

# ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНАЯ ГАЗИФИКАЦИЯ УГЛЕРОДСОДЕРЖАЩЕГО СЫРЬЯ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ЭНЕРГИИ ЭЛЕКТРИЧЕСКОЙ ДУГИ И ТЕПЛОТВОРНОСТИ ГАЗОВОГО ТОПЛИВА

А. В. Пинаев<sup>1</sup>, В. А. Фалеев<sup>2</sup>, А. Э. Урбах<sup>2</sup>

<sup>1</sup>Институт гидродинамики им. М. А. Лаврентьева СО РАН, 630090 Новосибирск, avpin@ngs.ru

<sup>2</sup>Институт теплофизики им. С. С. Кутателадзе СО РАН, 630090 Новосибирск, urbakh@itp.nsc.ru

Выполнены исследования по утилизации углеродсодержащих отходов на плазменной электропечи. Установлено влияние мощности плазмогенераторов на производительность газификатора при различной влажности отходов, получены зависимости удельных энергозатрат от влажности отходов и расхода воздуха. Результаты экспериментов удовлетворительно согласуются с расчетами. В электродуговой печи с дополнительным теплонагревателем проведена газификация древесных опилок. Проанализирован состав получаемого синтез-газа и определена производительность нагревателя. Показано, что за счет сжигания в теплонагревателе части получаемого газа можно уменьшить энергозатраты на 20 ÷ 25 % по сравнению с чисто плазменной газификацией.

Ключевые слова: дуговой разряд, плазменный газификатор, электропечь, углеродсодержащие отходы, синтез-газ, теплонагреватель.

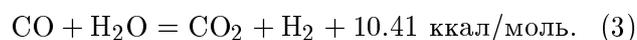
## 1. ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНАЯ ПЛАЗМЕННАЯ ГАЗИФИКАЦИЯ

Из-за сравнительно низкой температуры ( $T = 600 \div 900$  °С) промышленные огневые методы утилизации техногенных отходов (кипящий слой, сжигание на мусоросжигательных заводах) не отвечают требованиям природоохранного законодательства; кроме того, в них отсутствует функциональное разделение процессов на стадии. Этим недостатком лишена плазменная технология утилизации отходов [1–4]. После выхода на рабочий режим температура в плазменном потоке газификатора  $T_{пл} \approx 5000$  °С, среднемассовая температура в реакторе  $T \geq 1200$  °С. При плазменной газификации опасные сложные органические соединения переводятся в более простые и безопасные. В восстановительной среде водорода и оксида углерода не образуются диоксины и оксиды азота.

Плазменная газификация позволяет вводить тепло в зону газификации с использованием в качестве плазмообразующих газов воздуха, кислорода, водорода, паров воды, синтез-газа, любого инертного газа. Для каждого рода газа требуется своя конструкция плазмот-

рона или плазменно-дуговой электропечи. Если цель газификации — получение синтез-газа, пригодного для конверсии углеводородов, например метанола, то использование воздуха и инертных газов в качестве плазмообразующих газов технологически нецелесообразно. При сжигании синтез-газа в двигателях внутреннего сгорания, энергетических котлах ТЭС и т. д. можно использовать в качестве рабочего газа небольшое количество воздуха или азота. Если требуется уничтожить токсичные отходы, то в качестве плазмообразующего газа выбирается газ, исключающий возможность образования новых опасных соединений, например водяной пар.

Анализ литературных данных и состава техногенных углеродсодержащих материалов показывает, что для получения качественного синтез-газа подходит большинство отходов. Газификацию углерода при равновесном процессе можно описать уравнениями:



Для нахождения четырех неизвестных величин (количества  $H_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $H_2O$ ) привлекается еще уравнение равновесия фаз при заданной

Работа выполнена при поддержке Российского фонда фундаментальных исследований (проект № 06-08-00761а).

Таблица 1

Материал	C, %	H, %	O, %	N, %	Зола, %	Влага, %	Q, МДж/кг
ТБО [6]	17.4	2.24	13.85	0.66	31.09	34.76	6
Древесные опилки	40.5	4.8	33.8	0.1	0.8	20	14.5
Лузга риса	35.3	3	27	0.2	20.5	14	13
БИО	9.85	0.95	3	0.7	21	64.5	11.5

Примечание. Для БИО  $Q$  — на 1 кг сухого вещества.

Таблица 2

Вид отходов ( $G$ , кг/кг)	Состав синтез-газа, % (по объему)				Удельные энергозатраты (расчет), кВт·ч/кг
	CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	
ТБО ( $G = 0$ )	5.3	37.9	56.3	0.5	0.69
ТБО ( $G = 0.18$ )	7.25	32.2	47.97	12.58	0.49
ТБО ( $G = 0.36$ )	7.3	29.5	39.6	23.6	0.4
ТБО ( $G = 0.9$ )	10	19.7	22.7	47.6	0.1
Лузга риса ( $G = 0$ )	2.6	45.8	51.3	0.3	0.57
Опилки ( $G = 0$ )	5.15	40	54.5	0.35	0.74
БИО ( $G = 0$ )	14.93	20.8	63.18	1.09	1.2

Примечание. Расчеты выполнены по методике [5] (см. уравнения (1)–(5)).  $G$  — массовый расход плазмообразующего воздуха, поступающего на 1 кг отходов,  $T = 1200$  °C.

температуре (давление предполагается постоянным и равным атмосферному):

$$K = [\text{CO}][\text{H}_2\text{O}]/([\text{H}_2][\text{CO}_2]), \quad (4)$$

где  $[\text{CO}]$ ,  $[\text{H}_2\text{O}]$ ,  $[\text{H}_2]$ ,  $[\text{CO}_2]$  — молярное содержание CO, H<sub>2</sub>O, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> в синтез-газе. При этом предполагается, что в равновесном состоянии весь углерод вступил в реакцию с кислородом и водой и весь исходный кислород вступил в реакцию с углеродом либо с водородом.

Количество тепла, необходимого для нагревания компонентов сырья до рабочей температуры, вычисляется по формуле

$$\Delta E = \sum_i c_i m_i \Delta T + \Delta E_{\text{vap}}, \quad (5)$$

где  $c_i$  — средняя удельная теплоемкость  $i$ -го компонента сырья в интервале рабочих температур,  $m_i$  — масса  $i$ -го компонента,  $\Delta T$  — интервал рабочих температур,  $\Delta E_{\text{vap}}$  — теплота парообразования воды.

Использование методики расчета [5] для уравнений (1)–(5) и справочных данных [5, 6] ( $K = 1.656, 2.065, 2.506, 2.965$  при среднемассовой температуре соответственно  $T = 1000,$

1100, 1200, 1300 °C) позволяет определить состав синтез-газа при условии термодинамического равновесия в плазменном газификаторе, его калорийность и удельные энергозатраты на газификацию органической части сырья.

В табл. 1 приведены составы используемых в настоящей работе твердых бытовых отходов (ТБО), древесных опилок, рисовой лузги и биоорганических иловых осадков (БИО). Здесь для первых трех видов отходов  $Q$  — теплотворная способность отходов на полную рабочую массу (включая влагу), для БИО теплотворная способность приведена на 1 кг сухого вещества, поскольку содержание влаги в БИО велико.

Результаты расчетов состава синтез-газа для указанных в табл. 1 видов углеродсодержащего сырья при  $T = 1200$  °C приведены в табл. 2. Видно, что при увеличении массового расхода плазмообразующего воздуха  $G$  уменьшается доля горючих компонентов (CO, H<sub>2</sub>) в синтез-газе и увеличивается количество N<sub>2</sub> и CO<sub>2</sub>, но удельные затраты энергии на переработку 1 кг отходов при этом значительно уменьшаются, сохраняется восстановитель-

ная среда в реакторе. При дальнейшем увеличении расхода воздуха газификация переходит в процесс горения. При  $G = 0$  органическая часть всех исследуемых отходов переходит в синтез-газ, имеющий более 90 % (по объему) горючих компонентов. Этот газ пригоден для использования в энергетике и химических производствах. Влажность отходов увеличивается при переходе от лузги риса к опилкам и затем к БИО. Видно, что энергозатраты выше для отходов с большей исходной влажностью (см. табл. 2). Очевидно, что управлять удельными энергозатратами можно не только увеличением количества плазмообразующего воздуха, но и подсушиванием.

На рис. 1 изображена схема установки, на которой была проведена газификация бытовых отходов в воздушно-плазменной среде. Отходы 1 поступают через узел загрузки в футерованную печь шахтного типа 2, где под действием тепловой энергии плазмотронов 6 газифицируются, и вырабатываемый синтез-газ поступает в аппарат очистки и закалки газа 10 (центробежно-барботажный аппарат — ЦБА). Очищенный синтез-газ из бака отстойника 11 подается в камеру сжигания 15 с помощью газодувки 14. Одновременно в камеру сжигания подается необходимое количество воздуха 16 для сжигания синтез-газа. Отбор синтез-газа для определения его химического состава осуществляется перед камерой сжигания. Образовавшийся при плазменной газификации шлак удаляется из шлакосборника 9. Шлам периодически

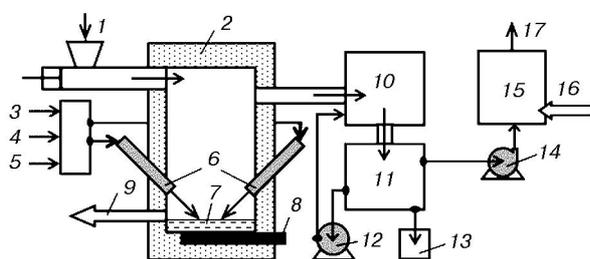


Рис. 1. Схема газификатора:

1 — бытовые отходы, 2 — печь шахтного типа, 3–5 — система питания плазмотронов (электроэнергия, плазмообразующий газ и вода), 6 — плазмотроны, 7 — ванна расплава, 8 — подовый электрод, 9 — шлакосборник, 10 — центробежно-барботажный аппарат, 11 — бак-отстойник воды, 12 — водяной насос, 13 — шламоприемник, 14 — газодувка, 15 — камера сжигания синтез-газа, 16 — подача воздуха, 17 — продукты сгорания синтез-газа

удалется из шламоприемника 13. Водяной насос 12 подает воду из бака-отстойника в аппарат очистки и закалки. В баке-отстойнике предусмотрен специальный теплообменник для охлаждения воды, поступающей из ЦБА. Система питания обеспечивает подачу электрической энергии 3, плазмообразующего газа 4 и воды 5 на плазмотроны. Продукты сгорания синтез-газа 17 после камеры сжигания частично отбираются для химического анализа и выбрасываются в атмосферу. При работе газодувки в объеме печи поддерживается давление на  $10 \div 15$  мм вод. ст. ниже атмосферного.

Внутренние размеры рабочего пространства печи  $2.3 \times 0.8 \times 0.4$  м, ее производительность переработки — до 300 кг/ч бытовых отходов. Плазмотроны (электродуговой плазмогенератор однокамерной схемы и двухструйный [3]) с регулируемой мощностью  $25 \div 150$  кВт расположены на противоположных сторонах печи, а плазменные струи направлены под углом к поверхности ванны расплава 7. С целью установки плазмотрона с вынесенной дугой в печи изготовлен подовый электрод 8.

По высоте шахтной печи заподлицо с футеровкой установлены четыре термопары для измерения температуры. Концентрации  $H_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $NO_2$ ,  $SO_2$  по газовому тракту измерялись газоанализаторами ПЭМ-1 и ПЭМ-2. Полученный в опытах состав синтез-газа для различного типа отходов приведен в табл. 3. При обработке ТБО и древесных отходов в шахтной печи (см. рис. 1) использовали два способа: 1) шахта полностью загружалась отходами, затем включались плазмотроны; 2) шахта разогревалась до среднемассовой температуры  $1200^\circ C$ , затем порциями через шлюзовое загрузочное устройство подавались отходы.

В первом способе, когда печь была сравнительно холодной, после включения плазмотронов проходила интенсивная газификация, наблюдалось мощное пламя в блоке сжигания синтез-газа, но в баке-отстойнике ЦБА имелись отложения смолистых веществ. Это означает, что одновременно с высокотемпературной газификацией в зоне действия плазменных струй протекает и низкотемпературная газификация в верхних слоях шахты с выделением подсмоленных жидких фракций.

При обработке вторым способом в ЦБА и баке-отстойнике уже не наблюдалось смолистых отложений, но мощность пламени в блоке сжигания синтез-газа периодически изменя-

Таблица 3

Отходы	Состав синтез-газа, % (по объему)							Всего горючих
	CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	
ТБО	10	30	51	7	1	1	—	82
Опилки	7.25	24.8	61.54	5.1	1.1	0.16	0.05	86.55
Опилки подсушенные	2.3	28.19	51.78	12.87	3.35	1.46	0.05	81.48

Примечание. Эксперимент, способ 2,  $G = 0.072$  кг/кг.

лась. Прибор, регистрирующий концентрацию водорода в сухом очищенном газе, показывал колебание концентрации (по объему) от 40 до 60 % в зависимости от поступления новой порции отходов в реактор. При подаче углеродсодержащих материалов через шлюз в объем печи поступало некоторое количество воздуха.

На рис. 2 приведены результаты расчета с использованием уравнений (1)–(5) (сплошная линия) количества электроэнергии  $P$ , необходимой для переработки 1 кг отходов, в зависимости от их влажности  $r$  при расходе воздуха 0.1 г/с на 1 кг/ч отходов. Точками нанесены результаты экспериментов. Видно, что чем больше воды в отходах, тем больше энергозатраты и тем менее экономичен процесс газификации. Отличие результатов расчета и эксперимента обусловлено тем, что при расчете не учитывались потери тепла в подину и стенки печи. Кроме того, с увеличением влажности возрастает теплообмен на водоохлаждаемых элементах печи, меняется морфологический состав отходов в различных экспериментах.

Аналогично рассчитаны зависимости удельных энергозатрат от расхода воздуха при влажности отходов 28.2 (1), 34.7 (2), 48.4 % (3) (рис. 3). Видно, что энергозатраты

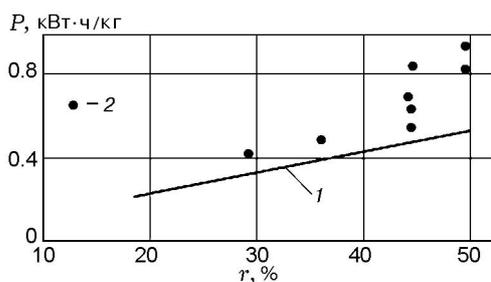


Рис. 2. Зависимость удельных энергозатрат на переработку 1 кг отходов от их влажности: 1 — расчет при расходе воздуха 0.1 г/с на 1 кг/ч отходов, 2 — эксперимент

с увеличением расхода воздуха уменьшаются. На рис. 3 кружком обозначен эксперимент, в котором подавался только необходимый для работы плазмотрона воздух (плазмообразующий газ). Квадратом обозначен эксперимент с дополнительной подачей расхода воздуха (при этом использовали один плазмотрон мощностью 27.5 кВт, производительность печи (переработано отходов) — 60 кг/ч, расход плазмообразующего воздуха — 0.035 г/с на 1 кг/ч отходов, а с дополнительным расходом воздуха, равным 0.1 г/с, — 0.135 г/с на 1 кг/ч отходов).

Величина удельных энергозатрат составила 0.45 кВт·ч/кг, а с учетом реального КПД установки (76 %) — 0.34 кВт·ч/кг, что примерно в два раза меньше, чем при переработке отходов без подачи дополнительного воздуха (0.69 кВт·ч/кг). При этом в камере сжигания синтез-газа наблюдалось устойчивое горение факела, что свидетельствует о высоком содержании H<sub>2</sub> и CO в составе синтез-газа. При расходе около 0.3 г/с на 1 кг отходов, перерабатываемых за 1 ч в реакторе, будет проходить

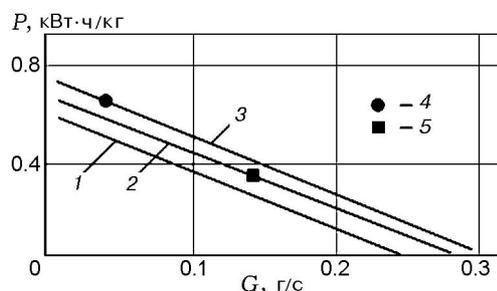


Рис. 3. Зависимость удельных энергозатрат на переработку 1 кг отходов от расхода воздуха:

расчет: 1 — при влажности отходов 28.2 %, 2 — 34.7 %, 3 — 48.4 %; эксперименты: 4 — без дополнительной подачи воздуха, 5 — с дополнительной подачей воздуха

их огневая переработка (см. рис. 3). Плазмотрон в этом случае нужен только как источник тепла для стабилизации процесса горения отходов.

Если при плазменной переработке бытовых отходов получаемый синтез-газ является побочным продуктом, то для удаления влаги из сырья и проведения начальной стадии газификации углеродсодержащих отходов целесообразно применять теплонагреватель, использующий энергию горения продуктов газификации. Ниже показана возможность применения теплонагревателя в электродуговой печи для уменьшения расхода электроэнергии на чисто плазменную газификацию.

## 2. ГАЗИФИКАЦИЯ ОТХОДОВ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ТЕПЛОНАГРЕВАТЕЛЯ

Остановимся на конструкции плазменно-дуговой электропечи с дополнительным источником тепловой энергии [7]. Внешние размеры корпуса 3 печи (рис. 4) —  $0.49 \times 0.73 \times 0.61$  м, толщина стенок 6 мм. Тепловая изоляция выполнена шамотным кирпичом 4. Внутренние

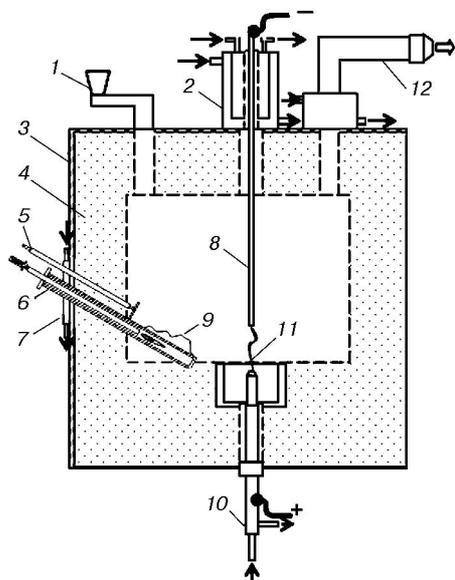


Рис. 4. Схема электроплазменного газификатора с теплонагревателем:

1 — загрузочное устройство, 2 — верхний электродный узел, 3 — металлический корпус печи, 4 — внутренняя теплоизоляция печи, 5 — механический толкатель, 6 — теплонагреватель, 7 — фланец теплонагревателя, 8 — подвижный электрод, 9 — углеродсодержащее сырье, 10 — нижний контактный ввод, 11 — плазменная дуга, 12 — блок очистки и закалки синтез-газа

размеры рабочего пространства печи —  $0.24 \times 0.48 \times 0.35$  м. Плоский герметичный теплонагреватель 6 изготовлен из нержавеющей стали с наружными размерами  $370 \times 150 \times 30$  мм и толщиной стенок 2.5 мм. Теплонагреватель предназначен для сушки, нагрева и газификации углеродсодержащего сырья. Теплонагреватель расположен наклонно в нижней части печи и крепится к ней снаружи фланцем 7, над теплонагревателем находится толкатель 5. Углеродсодержащее сырье подается в печь с помощью загрузочного устройства 1 со шлюзовой камерой. Сырье 9 поступает сверху печи через шлюз на поверхность теплонагревателя.

Источник плазмы состоит из верхнего электродного узла 2, нижнего контактного ввода 10 и подвижного электрода 8. Плазменная дуга 11 разогревает сырье и внутреннее пространство печи. Продукты газификации выходят через блок очистки и закалки синтез-газа 12. Холодильник, электроды и внешний корпус теплонагревателя охлаждаются проточной водой (обозначено стрелками).

Внутри теплонагревателя в коаксиальном реакторе происходило сгорание пропановоздушной стехиометрической смеси. Расход пропана и воздуха контролировали двумя ротаметрами, баллон с пропаном взвешивали на электронных весах с погрешностью 10 г. Температуру верхней поверхности теплонагревателя и газа внутри рабочего объема печи определяли с помощью хромель-алюмелевых термопар. Испытания проведены при отдельной и совместной работе электрической дуги и нагревателя. Мощность  $N_d$  дугового разряда составляла  $4 \div 5$  кВт, мощность теплонагревателя  $N_T$  — 2 и 4 кВт при расходе пропана соответственно 2.5 и 5 л/мин.

Низкотемпературную газификацию углеродсодержащего сырья осуществляли на рабочей поверхности теплонагревателя при  $500^\circ\text{C}$  без использования электрической дуги. Время выхода холодной печи с теплонагревателем мощностью  $N_T = 2$  кВт на такой режим составляло 40 мин. Дополнительное включение электрической дуги ( $N_d = 4.5$  кВт) уменьшает время разогрева печи до  $500^\circ\text{C}$  на 25 %. Отбор газа на анализы проводили во время газификации в стеклянные герметичные колбы. Анализ проб газа выполнен на хроматографе «Хромос» на колонке, заполненной активированным углем. Результаты состава синтез-газа для этих опытов приведены в табл. 4.

Таблица 4

Способ нагрева опилок	Состав синтез-газа, % (по объему)					
	CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub> + O <sub>2</sub>	Всего горючих
Теплонагреватель	33	50.35	0.75	7.5	8.4	84.1
Теплонагреватель и электрическая дуга	26.34	60.7	0.32	6.84	5.8	87.36

Примечание. Эксперимент,  $G = 0$ .

Рабочий режим в печи с электрической дугой и работающим теплонагревателем, когда среднемассовая температура  $T \approx 1230$  °С, достигается при мощностях  $N_d = 8$  кВт и  $N_T = 2 \div 3$  кВт. При использовании теплонагревателя удалось добиться снижения на  $20 \div 25$  % затрат электрической энергии, расходуемой на чисто плазменную газификацию ( $0.5 \div 0.75$  кВт·ч/кг сырья в зависимости от его влажности и условий газификации). При мощности теплонагревателя около 4 кВт температура его поверхности  $\approx 630$  °С достигается за 25 мин.

Использование теплонагревателя позволило осуществлять сушку, нагрев и низкотемпературную газификацию углеродсодержащего сырья. При температуре поверхности нагревателя  $\approx 630$  и  $\approx 480$  °С скорость переработки опилок нагревателем (без электрической дуги) составляла соответственно 3 и 2 мм/мин, или 50 и 35 кг/(м<sup>2</sup>·ч). При газификации углеродсодержащего сырья в режиме  $T \approx 480$  °С получен синтез-газ с содержанием горючих  $84 \div 87$  % (по объему). При  $N_T = 4$  кВт и  $T \approx 630$  °С получается синтез-газ калорийностью  $9 \div 11$  МДж/м<sup>3</sup>.

Фирмой «Канада Ресопшин ЛТД» в 1988 г. построена и исследована плазменная установка производительностью 200 кг/ч бытовых отходов, мощность плазмотрона составляла 150 кВт [1]. Экспериментально было установлено, что при работе установки соблюдается следующее приблизительное соотношение: 4 кДж (теплотворная способность исходных бытовых отходов) + 1 кДж (энергия, потребляемая плазмотроном) = 4 кДж (теплотворная способность синтез-газа) + 1 кДж (тепло, содержащееся в нагретых продуктах газификации, т. е. в синтез-газе и шлаке). Наши исследования по газификации органических материалов подтверждают это приблизительное равенство для бытовых отходов и дают возможность уменьшить потребляемую плазмотроном энер-

гию за счет частичного использования теплотворной способности синтез-газа.

Содержание горючих компонентов в синтез-газе всегда выше при совместной работе электрической дуги и теплонагревателя. Применение автономного теплонагревателя, использующего энергию горения продуктов газификации, оправданно в технологиях утилизации техногенных отходов, когда требуется получить качественный синтез-газ с минимальными затратами электрической энергии. Устойчивость работы теплонагревателя в этом случае достигается увеличением габаритов и производительности установки.

## ВЫВОДЫ

Применение электроплазменной техники для переработки техногенных отходов позволяет провести газификацию органической составляющей с получением высококалорийного синтез-газа и перевести неорганическую часть в жидкий шлак. При этом исключается образование любых вредных веществ, оказывающих негативное влияние на окружающую среду. Хорошая сходимости расчетных и экспериментальных данных по плазменной газификации углеродсодержащих отходов позволяет использовать полученные результаты для прогнозирования состава синтез-газа и удельных энергозатрат исследуемой технологии.

При использовании теплонагревателя удается добиться снижения на  $20 \div 25$  % затрат электрической энергии, расходуемой на чисто плазменную газификацию. Полученный в плазменных газификаторах синтез-газ содержит свыше 80 % (по объему) горючих компонентов и является высококачественным сырьем для нужд теплоэнергетики.

## ЛИТЕРАТУРА

1. Чередниченко В. С., Казанов А. М., Аньшаков А. С. и др. Современные методы пе-

- реработки твердых бытовых отходов. — Новосибирск: Изд-во ИТ СО РАН, 1995.
2. **Лукашов В. П., Ващенко С. П. и др.** Плазмотермическая переработка твердых отходов // Экология и промышленность России. — 2005. — № 11. — С. 4–9.
  3. **Чередниченко В. С., Аньшаков А. С., Кузьмин М. Г.** Плазменные электротехнологические установки. — Новосибирск: Изд-во НГТУ, 2008.
  4. **Рутберг Ф. Г., Братцев А. Н., Попов В. Е.** Плазмохимические методы переработки. Газификация и пиролиз отходов // Энциклопедия низкотемпературной плазмы. Тематический том XI-5: Прикладная химия плазмы. — М.: Янус-К, 2006. — С. 7–33.
  5. **Киреев В. А.** Методы практических расчетов в термодинамике химических реакций. — 2-е изд. — М.: Химия, 1975.
  6. **Твердые отходы.** Возникновение, сбор, обработка и удаление // под ред. Ч. Мантелла. — М.: Стройиздат, 1979.
  7. **Аньшаков А. С., Васильев А. А., Пинаев А. В., Фалеев В. А.** Газификация углеродсодержащего сырья в плазменно-дуговой электропечи с теплонагревателем и взрывоопасность смесей синтез-газа // Теплофизика и аэромеханика. — 2010. — Т. 17, № 4. — С. 633–641.

*Поступила в редакцию 2/III 2010 г.,  
в окончательном варианте — 22/VI 2010 г.*

---