижением температуры и инерцией частиц. Максимальные скорости газа и частиц, составляющие 2,4 м/с, достигаются на расстоянии 0,3 м.

На рис. 10 показаны изменения концентраций компонентов продуктов паровой газификации отходов вдоль плазменного реактора электрической мощностью 70,8 кВт (табл. 3, вариант 2). Из рисунка видно, что газовая фаза продуктов газификации представлена в основном синтез-газом ( $\text{CO} + \text{H}_2$ ), концентрация которого на выходе из реактора (0,4 м) достигает 98,5 %. Причем концентрации монооксида углерода и водорода достигают 37,4 и 61,1 % соответственно. Также на выходе из реактора наблюдаются метилен ( $\text{CH}_2$ ) и этинильный радикал ( $\text{C}_2\text{H}$ ) с концентрациями 1,3 и 0,2 % соответственно. Концентрация водяного пара ( $\text{H}_2\text{O}$ ) резко снижается по длине плазменного реактора за счет реакции газификации углерода ( $\text{C} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO} + \text{H}_2$ ), хотя в начале реактора его концентрация составляла 100 %. Концентрации метана ( $\text{CH}_4$ ), диоксида углерода ( $\text{CO}_2$ ) и бензола ( $\text{C}_6\text{H}_6$ ) достигают максимума на длине реактора 0,1 м, не превышая в сумме 5 %. В дальнейшем они участвуют в образовании синтез-газа и радикалов  $\text{CH}_2$  и  $\text{C}_2\text{H}$ . В результате плазменно-паровой газификации отходов с расходом 10 кг/ч на выходе из реактора образуется 8,8 кг/ч горючего газа с теплотой сгорания 5055 ккал/кг.

Кинетические расчеты плазменно-паровой газификации показали, что за сравнительно малое время пребывания частиц отходов в плазменном реакторе (0,7–1,2 с) на выходе из реактора образуется высококалорийный синтез-газ с теплотой сгорания около 5070 ккал/кг. Из 1 кг отходов образуется 0,87 кг чистого синтез-газа.



### Сравнение результатов кинетического и термодинамического расчетов процесса плазменной газификации отходов

Сравнение плазменно-воздушной и плазменно-паровой газификации отходов показывает, что удельный выход горючего газа из 1 кг отходов при воздушной газификации на 26 % выше, чем при паровой. Несмотря на это, при плазменно-паровой газификации энергетическая ценность получаемого горючего газа на 30 % выше. При этом приведенные к 1 кг горючего газа удельные энергозатраты на плазменно-воздушную и плазменно-паровую газификацию углеродсодержащих отходов составляют 3 и 4 кВт ч/кг соответственно. Отметим, что при плазменно-воздушной газификации из 1 кг отходов с теплотой сгорания 4500 ккал получается 1,16 кг горючего газа с теплотой сгорания 4095 ккал. При плазменно-паровой газификации из 1 кг органических отходов с теплотой сгорания 4500 ккал получается 0,87 кг горючего газа с теплотой сгорания 4407 ккал. Таким образом, энергетическая эффективность процесса газификации отходов, определяемая отношением теплоты сгорания получаемого горючего газа к исходной теплоте сгорания отходов, в воздушной плазме составляет 91 %, а в паровой плазме — 98 %.

В табл. 4 сопоставлены результаты расчетов по программам TERRA [11] и Plasma-Waste плазменной газификации отходов для их расхода 10 кг/ч (см. табл. 3). Показатели процесса газификации сравнивались при средней температуре продуктов газификации на выходе плазменного реактора. Из табл. 4 видно, что расхождение по концентрациям основных компонентов горючего газа для плазменно-воздушной газификации отходов не превышает 10 % для CO и N<sub>2</sub> и 2 % для H<sub>2</sub>. Для степени газификации отходов оно составляет 2,3 %. Расхождение по концентрациям компонентов синтез-газа для плазменно-паровой газификации отходов не превышает 11 % для CO и 2 % для H<sub>2</sub>. Для степени газификации отходов оно составляет 2,6 %. Азот, содержащийся в отходах, в кинетических расчетах не учитывался, а был добавлен в качестве нейтрального компонента к минеральной части, и поэтому при паровой газификации на выходе из реактора N<sub>2</sub> отсутствует. В обоих случаях пары воды на выходе из реактора при кинетических расчетах отсутствуют.

Хорошее совпадение результатов термодинамических и кинетических расчетов свидетельствует об адекватности использованных для численного анализа плазменной газификации отходов моделей и правомерности применения компьютерных программ TERRA и Plasma-Waste для определения геометрических параметров плазменного реактора и рабочих режимов процесса плазменной газификации углеродсодержащих отходов.

### Заключение

С помощью программы Plasma-Waste выполнены кинетические расчеты плазменной газификации органических отходов в воздушной и паровой средах для производительности плазменного реактора 10 кг/ч. Проведенные расчеты плазменно-воздушной

Таблица 4

Сравнение результатов термодинамического и кинетического расчетов

Показатели процесса	Процесс и метод расчета	Плазменно-воздушная газификация отходов		Плазменно-паровая газификация отходов	
		TERRA	Plasma-Waste	TERRA	Plasma-Waste
T <sub>exit</sub> , К		1975	1975	2050	2050
CO, %		31,6	35,1	33,5	37,4
H <sub>2</sub> , %		50,6	49,5	60,4	61,1
N <sub>2</sub> , %		15,3	14,0	3,4	0
H <sub>2</sub> O, %		0,4	0	0,4	0
X <sub>C</sub> , %		100	97,7	100	97,4

и плазменно-паровой газификаций показали, что за сравнительно малое время пребывания частиц отходов в плазменном реакторе (0,7 и 1,22 с) на выходе из реактора образуется высококалорийный синтез-газ с теплотой сгорания около 3540 и 5070 ккал/кг соответственно. При этом из 1 кг отходов образуется 1,16 кг горючего газа при воздушной и 0,87 кг чистого синтез-газа при паровой газификации отходов.

Сравнение плазменно-воздушной и плазменно-паровой газификации отходов показывает, что удельный выход горючего газа из 1 кг отходов при воздушной газификации на 26 % выше, чем при паровой, но энергетическая ценность получаемого горючего газа при плазменно-паровой газификации на 30 % выше. Приведенные к 1 кг горючего газа удельные энергозатраты на плазменно-воздушную и плазменно-паровую газификацию отходов составляют 3 и 4 кВт ч/кг соответственно. При плазменно-воздушной газификации из 1 кг отходов с теплотой сгорания 4500 ккал получается 1,16 кг горючего газа с теплотой сгорания 4095 ккал, при плазменно-паровой из 1 кг отходов с теплотой сгорания 4500 ккал получается 0,87 кг горючего газа с теплотой сгорания 4407 ккал.

Энергетическая эффективность процесса газификации отходов, определяемая отношением теплоты сгорания получаемого горючего газа к исходной теплоте сгорания отходов, в воздушной плазме составляет 91 %, а в паровой плазме — 98 %.

Сравнение результатов термодинамических и кинетических расчетов подтвердило адекватность использованных для численного анализа плазменной газификации органических отходов моделей и правомерность применения компьютерных программ TERRA и Plasma-Waste для определения геометрических параметров плазменного реактора и рабочих режимов процесса плазменной газификации отходов.

### Список литературы

1. **Бернадинер М.Н., Бернадинер И.М.** Высокотемпературная переработка и обезвреживание жидких, пастообразных и твердых промышленных и медицинских отходов // Экология и промышленность России. 2011. С. 19–21.
2. **Обезвреживание** отходов термическим способом (сжигание отходов) / Информационно-технический справочник по наилучшим доступным технологиям (ИТС 9–2015). Москва: Бюро НДТ, 2015. 249 с.
3. **Davidson G.** Waste management practices: literature review. Dalhousie University, Office of Sustainability, 2011. 59 p.
4. **Петров С.В.** Плазменная газификация отходов // Мир техники и технологии. 2009. № 7. С. 54–55.
5. **Моссэ А.Л., Савчин В.В.** Плазменные технологии и устройства для переработки отходов. Минск: Белорусская наука, 2015. 411 с.
6. **Аньшаков А.С., Фалеев В.А., Даниленко А.А., Урбах Э.К., Урбах А.Э.** Исследование плазменной газификации углеродсодержащих техногенных отходов // Теплофизика и аэромеханика. 2007. Т. 14, № 4. С. 639–650.
7. **Rao L., Carabin P., Holcroft G.** Plasma waste gasification: decentralized approach to production of energy from waste // Proc. of the 2nd Int. Conf. on Hazardous and Industrial Waste Management, Chania, Crete, Greece, 5–8 October, 2010. URL: <http://www.pyrogenesis.com/publications/l-rao-p-carabin-and-g-holcroft-plasma-waste-gasification-decentralized-approach-to-production-of-energy-from-waste-2nd-international-conference-on-hazardous-and-industrial-waste-management-ch/>
8. **Tavares J.R., Rao L., Derboghossian C., Carabin P., Kaldas A., Chevalier Ph., Holcroft G.** Large-scale plasma waste gasification // IEEE Transactions on Plasma Sci. 2011. Vol. 39, No. 11. P. 2908–2909.
9. **Messerle V.E., Karpenko E.I., Ustimenko A.B., Lavrichshev O.A.** Plasma preparation of coal to combustion in power boilers // Fuel Processing Technology. 2013. Vol. 107. P. 93–98.
10. **Messerle V.E., Ustimenko A.B., Lavrichshev O.A.** Comparative study of coal plasma gasification: Simulation and experiment // Fuel. 2016. Vol. 164. P. 172–179.
11. **Мессерле В.Е., Моссэ А.Л., Устименко А.Б.** Плазменная газификация углеродсодержащих отходов: термодинамический анализ и эксперимент // Теплофизика и аэромеханика. 2016. Т. 23, № 4. С. 637–644.
12. **Gorokhovski M., Karpenko E.I., Lockwood F.C., Messerle V.E., Trusov B.G., Ustimenko A.B.** Plasma technologies for solid fuels: experiment and theory // J. of the Energy Institute. 2005. Vol. 78, No. 4. P. 157–171.
13. **Byun Y., Cho M., Hwang S.-M., Chung J.** Thermal plasma gasification of municipal solid waste (MSW) // Gasification for Practical Applications / ed. Dr. Yongseung Yun. 2012. P. 183–210.
14. **Galvita V., Messerle V.E., Ustimenko A.B.** Hydrogen production by coal plasma gasification for fuel cell technology // Int. J. of Hydrogen Energy. 2007. Vol. 32, No. 16. P. 3899–3906.

*Статья поступила в редакцию 22 июня 2016 г.,  
после доработки — 22 августа 2016 г.*