

УДК 662.7

ВЛИЯНИЕ СОСТАВА ТВЕРДОГО ТОПЛИВА НА РАВНОВЕСНЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ПРОЦЕССА ГАЗИФИКАЦИИ В СМЕСЯХ КИСЛОРОДА И ДИОКСИДА УГЛЕРОДА

© 2021 г. И. Г. Донской^{1,*}

¹ ФГБУН Институт систем энергетики имени Л.А. Мелентьева СО РАН, 664033 Иркутск, Россия

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

Поступила в редакцию 05.02.2021 г.

После доработки 17.03.2021 г.

Принята к публикации 06.04.2021 г.

С помощью равновесного термодинамического моделирования исследован процесс газификации твердых топлив разного элементного состава в смесях O_2/N_2 и O_2/CO_2 . Получены расчетные зависимости характеристик процесса (температура, выход углеродного остатка) от состава дутья и стехиометрического соотношения. Добавление углекислого газа, с одной стороны, способствует конверсии углерода за счет увеличения концентрации газифицирующих агентов, с другой – снижает температуру процесса из-за увеличения теплоемкости и эндотермического эффекта реакции газификации. Эффективность применения смесей O_2/CO_2 для газификации топлив растет с увеличением содержания углерода. Наибольший химический к.п.д. газификации кокса и каменного угля достигается при начальной концентрации CO_2 порядка 40–60 об. %.

Ключевые слова: газификация, диоксид углерода, уголь, биомасса, термодинамическое моделирование

DOI: 10.31857/S0023117721040022

Повышение экологической эффективности использования твердого топлива требует развития новых технологий его термохимической конверсии. Одной из основных проблем использования твердого топлива является неизбежное образование значительных количеств углекислого газа [1]. Перспективы снижения выбросов CO_2 (*carbon capture and storage, CCS*) открываются с использованием новых угольных технологий, таких как ТЭС с внутрицикловой газификацией (*IGCC*) и переход на обогащенный кислородом дутье (*oxy-fuel*) [2, 3]. При этом CO_2 может быть извлечен двумя возможными способами. Первый – удаление углерода до камеры сгорания (*pre-combustion*), когда генераторный газ проходит конверсию водяным паром, что позволяет использовать CO для получения дополнительного H_2 , а продукты конверсии разделяются (абсорбционными, мембранными и химическими методами [4, 5]. После этого обогащенный водородом газ сжигается, а CO_2 концентрируется и отправляется на захоронение. Второй способ – удаление углерода из продуктов сгорания (*post-combustion*), аналогичен таковому для традиционных систем *CCS*: газовая смесь охлаждается и компримируется до условий конденсации, после чего CO_2 отделяется от других га-

зов и захоранивается. Упростить выделение CO_2 в варианте *post-combustion* можно с помощью *oxyfuel*-сжигания, когда концентрация кислорода в дутье обычно выше, чем в воздухе, а роль балласта вместо азота играет смесь продуктов сгорания – CO_2 и H_2O . Сжигание в смеси кислорода и продуктов сгорания имеет лучшие экологические характеристики по сравнению с традиционным сжиганием в воздухе: во-первых, очевидно, что при этом образуется меньше оксидов азота (только топливные); во-вторых, полученные дымовые газы могут быть очищены до высоких концентраций CO_2 , допускающих его простую утилизацию. Технологии сжигания в смесях с продуктами сгорания считаются самым технически эффективным, но при этом одним из наиболее дорогих вариантов систем *CCS* [6, 7]. Среди других проблем, помимо дороговизны, можно отметить требования к очистке дымовых газов от оксидов серы и азота [8]. Исследуются комбинированные технологии, например сжигание топлив с разбавлением горячими продуктами сгорания [9], использование CO_2 в качестве дутьевого агента при пылеугольной газификации [10, 11].

В работах [12, 13] рассматривается сжигание генераторного газа с рециркуляцией CO_2 из про-

дуктов сгорания. В [14, 15] показано, что избыток CO_2 в составе рабочего тела снижает к.п.д. газотурбинной установки. Предлагается также использование CO_2 в качестве рабочего тела в комбинированных циклах [16, 17].

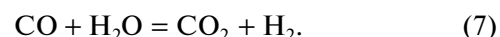
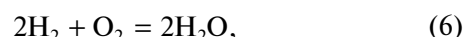
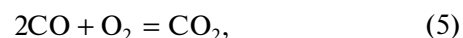
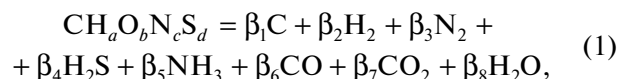
При кислородной газификации угля использование CO_2 в качестве транспортной среды для угольных частиц повышает среднюю степень конверсии топлива [18, 19], но при этом сужается область устойчивости факела [20]. В атмосфере углекислого газа диффузия кислорода к области горения замедляется, концентрация активных частиц снижается. Интенсивность тепловыделения на фронте горения может уменьшиться на 20–25% [21]. Для описания выгорания одиночных частиц, как правило, применяются широко используемые диффузионно-кинетические модели с разными поправками на структуру приповерхностного слоя, однако при высокой концентрации диоксида углерода вклад отдельных реакций может существенно изменяться [22, 23]. Изменение состава среды приводит к изменению условий теплопереноса, которые также влияют на поведение топливных частиц [24, 25]. В работе [26] рассматривается задача о воспламенении угольной частицы с более подробной детализацией химической кинетики разложения органической массы в одномерной. Влияние концентрации кислорода на профиль температуры в реакторе исследовалось в [27].

Для упрощения субмоделей термохимических превращений часто применяют равновесные термодинамические модели и их сочетания с моделями гетерогенной кинетики [28, 29]. В работе [30] один из вариантов кинетико-термодинамических моделей применялся для исследования эффективности высокотемпературной газификации угольной пыли в смесях O_2/CO_2 : расчеты показали, что высокая концентрация CO_2 позволяет эффективнее использовать теплоту сгорания топлива даже при снижении температуры реакции (из-за высокой теплоемкости CO_2). В публикуемой работе рассматривается процесс газификации без нагрева дутья.

МОДЕЛЬ ТЕРМОХИМИЧЕСКОГО РАВНОВЕСИЯ И ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ

Для исследования границ термохимической эффективности углекислотной конверсии твердых топлив было проведено термодинамическое моделирование. Подобная модель была применена в работе [31] для оценки влияния избытка водяных паров на эффективность процесса газификации угля.

При газификации твердого топлива определяющее значение имеют следующие брутто-реакции:



Реакция (1) моделирует процесс пиролиза: состав продуктов и тепловой эффект этой реакции неоднозначно определяются исходным составом, а зависят от условий протекания (в том числе и от динамических характеристик, но при равновесном моделировании эти параметры не учитываются). Реакции (2), (3) и (5) в сумме дают полное сгорание углерода до диоксида углерода. При высокой концентрации диоксида углерода в начальном состоянии равновесие в реакции (3) смещается в сторону продуктов, а в реакциях (5) и (7), наоборот, – в сторону реагентов, поэтому в режимах газификации с разбавлением кислорода диоксидом углерода можно ожидать повышения полноты конверсии топлива и уменьшения выхода водорода.

Для газовой фазы принимается уравнение состояния идеального газа, конденсированные вещества образуют идеальные однокомпонентные фазы. Тогда задача расчета химического состояния газовой фазы выглядит следующим образом [32]:

Найти

$$\mathbf{n}^{eq} = \arg \max S(\mathbf{n})$$

при условиях:

$$S(\mathbf{n}, T) = \sum_{j=1}^{N_g} n_j^g \left(s_j^g(T) + R \ln \frac{n_j^g}{\sigma_j^g} \right) + \sum_{k=1}^{N_c} n_k^c s_k^c(T),$$

$$\mathbf{A}(\mathbf{n} - \mathbf{n}^{in}) = 0,$$

$$\sum_j^{N_g+N_c} h_j(T) n_j = \sum_j^{N_g+N_c} h_j(T^{in}) n_j^{in},$$

$$\mathbf{n} \geq 0.$$

Здесь S – термохимическая энтропия системы, Дж K^{-1} ; \mathbf{n} – вектор состава системы, моль (\mathbf{n}^{in} – вектор начального состава, \mathbf{n}^{eq} – равновесный состав), индексы g и c относятся к газовой фазе и конденсированным фазам соответственно; s_j –

Таблица 1. Состав топлив

Характеристика топлива	Обозначение	Кокс	Каменный уголь	Бурый уголь	Биомасса
Влажность на рабочую массу	$W^r, \%$	5	9	12	10
Зольность на сухую массу	$A^d, \%$	10	20	9	1
Выход летучих веществ на сухую беззольную массу	$V^{daf}, \%$	9	30	48	85
Содержание углерода на сухую беззольную массу	$C^{daf}, \%$	92	81	69.4	49.5
Содержание водорода на сухую беззольную массу	$H^{daf}, \%$	2.5	3.5	4.9	6.3
Содержание кислорода на сухую беззольную массу	$O^{daf}, \%$	4.99	13.2	24.3	44.15
Содержание азота на сухую беззольную массу	$N^{daf}, \%$	0.01	2.0	0.9	0.05
Содержание серы на сухую беззольную массу	$S^{daf}, \%$	0.5	0.3	0.5	0

удельная мольная энтропия j -го компонента, Дж моль⁻¹ К⁻¹; h_j – удельная мольная энтальпия j -го компонента, Дж моль⁻¹; R – универсальная газовая постоянная; σ^g – общее количество молей

газовой фазы, моль; \mathbf{A} – матрица материального баланса (матрица элементного состава компонентов). Термодимические данные веществ взяты из таблиц работы [33]. Энтальпия твердых топлив

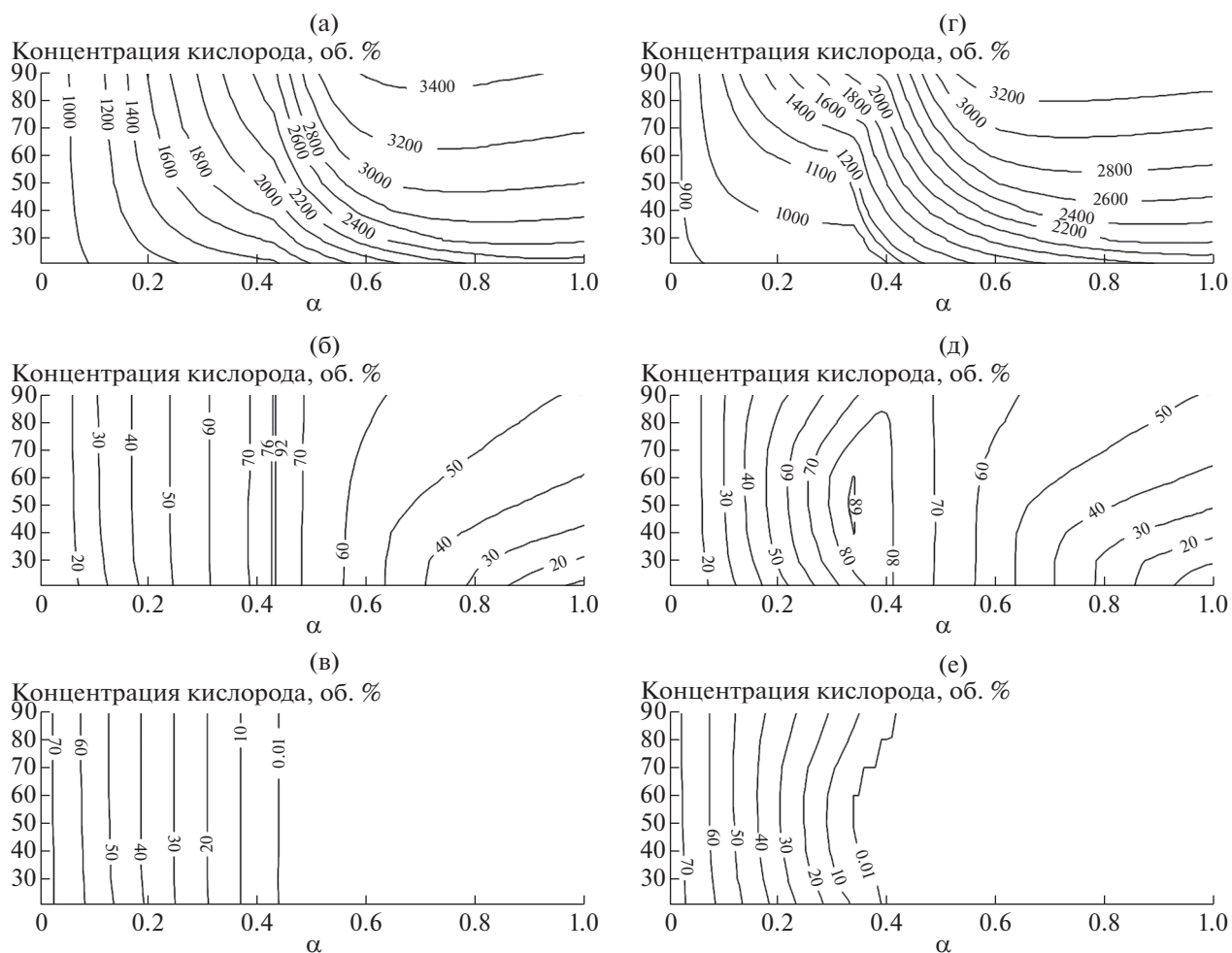


Рис. 1. Расчетные характеристики процесса газификации кокса в смесях O_2/N_2 (а)–(в) и O_2/CO_2 (г)–(е): адиабатическая температура, К (а), (г); химический к.п.д., % (б), (д); выход углерода, моль/кг (в), (е).

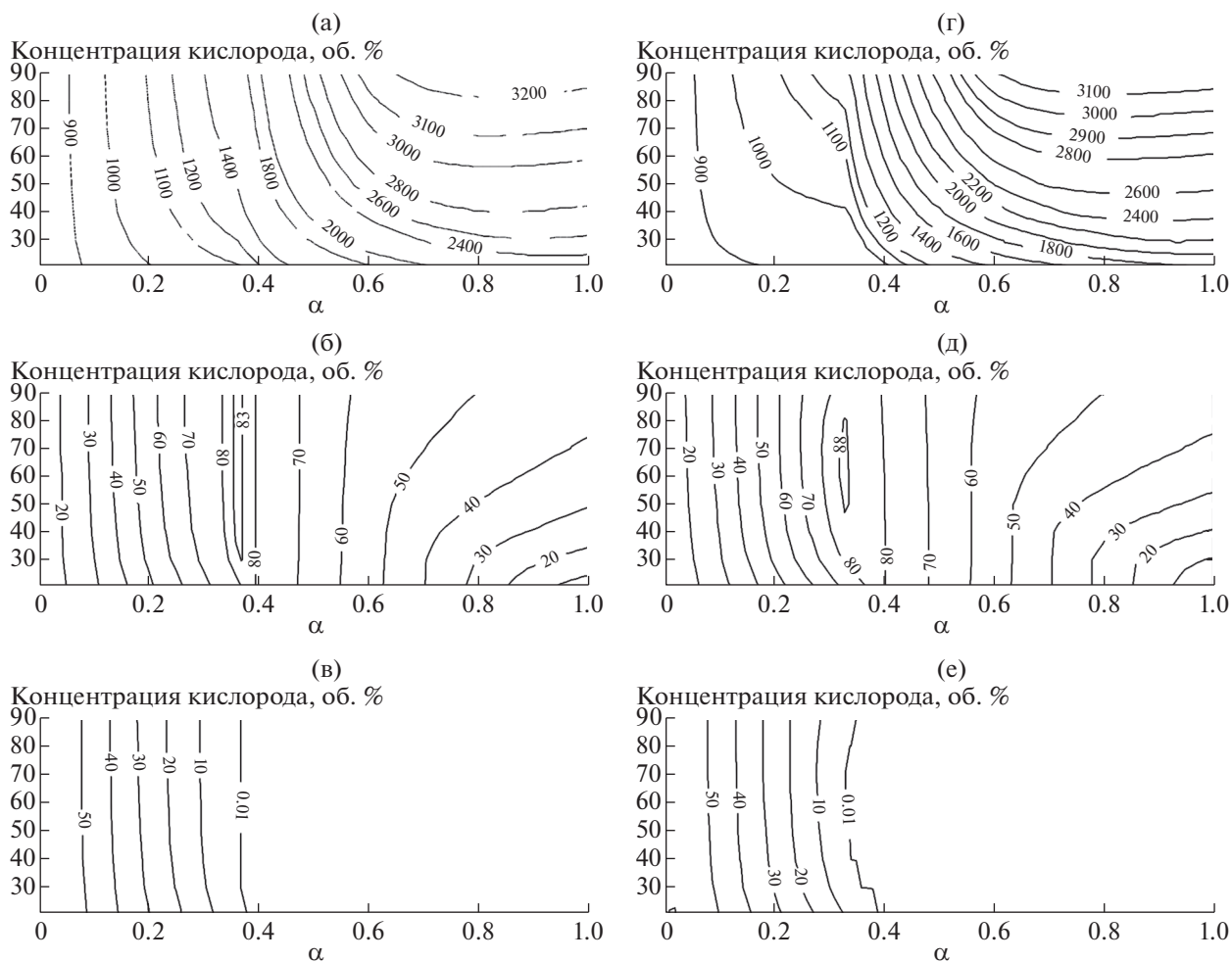


Рис. 2. Расчетные характеристики процесса газификации каменного угля в смесях O_2/N_2 (а)–(в) и O_2/CO_2 (г)–(е): адиабатическая температура, К (а), (г); химический к.п.д., % (б), (д); выход углерода, моль/кг (в), (е).

определяется через теплотворную способность и энтальпии продуктов сгорания. Поскольку интересуют, в первую очередь, режимы газификации, то исходное топливо отсутствует в состоянии равновесия и недожог моделируется чистым углеродом. В связи с этим решение не чувствительно к удельным энтропиям исходного топлива: их значения могут быть приняты с большой степенью произвола.

Решение задачи равновесия в принятых приближениях существует и единственно, что следует из выпуклости энтропии для таких систем [34, 35]. Для численного решения используется один из вариантов метода оптимального спуска [34].

Индикаторами эффективности режимов являются адиабатическая температура процесса, выход твердого остатка и химический к.п.д. газификации, равный отношению теплот сгорания гене-

раторного газа и топлива, из которого он был получен:

$$\eta = \frac{q_{CO}n_{CO} + q_{H_2}n_{H_2} + q_{CH_4}n_{CH_4}}{Q_f} \cdot 100\%.$$

Здесь Q_f – удельная теплотворная способность топлива, q_j – теплотворная способность j -го газообразного продукта, n_j – равновесный выход j -го газообразного продукта в расчете на 1 кг исходного топлива. Теплотворная способность газа рассчитывается по основным горючим компонентам: CO, H_2 и CH_4 . Равновесный химический к.п.д. газификации определяется стехиометрическими и температурными факторами [36]. В работе исследуются только влияние состава топлива и отношение топливо/окислитель. Начальная температура газифицирующего агента во всех случаях равна 300 К, давление – 1 атм.

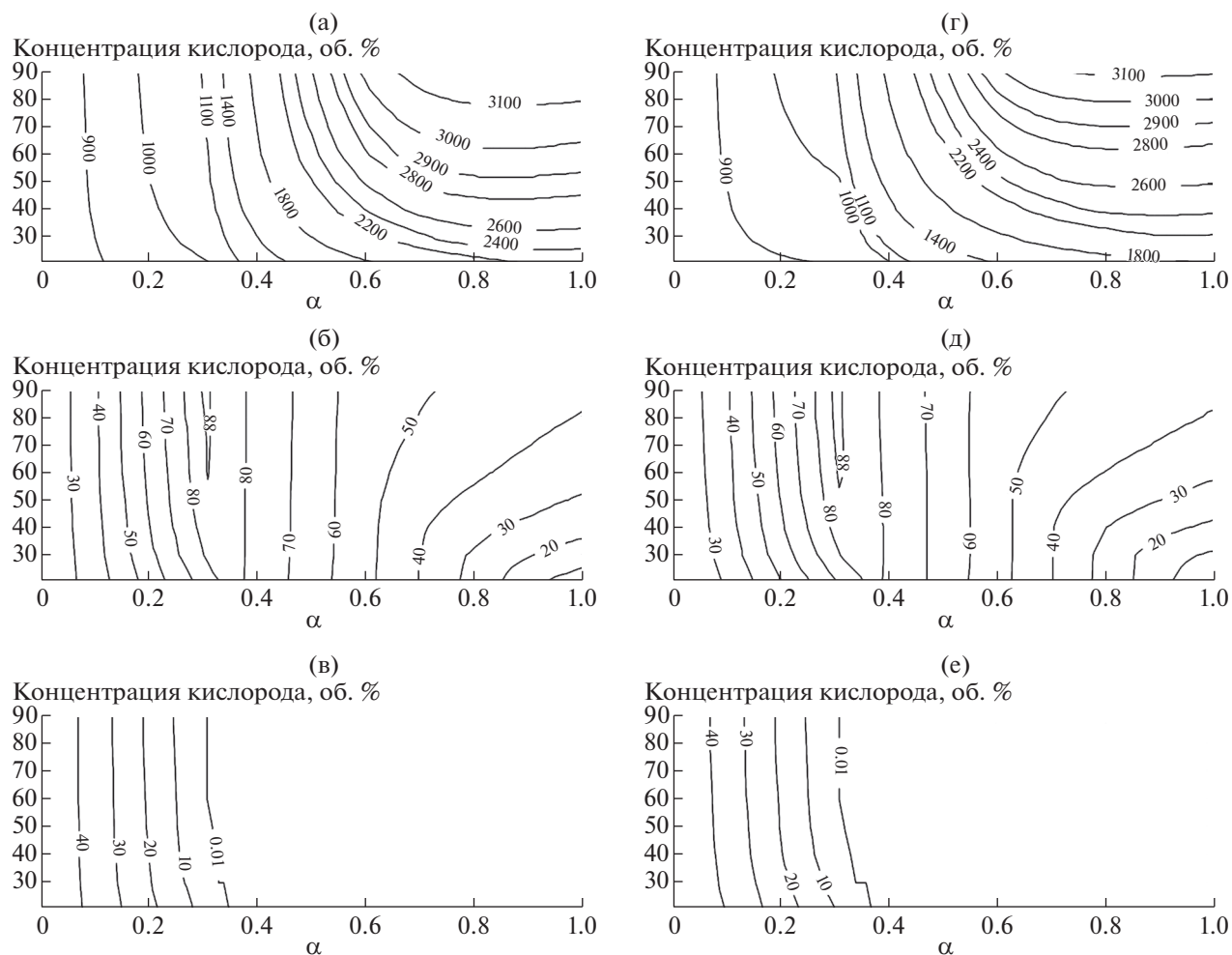


Рис. 3. Расчетные характеристики процесса газификации бурого угля в смесях O_2/N_2 (а)–(в) и O_2/CO_2 (г)–(е): адиабатическая температура, К (а), (г); химический к.п.д., % (б), (д); выход углерода, моль/кг (в), (е).

Для оценки влияния сорта топлива расчеты проведены для четырех топлив с разным составом. Кокс – пример “идеального” топлива с высоким содержанием углерода, биомасса – низкокалорийного топлива. Для расчетов взяты кузнецкий каменный уголь и бурый уголь Березовского месторождения [37]. Состав топлив приведен в табл. 1.

Помимо состава топлива переменными параметрами в расчетах являются относительный расход окислителя α (рассчитанный по отношению к стехиометрическому расходу кислорода), концентрация кислорода в дутье (от 21 до 90 об. %); разбавители – азот (традиционные режимы) и углекислый газ (перспективные режимы).

ОБСУЖДЕНИЕ РЕЗУЛЬТАТОВ РАСЧЕТОВ

Равновесные характеристики процесса газификации кокса (рис. 1) в смесях O_2/N_2 слабо зави-

сят от концентрации кислорода: изолинии химического к.п.д. параллельны оси абсцисс до значений α порядка 0.5. При высоких температурах ход изолиний меняется, что связано с термической диссоциацией продуктов сгорания (смещение изолиний наблюдается для всех топлив). Отметим, что термохимические данные для температур выше 3000 К определялись экстраполяцией данных [33], однако эта область параметров практически нереализуема из-за требований к материалам. Максимальный химический в смесях O_2/N_2 к.п.д. равен 72% и почти не зависит от концентрации кислорода. В смесях O_2/CO_2 максимальный химический к.п.д. резко возрастает до 89% благодаря полезному использованию теплоты в эндотермических реакциях газификации за счет CO_2 , который в избытке присутствует в газовой фазе. Область полной конверсии также смещается в область меньших расходов окислителя.

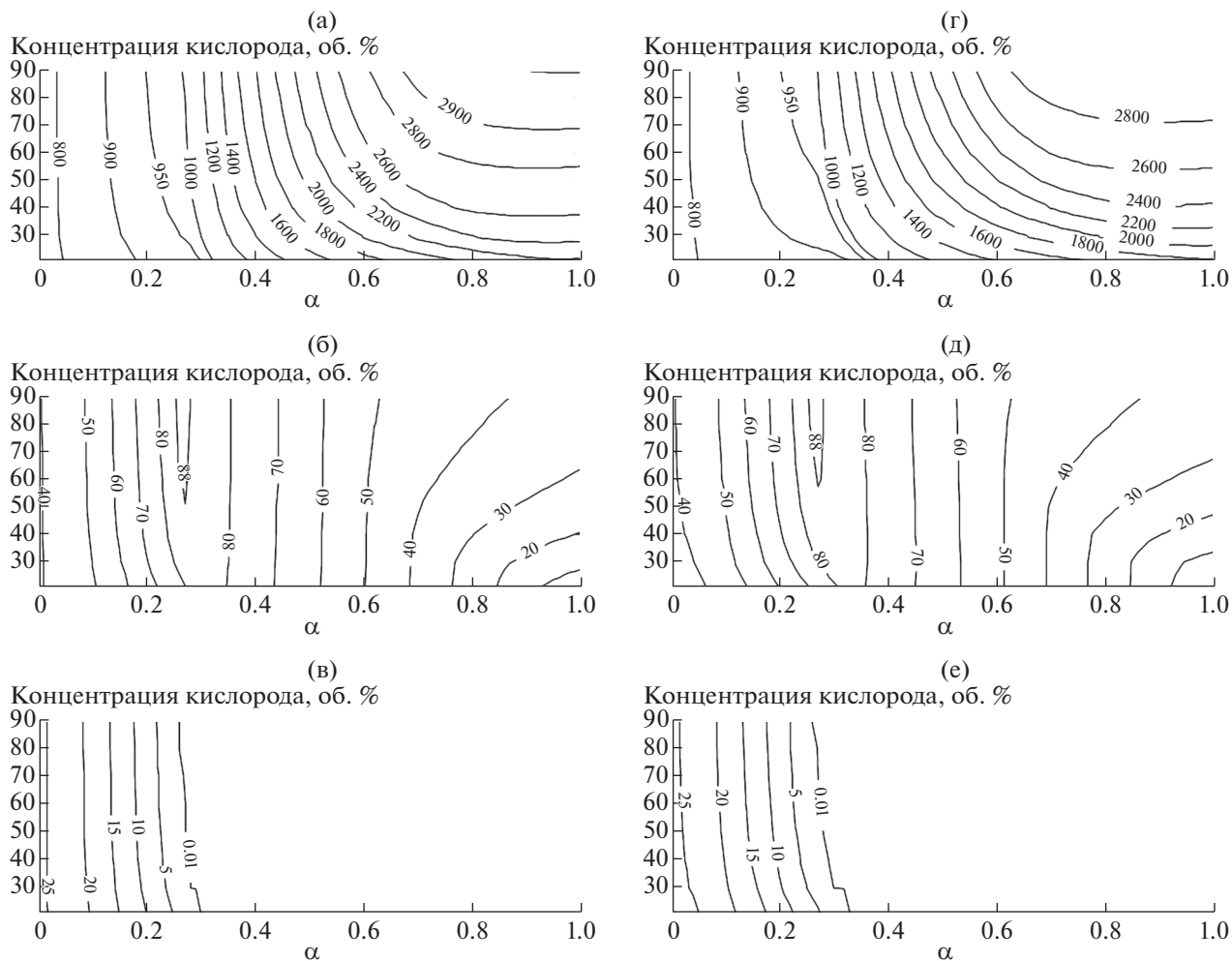


Рис. 4. Расчетные характеристики процесса газификации биомассы в смесях O_2/N_2 (а)–(в) и O_2/CO_2 (г)–(е): адиабатическая температура, К (а), (г); химический к.п.д., % (б), (д); выход углерода, моль/кг (в), (е).

Из-за того, что удельная молярная теплоемкость CO_2 выше, чем у N_2 , а реакция газификации имеет эндотермический эффект, адиабатическая температура газификации кокса в условиях разбавления кислородом продуктами сгорания оказывается намного ниже. С увеличением концентрации кислорода влияние разбавителя уменьшается, поэтому поведение характеристик в верхней части диаграмм практически совпадает.

Похожие закономерности наблюдаются при газификации каменного угля (рис. 2), однако из-за меньшего содержания углерода в составе максимальный химический к.п.д. в смесях O_2/N_2 оказывается порядка 83%. Из-за меньшей теплотворной способности по сравнению с коксом температура газификации оказывается меньше. При газификации в смесях O_2/CO_2 максимальный химический к.п.д. составляет 88% – почти на том же уровне, что и в случае кокса.

Для бурого угля (рис. 3) максимальные значения к.п.д. в смесях O_2/N_2 и O_2/CO_2 оказываются близки: примерно 88% для обоих разбавителей. Топология химического к.п.д. для обоих типов смесей довольно близка (в т.ч. максимальные значения достигаются при одних и тех же параметрах), хотя отличие температур в этой же области параметров ($\alpha = 0.4–0.6$), наоборот, оказывается наибольшим. Бурый уголь как топливо с высоким выходом летучих можно газифицировать при меньших значениях α по сравнению с каменным углем в смесях O_2/N_2 . Однако из-за его меньшей калорийности температура реакции недостаточна для эффективной утилизации теплоты в реакции углерода топлива с углекислым газом, поэтому газификация бурого угля в смесях O_2/CO_2 требует немного больших значений α и образование горючих компонентов за счет добавления CO_2 нивелируется добавлением окислителя.

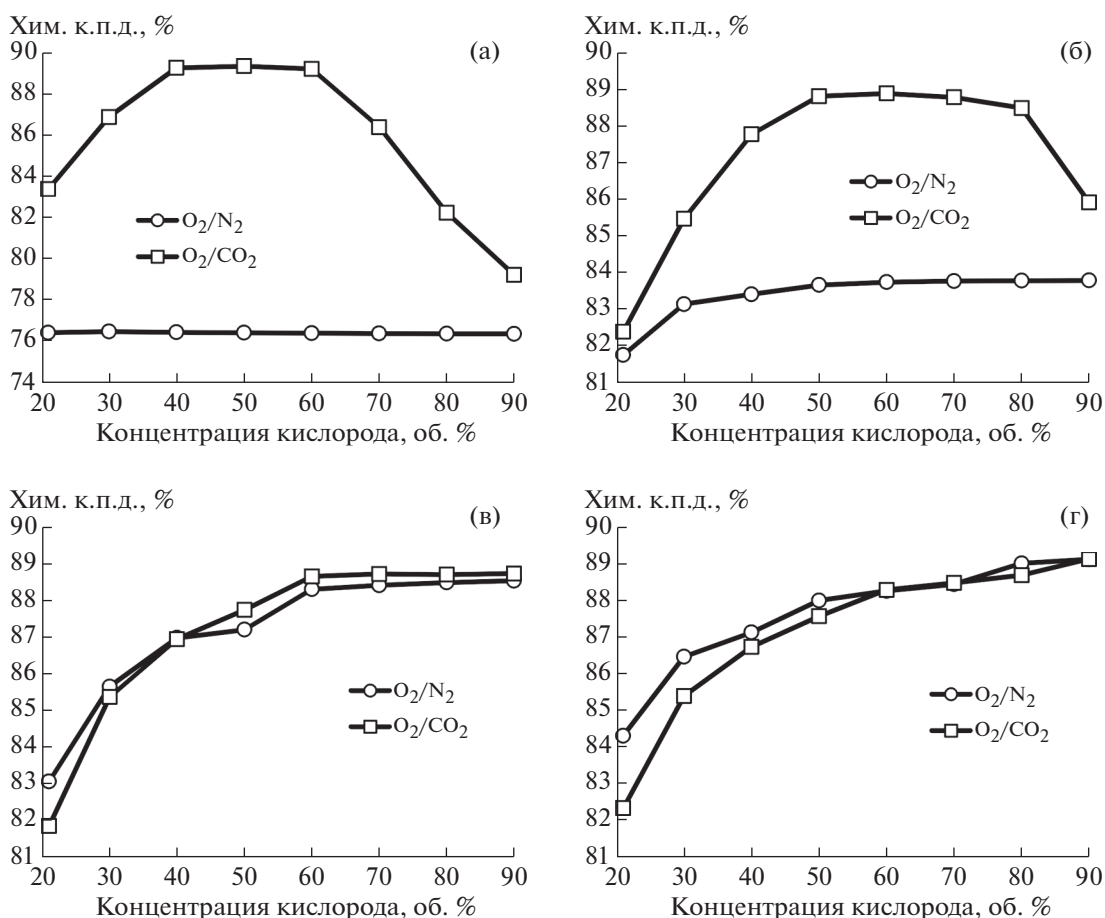


Рис. 5. Сравнение максимального химического к.п.д. газификации разных топлив в смесях O_2/N_2 и O_2/CO_2 : кокс (а), каменный уголь (б), бурый уголь (в), биомасса (г).

Для газификации биомассы (рис. 4) наблюдаются те же закономерности, что и для бурого угля. Биомасса — это топливо с самым высоким выходом летучих веществ (из рассмотренных в данной работе), поэтому изменение состава смеси с O_2/N_2 на O_2/CO_2 приводит к ухудшению характеристик газа при низких концентрациях кислорода и почти не меняет их при высоких концентрациях кислорода.

Максимальные значения равновесного химического к.п.д. для разных концентраций окислителя приведены на рис. 5. С увеличением выхода летучих и уменьшением массового содержания углерода в топливе различия между зависимостями химического к.п.д. в O_2/N_2 и O_2/CO_2 становятся все менее и менее заметными (хотя и не исчезают). Чем выше содержание углерода в топливе, тем больше положительный эффект от использования CO_2 в качестве разбавителя: при окислении летучих веществ бурого угля и биомассы образуется достаточно газообразных окислителей для

регенерации выделяющейся при окислении теплоты. Таким образом, высокоуглеродистые топлива, такие как каменный уголь и кокс, оказываются наиболее подходящим топливом для газификации в смесях O_2/CO_2 .

ВЫВОДЫ

С помощью равновесного термодинамического моделирования исследована предельная эффективность процессов газификации разных сортов твердого топлива в смесях O_2/CO_2 . В отличие от процессов газификации в смесях O_2/N_2 , при использовании смесей O_2/CO_2 стехиометрические ограничения на конверсию углерода ослабляются. Присутствующий в избытке CO_2 вступает в реакцию с углеродом, повышая выход горючих газов, но существенно снижая температуру (на 100–200 К). Эффект от использования CO_2 зависит также от концентрации кислорода: при низких концентрациях кислорода температура про-

цесса оказывается недостаточно высокой из-за разбавления (при этом использование CO_2 , наоборот, снижает химический к.п.д. газификации бурого угля и биомассы); при высоких концентрациях кислорода концентрация CO_2 оказывается недостаточно высокой для эффективной конверсии углерода. В таких условиях использование смесей O_2/CO_2 в качестве газифицирующего агента оказывается благоприятным только для высокоуглеродистых топлив. Наибольший эффект наблюдается при концентрации кислорода 50–60 об. %. Углекислый газ может также выступать в качестве добавки для управления температурой процесса, например при использовании комбинированного дутья.

ФИНАНСИРОВАНИЕ РАБОТЫ

Работа выполнена в рамках гранта Президента РФ для государственной поддержки молодых кандидатов наук (МК-157.2020.8).

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. *Зайченко В.М., Штеренберг В.Я.* // Теплоэнергетика. 2019. № 6. С. 75. [Thermal Engineering. 2019. V. 66. P. 440]
<https://doi.org/10.1134/S0040601519060107>
2. *Thattai A.T., Oldenbroek V., Schoenmakers L., Woudstra T., Aravind P.V.* // Appl. Thermal Eng. 2017. V. 114. P. 170.
<https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2016.11.167>
3. *Chen L., Yong S.Z., Ghoniem A.F.* // Progr. Energy Combust. Sci. 2012. V. 38. P. 156.
<https://doi.org/10.1016/j.pecs.2011.09.003>
4. *Kunze C., Spliethoff H.* // Appl. Energy. 2012. V. 94. P. 109.
<https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2012.01.013>
5. *Shi B., Xu W., Wu W., Kuo P.-C.* // Energy Conv. Manag. 2019. V. 195. P. 290.
<https://doi.org/10.1016/j.enconman.2019.05.006>
6. *Cau G., Tola V., Ferrara F., Porcu A., Pettinau A.* // Fuel. 2018. V. 214. P. 423.
<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2017.10.023>
7. *Zhou C., Shah K., Song H., Zanganeh J., Doroodchi E., Moghtaderi B.* // Energy Fuels. 2016. V. 30. № 3. P. 1741.
<https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.5b02209>
8. *Toftegaard M.B., Brix J., Jensen P.A., Glarborg P., Jensen A.D.* // Progr. Energy Combust. Sci. 2010. V. 36. P. 581.
<https://doi.org/10.1016/j.pecs.2010.02.001>
9. *Zhang Z., Li X., Zhang L., Luo C., Lu B., Xu Y., Liu J., Chen A., Zheng C.* // Fuel Proc. Tech. 2019. V. 184. P. 27.
<https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2018.11.011>
10. *Kidoguchi K., Hara S., Oki Y., Kajitani S., Umemoto S., Inumaru J.* // Proc. ASME 2011 Power Conference (Denver, USA, July 12–14 2011). 2011. V. 2. P. 485.
11. *Ishi H., Hayashi T., Tada H., Yokohama K., Takashima R., Hayashi J.* // Appl. Energy. 2019. V. 233–234. P. 156.
<https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2018.10.021>
12. *Romano M.C., Lozza G.G.* // Int. J. Greenhouse Gas Control. 2010. V. 4. P. 469.
<https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2009.11.010>
13. *Oki Y., Hara S., Umemoto S., Kidoguchi K., Hamada H., Kobayashi M., Nakao Y.* // Energy Proc. 2014. V. 63. P. 471.
<https://doi.org/10.1016/j.egypro.2014.11.050>
14. *Prawobo B., Aziz M., Umeki K., Susanto H., Yan M., Yoshikawa K.* // Appl. Energy. 2015. V. 158. P. 97.
<https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.08.060>
15. *Filippov P.S., Lazebnyy I.P., Ryzhkov A.F.* // J. Phys. Conf. Ser. 2020. V. 1565. P. 012096.
<https://doi.org/10.1088/1742-6596/1565/1/012096>
16. *Allam R., Martin S., Forrest B., Fetvedt J., Lu X., Freed D., Brown G.W.Jr., Sasaki T., Itoh M., Manning J.* // Energy Proc. 2017. V. 114. P. 5948.
<https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.03.1731>
17. *Weiland N.T., White C.W.* // Fuel. 2018. V. 212. P. 613.
<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2017.10.022>
18. *Botero C., Field R.P., Herzog H.J., Ghoniem A.F.* // Appl. Energy. 2013. V. 104. P. 408–417.
<https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2012.11.028>
19. *Tupsakhare S., Doohar J., Modroukas D., Castaldi M.* // Fuel. 2019. V. 256. P. 115848.
<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2019.115848>
20. *Watanabe H., Ahn S., Tanno K.* // Energy. 2017. V. 118. P. 181.
<https://doi.org/10.1016/j.energy.2016.12.031>
21. *Jimenez S., Gonzalo-Tirado C.* // Combust. Flame. 2017. V. 176. P. 94.
<https://doi.org/10.1016/j.combustflame.2016.09.024>
22. *Yin C., Yan J.* // Appl. Energy. 2016. V. 162. P. 742.
<https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.10.149>
23. *Yu J., Ou W., Zhou K.* // Fuel. 2014. V. 124. P. 173.
<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2014.01.101>
24. *Senneca O., Scala F., Chirone R., Salatino P.* // Fuel. 2017. V. 201. P. 65.
<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2016.11.034>
25. *Kriebitzsch S., Richter A.* // Combust. Flame. 2020. V. 211. P. 185.
<https://doi.org/10.1016/j.combustflame.2019.08.028>
26. *Maffei T., Khatami R., Perucci S., Faravelli T., Ranzi E., Levendis Y.A.* // Combust. Flame. 2013. V. 160. P. 2559.
<https://doi.org/10.1016/j.combustflame.2013.06.002>
27. *Ralnikov P.A., Abaimov N.A., Ryzhkov A.F.* // J. Phys. Conf. Ser. 2018. V. 1128. P. 012007.
<https://doi.org/10.1088/1742-6596/1128/1/012007>
28. *Valero A., Uson S.* // Energy. 2006. V. 31. P. 1643.
<https://doi.org/10.1016/j.energy.2006.01.005>
29. *Донской И.Г.* // ХТТ. 2016. № 3. С. 54. [Solid Fuel Chem. 2016. V. 50. P. 191]
<https://doi.org/10.3103/S0361521916030034>
30. *Donskoy I.* // E3S Web Conf. 2020. V. 209. P. 03011.
<https://doi.org/10.1051/e3sconf/202020903011>

31. Свищев Д.А., Кейко А.В. // Теплоэнергетика. 2010. № 6. С. 33.
32. Каганович Б.М., Филиппов С.П., Кейко А.В., Шаманский В.А. // Теплоэнергетика. 2011. № 2. С. 51. [Thermal Engineering. 2011. V. 58. P. 143] <https://doi.org/10.1134/S0040601511020054>
33. Глушко В.П. Термодинамические и теплофизические свойства продуктов сгорания. Т. 1. М.: ВИНТИ АН СССР, 1971.
34. Каганович Б.М., Кейко А.В., Шаманский В.А., Ширкалин И.А., Зароднюк М.С. Технология термодинамического моделирования. Редукция моделей движения к моделям покоя. Новосибирск: Наука, 2010. 236 с.
35. Rossi C.C.R.S., Berezuk M.E., Cardozo-Filho L., Guirardello R. // Comp. Chem. Eng. 2011. V. 35. P. 1226. <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2010.07.019>
36. Асланян Г.С., Гиневская И.Ю., Шпильрайн Э.Э. // ХТТ. 1984. № 1. С. 90.
37. Вдовенко В.С., Мартынова М.И., Новицкий Н.В., Юшина Г.Д. Энергетическое топливо СССР (ископаемые угля, горючие сланцы, торф, мазут и горючий природный газ). М.: Энергоатомиздат, 1991. 184 с.