

УДК 662.7

ВЛИЯНИЕ СОСТАВА УГОЛЬНО-БИОМАССНОГО ТОПЛИВА НА ЭФФЕКТИВНОСТЬ ЕГО ГАЗИФИКАЦИИ В ГАЗОГЕНЕРАТОРАХ ПОТОЧНОГО ТИПА¹

© 2019 г. И. Г. Донской*

ФГБУН Институт систем энергетики имени Л.А. Мелентьева СО РАН, 664033 Иркутск, Россия

* e-mail: donskoy.chem@mail.ru

Поступила в редакцию 25.10.2018 г.

После доработки 25.10.2018 г.

Принята к публикации 01.12.2018 г.

С помощью математического моделирования исследован процесс совместной газификации смесей угля и растительной биомассы в несущем потоке парокислородного дутья. Получены расчетные зависимости характеристик процесса от управляющих параметров: состава топлива, состава дутьевого агента и стехиометрического соотношения. Для линейной зависимости условий плавления золы от ее состава выделены области параметров, в которых процесс технологически осуществим. Оценено влияние температурных ограничений на эффективность процесса газификации.

Ключевые слова: *газификация, пылегазовый поток, уголь, биомасса, математическое моделирование*

DOI: 10.1134/S002311771902004X

Совместное сжигание биомассы и угля, в том числе на крупных станциях, получило распространение в энергетике за счет эффектов снижения вредных выбросов (в первую очередь, оксидов серы и азота). Согласно [1, 2], мировое потребление биомассы для получения энергии достигает 1 млрд т в нефтяном эквиваленте, и по разным прогнозам увеличится в 2–3 раза к 2040 г. Проводятся интенсивные работы по замещению угля биомассой, например в Нидерландах целевой показатель достигает 30%; в США совместное сжигание угля и биомассы организовано на 80 тепловых электростанциях.

Альтернатива сжиганию – это получение из биомассы промежуточных энергоносителей, таких, как биодизель, древесный уголь, генераторный газ. Газификация угля и нефтекокса с добавлением биомассы в пылегазовом потоке реализована на промышленных энергетических установках [3, 4]. Показана возможность проведения процесса при высокой доле биомассы (до 70%). Совместная газификация на крупных станциях позволяет снизить эмиссию CO₂ и утилизировать горючие отходы при небольшом снижении эффективности

[5, 6]. Существуют предпосылки для развития технологий совместной газификации в странах Юго-Восточной Азии, где большие объемы сельскохозяйственных отходов могут быть использованы для частичной замены импортного угля [7].

Из-за небольшого содержания углерода процесс газификации биомассы требует меньшего удельного расхода дутья (кислорода и пара), а также позволяет получать генераторный газ с большим содержанием водорода. Кроме того, биомасса обладает большей реакционной способностью, поэтому может инициировать зажигание угольных частиц. С другой стороны, теплотворная способность биомассы, как правило, меньше теплотворной способности угля, поэтому их совместная переработка сопровождается снижением температурного уровня. При этом могут возникать кинетические затруднения для завершения некоторых химических реакций, в том числе в газовой фазе, что может приводить к снижению качества газа [8].

Совместная конверсия угля и биомассы часто сопровождается неаддитивными эффектами: такие важные характеристики, как состав выделяющихся газов, содержание соединений серы и азота, скорость и полнота превращения, не могут быть интерполированы по результатам, полученным для отдельных компонентов. Данные термического анализа показывают, что при низких ско-

¹ Работа выполнена при финансовой поддержке Российского фонда фундаментальных исследований (проект № 18-29-24047) и программы фундаментальных исследований СО РАН (Проект III.17.1, рег. № АААА-А17-117030310448-0) с использованием оборудования центра коллективного пользования ИСЭМ СО РАН “Высокотемпературный контур”.

ростях нагрева наложения стадий пиролиза и газификации разных топлив, как правило, не происходит [9, 10]. Однако при совместном окислении неаддитивные эффекты проявляются довольно часто [11–13]. Причины таких эффектов могут быть связаны с взаимодействием продуктов пиролиза, каталитическими свойствами минеральной части [14], различной пористой структурой и сорбционной активностью топлив [15, 16]. Другим эффектом совместной газификации угля и биомассы является смещение температурных границ размягчения и плавления золы [17, 18], что особенно важно для процессов высокотемпературной газификации [19].

Теоретический анализ процессов совместной газификации угля и биомассы в научной литературе представлен намного слабее. Равновесные термодинамические модели часто применяются для анализа процесса в составе энергетических установок [20–22]. Из всей специфики совместной переработки при этом учитывается только изменение элементного состава смеси. При применении термодинамических моделей к реальным реакторам часто требуется их модификация (введение эмпирических коэффициентов и ограничений на достижимость конечного равновесного состояния [23, 24]). Поведение минеральной части оценивается либо эмпирически, либо с привлечением полуэмпирических термодинамических моделей, как например, в работе [25].

Существующие кинетические модели процессов в газогенераторе, как правило, не учитывают термохимического взаимодействия разных топлив: эффекты совместной газификации сводятся к изменению состава летучих и теплотворной способности. Тем не менее такие модели могут давать удовлетворительные результаты, например в работе [26] предложена аддитивная модель совместной газификации частиц угля и биомассы, которая дала хорошее совпадение с результатами экспериментов в реакторе кипящего слоя [27]. Одномерная стационарная модель совместной слоевой газификации угля и биомассы была предложена в [28].

В работе [29] с помощью CFD-модели (в трехмерной постановке) рассмотрены режимы совместной газификации угля и биомассы в реакторе типа *Shell* с долей биомассы до 20%. Наблюдалось снижение температурного уровня и повышение химического к.п.д. процесса газификации с ростом доли биомассы. В связи с большими вычислительными затратами для анализа был выбран очень ограниченный набор режимов.

В данной статье с помощью математического моделирования проведен анализ процесса совместной газификации углебиомассных смесей при различных составах топлива и дутья.

МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ И ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ

В работе использовалась пространственно одномерная модель процесса газификации угля в потоке, аналогичная моделям [30, 31]. При формулировке математической модели принимаются следующие допущения: скорость сушки лимитируется внешним массообменом с окружающим воздухом; скорость пиролиза пропорциональна содержанию летучих в частице и зависит от температуры по аррениусовскому закону; скорость газификации отдельных частиц описывается диффузионно-кинетической теорией горения углерода; теплопотери реактора можно пренебречь; не учитывается влияние рециркуляции газов; а также влияние шлаковой пленки.

Уравнение теплового баланса для угольной частицы записывается следующим образом:

$$c_p m_p \frac{dT}{d\tau} = \varepsilon \sigma S (T_w^4 - T_p^4) + \alpha_T S (T_g - T_p) - Q_w + Q_r.$$

Здесь c_p – удельная теплоемкость топлива, Дж/(кг · К); m_p – масса частицы, кг; T_p – температура частицы, К; ε – степень черноты частицы; σ – постоянная Стефана–Больцмана, Вт/(м² · К⁴); S – площадь поверхности частицы, м²; T_w – температура окружающей среды, К; α_T – коэффициент конвективного теплопереноса, Вт/(м² · К); Q_w – теплота испарения влаги, Вт; Q_r – теплота химических превращений, Вт.

Скорость сушки вычисляли по формуле

$$j_w = K_w S (C_{H_2O}^{eq} - C_{H_2O}),$$

где j_w – поток влаги, кг/с; K_w – константа скорости сушки, м/с; C – концентрация, кг/м³.

Коэффициент конвективного тепло- и массообмена для частицы в потоке рассчитывали по формуле Сокольского:

$$Nu = Sh = 2 + 0.16 Re_p^{2/3},$$

где Nu – число Нуссельта; Sh – число Шервуда; Re_p – число Рейнольдса для скорости движения частицы относительно несущего потока.

Скорость пиролиза описывается кинетическим уравнением первого порядка:

$$\frac{dm_v}{d\tau} = -k_v^0 \exp\left(-\frac{E_v}{RT}\right) m_v.$$

Здесь m_v – масса летучих в частице, кг; k_v^0 – предэкспоненциальный коэффициент, 1/с; E_v – энергия активации стадии пиролиза, Дж/моль; R – универсальная газовая постоянная, Дж/(моль · К). Летучие вещества в модели представляют собой механической смесью химических элементов, которые после выхода из частицы топлива распределяются по молекулярным формам по условиям химического равновесия.

Таблица 1. Состав и свойства топлив

Топливо		W^r	A^d	V^{daf}	C^{daf}	H^{daf}	N^{daf}	S^{daf}	Q^r , МДж/кг	Плотность органической массы, кг/м ³	Средний размер частиц, мкм	T_f , К
		%										
Уголь	состав 1	9.5	10.4	37.1	77.98	5.4	1.09	2.7	24.7	1200	100	1773
	состав 2	2	14.2	27	85.33	4.77	1.98	0.93	27.8	1200	50	1773
Биомасса	состав 1	4.6	0.63	82.2	49.06	6.34	0.12	0	14.6	900	150	1573
	состав 2	2	1.1	83	50.05	8.19	0.08	0.02	17.5	900	100	1573

Таблица 2. Кинетические характеристики угля и биомассы

Реакция	Уголь		Биомасса	
	k_c^0	E_a , кДж/моль	k_c^0	E_a , кДж/моль
Пиролиз	$3.38 \cdot 10^5$ 1/с	113.3	$5 \cdot 10^4$ 1/с	96
C + O ₂	622.7 г/м ² /атм	101.8	$2.4 \cdot 10^4$ г/м ² /атм	142
C + CO ₂	3000 г/м ² /атм	210.6	$1.32 \cdot 10^5$ г/м ² /атм	259
C + H ₂ O	2470 г/м ² /атм	175.6	$9.3 \cdot 10^3$ г/м ² /атм	175

Скорость реагирования топлива с газообразными окислителями записывается следующим образом:

$$\frac{dm_c}{d\tau} = -k_{eff}SC_{ox},$$

где m_c – масса топлива, кг; k_{eff} – эффективная константа скорости гетерогенной реакции, м/с; S – площадь поверхности топлива, м²; C_{ox} – концентрация окислителя, кг/м³.

Эффективная константа скорости выражается через кинетические и массообменные коэффициенты (в предположении, что кинетический порядок реакции по окислителю равен единице) следующим образом:

$$k_{eff} = \frac{k_c k_d}{k_c + k_d}.$$

Здесь k_c – кинетическая константа скорости гетерогенной реакции, м/с; k_d – коэффициент массообмена частицы с потоком, м/с.

Кинетическая константа скорости гетерогенной реакции зависит от температуры по экспоненциальному закону:

$$k_c = k_c^0 \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right),$$

где k_c^0 – предэкспоненциальный коэффициент, м/с; E_a – энергия активации, Дж/моль.

Химическая кинетика реакций в газовой фазе не рассматривается: полагается, что выходящие в газовую фазу вещества мгновенно переходят в состояние термодинамического равновесия. Таким

образом, химические превращения описываются с помощью термодинамической модели с макрокINETИЧЕСКИМИ ограничениями на скорость гетерогенных превращений [32, 33]. Такой подход применим для высокотемпературных процессов, в которых скорость газозафазных процессов достаточно высока по сравнению со скоростью гетерофазных. Возможные эффекты взаимодействия органической и минеральной частей топлив [25, 34] не рассматриваются, поэтому неаддитивность может проявляться из-за изменения состава системы “топливо–дутье” и теплоты сгорания топлива. Эти два параметра в основном определяют эффективность процесса газификации [35].

Составы топлив приведены в табл. 1: состав 1 использовался при проверке адекватности модели (взяты из опубликованных экспериментальных данных), состав 2 – для вариантных расчетов. Кинетические коэффициенты гетерогенных реакций для угля и биомассы приведены в табл. 2. Для других сортов топлива эти коэффициенты могут быть получены кинетическими методами термического анализа [36, 37].

Валидацию модели проводили с использованием экспериментальных данных, полученных на лабораторном реакторе [38] с высотой реакционной зоны 2 м и внутренним диаметром 25.5 см. Расход топлива (состав 1 в табл. 1) меняется от 10 до 14 кг/ч, доля древесины в рабочем топливе составляет 0, 20, 50 и 100%. Особенность экспериментов – подсветка факела метаном. Результаты расчетов и сравнение с экспериментальными данными [38] приведены в табл. 3. Сравнение показывает, что модель лучше предсказывает сте-

Таблица 3. Сравнение результатов расчета с экспериментом [38] (верхнее значение – эксперимент, нижнее значение – расчет)

$\frac{G_{BM}}{G_{BM} + G_C}$	Конверсия углерода, %			Химический к.п.д. (CGE), %		
	удельный расход окислителя			удельный расход окислителя		
	0.55	0.65	0.75	0.55	0.65	0.75
0	71.56	80.65	85.2	33.33	33.16	26.60
	71.91	98.26	99.99	31.87	39.97	28.94
0.2	84.72	93.52	98.83	34.46	33.49	29.76
	77.90	99.56	99.99	36.70	41.75	29.59
0.5	80.36	89.16	95.35	39.81	40.94	31.46
	80.71	99.42	99.99	39.67	42.42	29.96
1	95.93	99.90	99.70	48.31	49.85	44.75
	93.73	99.99	99.99	52.82	45.00	31.75

пень конверсии и химический к.п.д. для топлив с высокой долей угля, что может быть объяснено большей значимостью пиролизической стадии, которая в используемой математической модели описывается упрощенным выражением. Расчетные значения качественно согласуются с экспериментальными данными.

РАСЧЕТЫ ДЛЯ РЕАКТОРА ПРОМЫШЛЕННОГО МАСШТАБА

Параметры реактора взяты из работ [29, 39]. Рассматривается цилиндрический реактор с производительностью по топливу $G_C + G_{BM} = 70$ т/ч (состав 2 в табл. 1), рабочее давление в реакторе 4.4 МПа. Геометрические размеры реактора: длина реакционной зоны 6.7 м; внутренний диаметр 3.7 м. Температура топлива, поступающего в реактор, составляет 25°C; температура пара 200°C; температура дутьевого кислорода 200°C. Расход пара (*steam-to-fuel ratio*, SFR) меняется от 0 до 0.2 моль/моль углерода. Коэффициент расхода окислителя α меняется в пределах от 0.1 до 0.7 (с шагом 0.05). Дутье состоит из технического кислорода (чистота 95%) и водяного пара, однако для подачи топлива используется сжатый азот, поэтому концентрация кислорода в дутье принята 85% [30]. Другим варьируемым параметром является доля биомассы в смеси с углем $G_{BM}/(G_{BM} + G_C)$: эта величина меняется от 0 до 1 (с шагом 0.1). В первом приближении температура плавления смеси золы T_f^{mix} определяется как линейная функция состава зольного остатка:

$$T_f^{mix} = \frac{Y_{BM} A_{BM}}{Y_{BM} A_{BM} + (1 - Y_{BM}) A_C} T_f^{BM} + \frac{(1 - Y_{BM}) A_C}{Y_{BM} A_{BM} + (1 - Y_{BM}) A_C} T_f^C.$$

Здесь $Y_{BM} = G_{BM}/(G_{BM} + G_C)$ – массовая доля биомассы в смеси с углем; A_{BM} – рабочая зольность биомассы; A_C – рабочая зольность угля; T_f^B – температура плавления золы биомассы; T_f^C – температура плавления золы угля (под температурой плавления в данном случае понимается температура жидкого состояния [40]). Значения T_f^{mix} для разных составов показаны на рис. 1–3 сплошными жирными линиями: они ограничивают область допустимых режимов по условию жидкого шлакования.

Основной энергетической характеристикой процесса газификации является химический к.п.д. газификации (*cold gas efficiency*, CGE), равный отношению теплоты сгорания газа к теплоте сгорания топлива, из которого он был получен:

$$CGE = \frac{Q_g G_g}{Q_f G_f} 100\%.$$

Здесь Q_g – удельная теплота сгорания газа, Дж/кг; G_g – расход генераторного газа, кг/с; Q_f – удельная теплота сгорания топлива, Дж/кг; G_f – расход топлива на входе в газогенератор, кг/с.

Одним из варьируемых параметров – это коэффициент расхода окислителя, рассчитанный для смесей угля и биомассы, поэтому массовый расход окислителя зависит не только от состава топлива.

Как видно из рис. 1–3, при фиксированном составе топлива и при изменении коэффициента расхода окислителя химический к.п.д. имеет единственный максимум, обычно совпадающий с условиями полной конверсии твердого топлива [41]. С ростом доли биомассы химический к.п.д. возрастает, что согласуется с результатами работы [29]. Максимальный химический к.п.д. (91%) до-

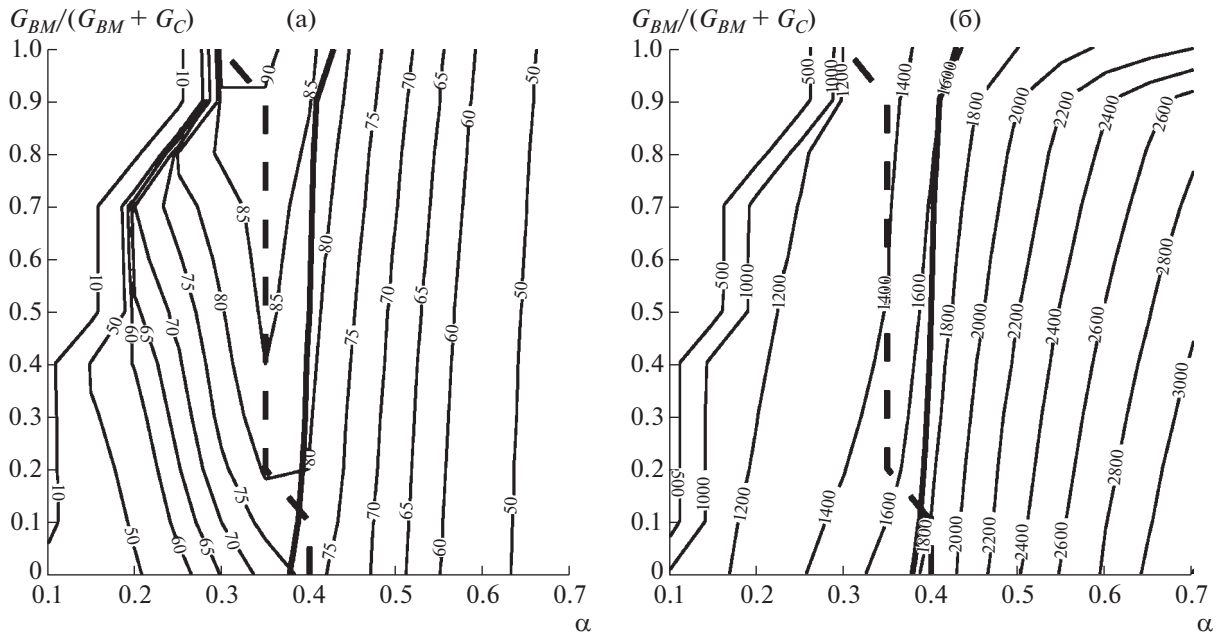


Рис. 1. Зависимость (%) химического к.п.д. газификации (а) и температуры (К) выхода генераторного газа (б) от коэффициента избытка кислорода и состава угольно-биомассного топлива без подачи дутьевого пара.

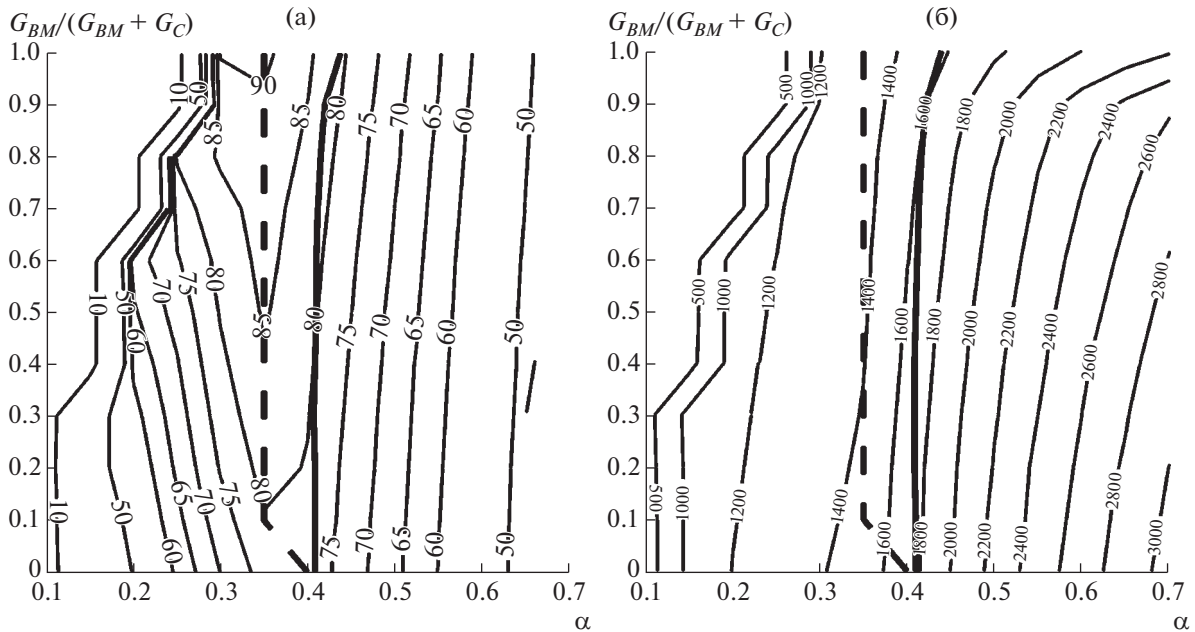


Рис. 2. Зависимость (%) химического к.п.д. газификации (а) и температуры (К) выхода генераторного газа (б) от коэффициента избытка кислорода и состава угольно-биомассного топлива при фиксированном удельном расходе пара 0.1 моль/моль углерода.

стигается при газификации биомассы без добавок угля. Область стационарных режимов газификации биомассы начинается при $\alpha \approx 0.25$. При добавлении угля эта область расширяется за счет увеличения теплоты сгорания топлива. Опти-

мальный коэффициент расхода окислителя для всех случаев лежит в диапазоне $\alpha = 0.3-0.4$.

На рис. 4 показаны пределы достижимого химического к.п.д. с учетом ограничения температуры шлакования (т.е. значения химического

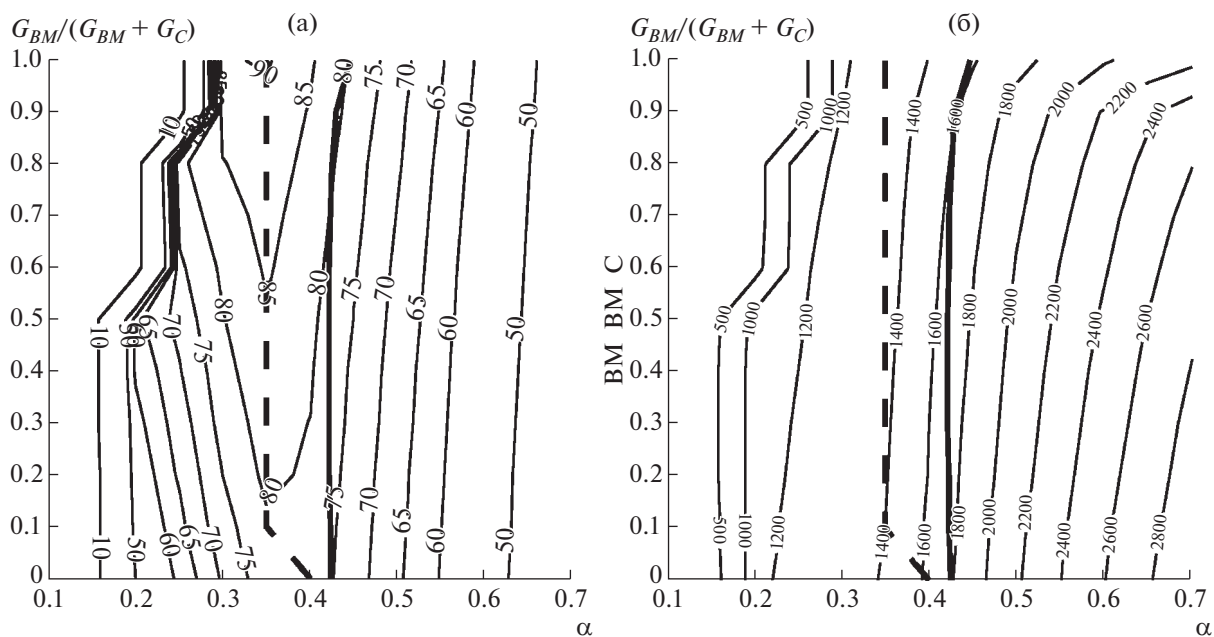


Рис. 3. Зависимость (%) химического к.п.д. газификации (а) температуры (К) выхода генераторного газа (б) от коэффициента избытка кислорода и состава угольно-биомассного топлива при фиксированном удельном расходе пара 0.2 моль/моль углерода.

к.п.д. на жирной сплошной линии на рис. 1–3). Несмотря на увеличение химического к.п.д. процесса газификации с ростом доли биомассы в смеси топлива, условия жидкого шлакования сдвигают область технологически осуществимых режимов в сторону больших избытков окислителя и меньшей эффективности [42, 43]. Добавление пара к дутью улучшает характеристики газификации угля, однако приводит к снижению температуры в реакционной зоне при газификации биомассы. В результате при уменьшении тепло-

творной способности топливной смеси условия жидкого шлакования достигаются при еще больших значениях коэффициента избытка окислителя.

Как видно из рис. 4, при доле биомассы выше 10% добавление пара не эффективно. Водяной пар образуется в достаточном количестве при сгорании частиц биомассы (которая более богата водородом, чем уголь), и дополнительная его подача перестает быть целесообразной. Тем не менее во всех случаях добавление биомассы позволяет повысить эффективность конверсии топлива в горючий газ (по сравнению с чистым углем).

С увеличением доли биомассы растет разность между максимальным химическим к.п.д. и химическим к.п.д. в точке шлакования. Для увеличения эффективности совместной конверсии биомасса должна иметь более легкоплавкую золу, либо взаимодействовать с угольной золой с образованием таковой [18]. Для этого можно воздействовать на температуру плавления золы, добавляя к топливу минеральные компоненты [44], которые образуют более легкоплавкие или тугоплавкие составы.

По сравнению с результатами работы [29] расчетный химический к.п.д. совместной газификации биомассы и угля оказался на несколько процентных пунктов ниже, что может быть связано с разными условиями теплообмена: если в данной работе рассматривали адиабатический процесс (без подвода теплоты извне), то авторы работы

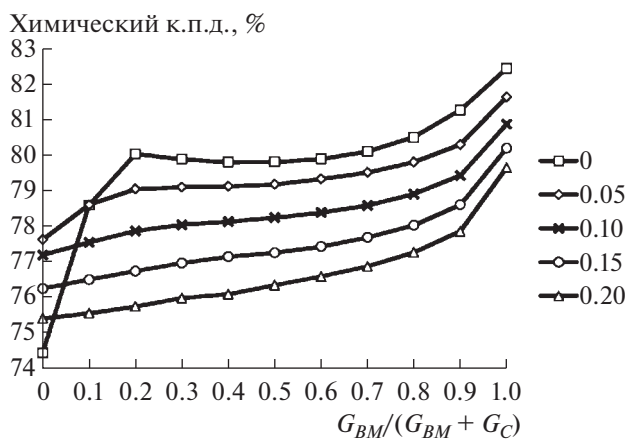


Рис. 4. Зависимость химического к.п.д. совместной газификации угля и биомассы от состава топлива и удельного расхода пара на линии температуры плавления золы.

[29] задавали постоянную температуру внутренних стенок.

ВЫВОДЫ

С помощью математического моделирования рассмотрена реакционная зона газогенератора типа *Shell* при подаче угольно-биомассного топлива. Расчеты показали, что добавление биомассы способствует повышению эффективности конверсии твердого топлива за счет высокой реакционной способности, однако области максимального химического к.п.д. могут быть недостижимы по условиям жидкого шлакования. Добавление биомассы позволяет снизить потребности процесса в дутьевом водяном паре без потерь эффективности. Термодинамически достижимый химический к.п.д. газификации биомассы достигал 90%, но при наложении ограничения на достижение температуры плавления золы предельная эффективность уменьшалась до 80%.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. *Roni M.S., Chowdhury S., Mamun S., Marufuzzaman M., Lein W., Johnson S.* // *Ren. and Sustain. Energy Rev.* 2017. V. 78. P. 1089. doi 10.1016/j.rser.2017.05.023
2. *Bhuiyan A.A., Blicblau A.S., Sadrul Islam A.K.M., Nasir J.* // *J. Energy Inst.* 2018. V. 91. № 1. P. 1. doi 10.1016/j.joei.2016.10.006
3. *Sofia D., Llano P.C., Giuliano A., Hernandez M.I., Pena F.G., Barletta D.* // *Chem. Eng. Res. and Des.* 2014. V. 92. P. 1428. doi 10.1016/j.cherd.2013.11.019
4. *Thattai A.T., Oldenboek V., Schoenmakers L., Woudstra T., Aravind P.V.* // *Appl. Energy.* 2016. V. 168. P. 381. doi 10.1016/j.apenergy.2016.01.131
5. *Cormos A.-M., Dinca C., Cormos C.-C.* // *Appl. Thermal Eng.* 2015. V. 74. P. 20. doi 10.1016/j.applthermaleng.2013.12.080
6. *Long III H.A., Wang T.* // *Int. J. Energy Res.* 2016. V. 40. № 4. P. 473. doi 10.1002/er.3452
7. *Kamble A.D., Saxena V.K., Chavan P.D., Mendhe V.A.* // *Int. J. Mining Sci. and Technol.* 2019. V. 29. P. 151. doi 10.1016/j.ijmst.2018.03.011
8. *Frau C., Ferrara F., Orsini A., Pettinau A.* // *Fuel.* 2015. V. 152. P. 138. doi 10.1016/j.fuel.2014.09.054
9. *Haykiri-Acma H., Yaman S.* // *Ren. Energy.* 2010. V. 35. P. 288. doi 10.1016/j.renene.2009.08.001
10. *Idris S.S., Rahman N.A., Ismail K., Alias A.B., Rashid Z.A., Aris M.J.* // *Biores. Technol.* 2010. V. 101. P. 4584. doi 10.1016/j.biortech.2010.01.059
11. *Jones J.M., Kubacki M., Kubica K., Ross A.B., Williams A.* // *J. Anal. and Appl. Pyrolys.* 2005. V. 74. P. 502. doi 10.1016/j.jaap.2004.11.018
12. *Haykiri-Acma H., Yaman S.* // *Fuel Proc. Technol.* 2008. V. 89. P. 176. doi 10.1016/j.fuproc.2007.09.001
13. *Zhou C., Liu G., Wang X., Qi C.* // *Biores. Technol.* 2016. V. 218. P. 418. doi 10.1016/j.biortech.2016.06.134
14. *Mallick D., Mahanta P., Moholkar V.S.* // *Fuel.* 2017. V. 204. P. 106. doi 10.1016/j.fuel.2017.05.006
15. *Meng H., Wang S., Chen L., Wu Z., Zhao J.* // *Fuel.* 2015. V. 158. P. 602. doi 10.1016/j.fuel.2015.06.023
16. *Farid M.M., Hwang J.* // *Fuel.* 2017. V. 207. P. 198. doi 10.1016/j.fuel.2017.06.074
17. *Brar J.S., Singh K., Wang J., Kumar S.* // *Int. J. Forestry Res.* 2012. Article ID 363058. doi 10.1155/2012/363058
18. *Fang X., Jia L.* // *Biores. Technol.* 2012. V. 104. P. 769. doi 10.1016/j.biortech.2011.11.055
19. *Zhang G., Reinmoller M., Klinger M., Meyer B.* // *Fuel.* 2015. V. 139. P. 457. doi 10.1016/j.fuel.2014.09.029
20. *Muresan M., Cormos C.-C., Agachi P.-S.* // *Chem. Eng. Res. and Des.* 2013. V. 91. P. 1527. doi 10.1016/j.cherd.2013.02.018
21. *Kuo P.-C., Wu W.* // *Chem. Eng. Sci.* 2016. V. 142. P. 201. doi 10.1016/j.ces.2015.11.030
22. *Ali D.A., Gadalla M.A., Abdelaziz O.Y., Hulteberg C.P., Ashour F.H.* // *J. Natur. Gas Sci. and Eng.* 2017. V. 37. P. 126. doi 10.1016/j.jngse.2016.11.044
23. *Cali G., Deiana P., Bassano C., Maggio E.* // *Fuel.* 2017. V. 207. P. 671. doi 10.1016/j.fuel.2017.04.061
24. *Mallick D., Buragohain B., Mahanta P., Moholkar V.S.* *Gasification of mixed biomass: analysis using equilibrium, semi-equilibrium, and kinetic models // Coal and biomass gasification. Recent advances and future challenges.* Singapore: Springer Nature, 2018. P. 223. doi 10.1007/978-981-10-7335-9_9
25. *Tchapda A.H., Pisupari S.B.V.* // *Energies.* 2014. V. 7. P. 1098. doi 10.3390/en7031098
26. *Xu Q., Pang S., Levi T.* // *Chem. Eng. Sci.* 2011. V. 66. P. 2232. doi 10.1016/j.ces.2011.02.054
27. *Xu Q., Pang S., Levi T.* // *AIChE J.* 2015. V. 61. № 5. P. 1639. doi 10.1002/aic.14773
28. *Donskoy I.G.* // *MATEC Web of Conferences.* 2016. V. 72. Paper No. 01026. doi 10.1051/mateconf/20167201026
29. *Jeong H.J., Hwang I.S., Park S.S., Hwang J.* // *Fuel.* 2017. V. 196. P. 371. doi 10.1016/j.fuel.2017.01.103
30. *Донской И.Г.* // *ХТТ.* 2016. № 3. С. 54. [*Solid Fuel Chemistry.* 2016. V. 50. № 3. P. 191. doi 10.3103/S0361521916030034]
31. *Donskoy I.G., Shamansky V.A., Kozlov A.N., Svishchev D.A.* // *Combustion Theory and Modelling.* 2017. V. 21. № 3. P. 529. doi 10.1080/13647830.2016.1259505
32. *Каганович Б.М., Филиппов С.П., Кейко А.В., Шаманский В.А.* // *Теплоэнергетика.* 2011. № 2. С. 51. [*Thermal Engineering.* 2011. V. 58. No. 2. P. 143. doi 10.1134/S0040601511020054]
33. *Kangas P., Koukkari P., Hupa M.* // *Energy Fuels.* 2014. V. 28. № 10. P. 6361. doi 10.1021/ef501343d
34. *Ding L., Zhang Y., Wang Z., Huang J., Fang Y.* // *Biores. Technol.* 2014. V. 173, P. 11. doi 10.1016/j.biortech.2014.09.007
35. *Svishchev D.A., Kozlov A.N., Donskoy I.G., Ryzhkov A.F.* // *Fuel.* 2016. V. 168. P. 91. doi 10.1016/j.fuel.2015.11.066

36. Козлов А.Н., Свищев Д.А., Худякова Г.И., Рыжков А.Ф. // ХТТ. 2017. № 4. С. 12. [Solid Fuel Chemistry. 2017. V. 51. P. 205. doi 10.3103/S0361521917040061]
37. Дектерев А.А., Осипов П.В., Чернецкий М.Ю., Рыжков А.Ф. // ХТТ. 2017. № 1. С. 21. [Solid Fuel Chemistry. 2017. V. 51. № 1. P. 17. doi 10.3103/S0361521917010037]
38. Kobayashi N., Suami A., Itaya Y. // J. Chem. Eng. Japan. 2017. V. 50. № 11. P. 862. doi 10.1252/jcej.16we266
39. Gazzani M., Manzolini G., Macchi E., Ghoniem A.F. // Fuel. 2013. V. 104. P. 822. doi 10.1016/j.fuel.2012.06.117
40. Алехнович А.Н. Зола и шлакование в пылеугольных котлах. Челябинск: Абрис-принт, 2016. 798 с.
41. Biagini E. // Energy Conv. and Manag. 2016. V. 128. P. 120. doi 10.1016/j.enconman.2016.09.068
42. Yun Y., Yoo Y.D., Chung S.W. // Fuel Proc. Technol. 2007. V. 88. P. 107. doi 10.1016/j.fuproc.2004.08.009
43. Roberts D.G., Harris D.J., Tremel A., Ilyushechkin A.Y. // Fuel Proc. Technol. 2012. V. 94. № 1. P. 26. doi 10.1016/j.fuproc.2011.10.011
44. Liu X., Yu G., Xu J., Liang Q., Liu H. // Fuel Proc. Technol. 2017. V. 158. P. 115. doi 10.1016/j.fuproc.2016.12.013