

УДК 662.7

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ СОВМЕСТНОЙ КОНВЕРСИИ УГЛЯ И ШЛАМА СТОЧНЫХ ВОД В ОБРАЩЕННОМ СЛОЕВОМ ГАЗОГЕНЕРАТОРЕ

Донской Игорь Геннадьевич,
donskoy.chem@mail.ru

Институт систем энергетики им. Л.А. Мелентьева СО РАН,
Россия, 664033, г. Иркутск, ул. Лермонтова, 130.

Актуальность исследования обусловлена необходимостью утилизации бытовых и промышленных отходов. Утилизация горючих отходов, таких как шламы сточных вод, может быть совмещена с производством энергии для небольших потребителей. Одним из способов такой утилизации может стать газификация, позволяющая получить горючий газ, пригодный для получения тепловой и электрической энергии.

Цель: на основании результатов математического моделирования оценить эффективность совместной конверсии шлама с более качественным топливом (бурый уголь) при разных условиях проведения процесса (коэффициент избытка окислителя, состав топливной смеси, начальная влажность шлама сточных вод); оценить допустимую долю шлама в смеси с углем.

Объект: процесс обращенной слоевой газификации смесей бурого угля и шлама сточных вод.

Метод: математическое моделирование процесса слоевой термохимической конверсии твердых топлив с помощью разработанной ранее автором стационарной одномерной модели.

Результаты. Построены расчетные зависимости характеристик процесса газификации (химический КПД, состав и калорийность газа) от удельного расхода дутья, отношения уголь/шлам (0–100 %) и начальной влажности шлама (10–40 %). Определены максимальные значения доли шлама в смеси с углем при фиксированном на уровне 60–70 % химическом КПД и максимальные значения химического КПД при фиксированной на уровне 20–30 % доле шлама в смеси с углем (для того чтобы избежать спекания слоя). При влажности шлама 40 % его максимальная доля в смеси с углем может достигать 50 % (при исключении спекания). Влага, содержащаяся в шламе, испаряется и выступает в качестве дополнительного газифицирующего агента. При ограничении доли шлама в смеси с углем на уровне 20–30 % эффективность газификации падает незначительно по сравнению с углем без добавок шлама.

Ключевые слова:

Газификация, уголь, шлам сточных вод, математическое моделирование, химический КПД.

Введение

При очистке сточных вод основным отходом является шлам, представляющий собой обводненную смесь органических и неорганических веществ. По статистике, на каждого человека приходится порядка нескольких килограммов шлама в год [1], поэтому во многих странах его уничтожение становится важной задачей. Среди основных проблем переработки шлама выделяют: высокую влажность, нестабильность состава и особенности термического поведения (образование смол, спекание органической массы и золы).

Среди технологий переработки шлама основную долю занимает сжигание. Низкую теплотворную способность шлама обычно компенсируют за счет сжигания в смеси с качественными топливами, такими как углеводороды, биомасса и уголь [2]. Для предотвращения спекания при сжигании шлама часто используются вращающиеся печи, проталкивающие шнеки [3, 4], сжигание в кипящем слое [5]. В работе [6] предложен эффективный способ газификации шлама в воде при сверхкритических условиях (750 °C, 30 МПа). В данной работе рассматривается обращенный слоевой процесс газификации, который характеризуется пониженным загрязнением генераторного газа смолистыми продуктами за счет разложения в высокотемпературной окислительной зоне и фильтрации в восстановительной зоне.

Настоящая статья посвящена разработке математической модели газификации шлама в плотном

слое вместе с углем, а также использованию этой модели для поиска оптимальных условий проведения процесса.

Газификация и совместная газификация шлама

Термогравиметрический анализ образцов шлама показывает наличие нескольких стадий разложения [7–9], которые обычно имеют более размытый характер по сравнению с другими топливами (такими как уголь и биомасса). В работе [10] был исследован сдвиг ТГ-кривых при изменении концентрации кислорода в дутье, что позволило уточнить численные значения кинетических коэффициентов для отдельных стадий. Совместная конверсия шлама с углем в условиях ТГА исследовалась в работе [11], где был сделан вывод об аддитивности выгорания компонентов смеси. Похожие результаты получены в работе [12]. В работе [13] были обнаружены небольшие отклонения от аддитивности. Эти данные, однако, получены для небольших скоростей нагрева, когда наложения стадий пиролиза и выгорания отдельных компонентов не происходит.

Эксперименты по выгоранию одиночных частиц гранулированного шлама проводились в работах [14, 15]. Авторы получили набор экспериментальных данных по кинетике выгорания для широкого диапазона условий, в том числе при совместном окислении с углем. Результаты исследований собраны в виде статистических моделей, которые позволяют прогнозировать отклик процесса в

пределах заданных значений размеров частиц, а также температуры и скорости воздушного дутья. В работе [16] проводились измерения в пылевоздушной струе, были исследованы особенности поведения отдельных частиц, такие как образование фронта горения летучих, образование разных типов конденсированных частиц (твердый остаток пиролиза, спекшаяся смола, частицы неорганических включений). Получены зависимости характеристик горения струи и отдельных частиц от размеров частиц, концентрации кислорода и условий топливподготовки.

Газификация гранулированного шлама с влажностью 12 % и зольностью 23 % в обращенном слоевом реакторе проводилась в работе [17]. Авторам удалось добиться стационарных режимов с температурой в ядре горения порядка 1000–1100 °С, однако содержание смол и пыли в сыром газе достигает 6–8 г/нм³ – такой уровень загрязнения требует дополнительной очистки газа перед сжиганием.

Одностадийный процесс газификации шлама в реакторе кипящего слоя исследовался в работе [18]. Авторы предложили упрощенную кинетическую модель разложения шлама, которую применили для описания наблюдаемых эффектов. Для снижения выхода смолы используют материал слоя с каталитическими свойствами [19], дутье с повышенной концентрацией кислорода [20]. В работе [21] предложен способ газификации сухого (влажность 2–8 %) шлама в двухстадийном реакторе кипящего слоя. Образующиеся на первой стадии смолистые продукты сорбируются и разлагаются на второй стадии в слое активного компонента (активированный уголь, доломит), благодаря чему удается получить достаточно чистый газ. В других работах авторов [22, 23] удалось добиться дополнительного снижения содержания смолы в газе за счет подогрева топлива в шнековом питателе (торрификации).

Совместная газификация шлама с другими топливами позволяет повысить влажность перерабатываемого шлама. Например, в работах [24–26] сообщается о газификации древесины и шлама с влажностью 20 %. В работе [25] показано, что при переходе от шлама к смеси с содержанием древесных пеллет 30 % химический КПД возрастает с 20–30 до 30–50 %. Однако высокая доля шлама в смеси, помимо ухудшения характеристик газа и конверсии топлива, может привести к спеканию и снижению проницаемости слоя [2, 4]. Полученный газ содержит больше конденсата, поэтому требует дополнительной очистки.

В работе [27] были проведены эксперименты по газификации засыпок древесных пеллет и шлама сточных вод в реакторе периодического действия. Температурные измерения позволили обнаружить протекание волн химического превращения, связанных с выходом летучих и выгоранием твердого остатка. Эксперименты показали, что брикеты из шлама горят с большей температурой, чем древесные пеллеты, но с меньшей удельной скоростью. Устойчивый режим достигается при больших значениях избытка окислителя (порядка 0,6–0,8).

Высокая влажность шлама способствует автогазификации: при внешнем нагреве влага становится газифицирующим агентом [28, 29]. Способ газификации, в котором топливо (смесь шлама с древесной щепой) прогревалось в шнековом реакторе при температуре стенок 700–900 °С, был экспериментально исследован в работе [30]. Проведенные авторами измерения показывают, что повышение доли шлама ухудшает характеристики горючего газа, однако способствует более полной конверсии топливной смеси. Пирогазификация шлама во вращающемся реакторе (для устранения проблем со спеканием) проводилась также в работе [4], авторы которой сообщают о достижении КПДхим 67 % (за счет внешнего теплоподвода).

При математическом моделировании процессов газификации шлама и его смесей с другими твердыми топливами обычно используются равновесные термодинамические модели [18]. В работах [26, 31] предложены нестационарные зональные и пространственно одномерные модели, с помощью которых авторы исследовали переходные режимы в слоевых газогенераторах. Для процессов кипящего слоя применяют CFD-модели [32, 33]. В [34] авторы использовали несколько разных математических моделей: термодинамическую модель (с ограничениями на образование смолы и степень равновесности некоторых реакций) и трехмерную CFD-модель физико-химических процессов в пористой среде. Как показало сравнение результатов, детализация модели мало влияет на интегральные характеристики процесса, хотя и позволяет проанализировать картину течения и распределение температур в слое.

Математическая модель одномерного стационарного реактора

Рассматривается стационарный процесс газификации в однородном по сечению слое частиц. Высота реакционной зоны слоя составляет 0,25 м, внутренний диаметр реактора 0,2 м. Расход топлива равен 10 кг/ч, расход дутья (подогретый до 30 °С воздух) порядка нескольких нм³/ч. В качестве топлива используются смеси частиц азейского бурого угля (средний размер 2,5 см) и шлама (с тем же размером частиц). Состав и свойства компонентов приведены в табл. 1.

Таблица 1. Состав и свойства угля и шлама

Table 1. Composition and properties of coal and sewage sludge

Характеристика Characteristic (%)	Уголь Coal	Шлам Sewage sludge
W ^r	10	10–40
A ^d	17	28,4
V ^{daf}	44	76
C ^{daf}	76,30	47,3
H ^{daf}	5,3	6,5
O ^{daf}	17,3	36,9
N ^{daf}	1,54	7,0
S ^{daf}	0,46	2,3
Размер частиц, см Particle size, cm	2,5	2,5

Уравнения, описывающие стационарный теплообмен в слое топлива, могут быть записаны следующим образом [35]:

$$\begin{aligned} \lambda^g \frac{dT^g}{dz^2} - C_p^g J^g \frac{dT^g}{dz} - \alpha_1 S_1 (T^g - T^f) - \\ - \alpha_2 S_2 (T^g - T^w) + Q^g(z) = 0; \\ \lambda^f \frac{dT^f}{dz^2} - C_p^f J^f \frac{dT^f}{dz} + \alpha_1 S_1 (T^g - T^f) - \\ - \alpha_3 S_2 (T^g - T^w) + Q^f(z) = 0; \\ \lambda^w \frac{dT^w}{dz^2} + \alpha_1 S_1 (T^g - T^f) + \alpha_3 S_2 (T^g - T^w) = 0. \end{aligned}$$

Здесь T – температура, К; C_p – теплоемкость, Дж/кг/К; λ – эффективная теплопроводность, Вт/м/К; α – коэффициент теплоотдачи, Вт/м²/К; J – массовый поток, кг/с; S_1 – площадь теплообмена между газом и топливом, м²; S_2 – площадь теплообмена между газом и стенкой, м²; Q – источник теплоты, Вт; z – пространственная координата (высота слоя), м; индексы f, g и w соответствуют топливу, газу и стенке.

Коэффициент теплопроводности газа в слое частиц равен коэффициенту теплопроводности чистого азота, дисперсионные эффекты учитывали по рекомендациям из работы [36]; теплоемкость газовой смеси рассчитывается как сумма теплоемкостей компонентов. Теплопроводность и теплоемкость обоих топлив рассчитываются по формулам из работы [37], для влажного топлива в принятом приближении выполняется аддитивность характеристик сухого топлива и свободной влаги. Коэффициент теплопроводности засыпки включает поправку на излучение [36]. Теплопроводность стальной стенки известна из справочных данных. Предполагается, что теплообмен между топливом и стенкой происходит только через излучение (контактный теплообмен пренебрежимо мал). Теплотери через стенку в окружающую среду не учитываются, однако учитывается переток теплоты из ядра горения в зоны подготовки топлива и газификации огарка [38]. Этот переток, впрочем, незначителен: исключение уравнения для температуры стенки мало влияет на основные характеристики процесса.

На входе в слой для температур топлива и газа выполняются условия Данквертса [39] (для упрощения считаем, что химические реакции на входной границе не протекают), а для стенки – граничные условия второго рода:

$$\begin{aligned} C_p^g J_0^g (T_0^g - T^g(0)) - \lambda^g \frac{dT^g}{dz} \Big|_{z=0} &= 0; \\ C_p^f J_0^f (T_0^f - T^f(0)) - \lambda^f \frac{dT^f}{dz} \Big|_{z=0} &= 0; \\ \frac{dT^w}{dz} \Big|_{z=0} &= 0. \end{aligned}$$

На выходе из слоя устанавливаются граничные условия второго рода для всех температур:

$$\frac{dT^g}{dz} \Big|_{z=L} = 0; \quad \frac{dT^f}{dz} \Big|_{z=L} = 0; \quad \frac{dT^w}{dz} \Big|_{z=L} = 0.$$

Для решения этой системы уравнений необходимо знать функции источников теплоты $Q(z)$. Обычно эти функции определяются кинетикой химических реакций. В настоящей работе применяется упрощенный кинетико-термодинамический подход для их расчета: учитывается кинетика гетерофазных реакций, а реакции в газовой фазе считаются равновесными [40].

При численном решении задачи реактор разбивается по оси на ряд элементов малого объема. Зная время пребывания газа в каждом из этих элементов, можно записать для выбранного i -го элемента функцию источника теплоты:

$$Q_i(z) = \frac{-\Delta H_i^r}{\tau_i} = \frac{(\sum h_j n_j^{in} - \sum h_j n_j^{out})}{\tau_i}.$$

Здесь ΔH^r – изменение энтальпии компонентов в результате химических реакций, Дж; h_j – молярная энтальпия j -го компонент, Дж/моль; n_j – количество j -го компонента, моль; τ – время контакта, с; индекс in относится к входящему потоку, out – к исходящему.

Таким образом, для вычисления функции источника (или стока) теплоты необходимо знать изменение компонентного состава системы в малом объеме. Расчет изменения химического состава происходит в две стадии. Сначала рассматриваются гетерогенные процессы: сушка, пиролиз и реакции углеродистого остатка с O_2 , CO_2 и H_2O .

$$\begin{aligned} u_f \frac{dn_{H_2O}}{dz} &= \beta S_1 \left(C_{H_2O}^{eq} - \frac{n_{H_2O}}{V_g} \right); \\ u_f \frac{dn_v}{dz} &= -k_{pyr} n_v; \\ u_f \frac{dn_c}{dz} &= -k_{O_2}^{eff} S_1 \frac{n_{O_2}}{V_g} - k_{CO_2}^{eff} S_1 \frac{n_{CO_2}}{V_g} - k_{H_2O}^{eff} S_1 \frac{n_{H_2O}}{V_g}. \end{aligned}$$

Здесь u_f – линейная скорость движения топлива, м/с; V_g – порозный объем, м³; β – коэффициент массообмена, м/с; C^{eq} – равновесная концентрация паров воды, моль/м³ (определяется из табличных данных по равновесному давлению паров воды); k_{pyr} – константа скорости пиролиза, с⁻¹; n_v – количество летучих веществ в топливе, моль; n_c – количество углерода топлива, моль; n_{O_2} , n_{CO_2} , n_{H_2O} – количество молей соответствующих веществ в порозном объеме, моль; S_1 – площадь реакционной поверхности топлива, м²; k^{eff} – эффективная константа скорости гетерогенной реакции, м/с (нижний индекс относится к газифицирующему агенту). Эффективная константа скорости гетерогенной реакции k^{eff} определяется в квазистационарном приближении:

$$k^{eff} = \frac{1}{\frac{1}{\beta} + \frac{1}{k_0 e^{\frac{E}{RT}}}}.$$

Здесь k_0 – предэкспонент, м/с; E – энергия активации, Дж/моль; R – универсальная газовая постоянная, 8,314 Дж/моль/К. Кинетические коэффициенты гетерогенных реакций приведены в табл. 2. Коэффициент межфазного массообмена для слоя частиц определяется по формуле [41]:

$$\beta = \text{Nu}_d \frac{D_g}{d} = 0,23 \text{Re}_d^{0,86} \frac{D_g}{d}.$$

Здесь Nu_d – диффузионное число Нуссельта; D_g – эффективный коэффициент диффузии, м²/с; d – средний размер частиц, м; Re_d – число Рейнольдса, построенное по среднему размеру частицы.

На второй стадии выделившиеся в результате сушки, пиролиза и газификации газы перемешиваются и реагируют между собой до достижения локального термохимического равновесия. Для этого используется блок минимизации энергии Гиббса [42]:

$$\mathbf{n}^{out} = \arg \min G(\mathbf{n});$$

$$G(\mathbf{n}) = \sum_{j=1}^N \left[n_j \left(\mu_j^0 + RT \ln \frac{n_j}{\sum_{k=1}^N n_k} \right) \right];$$

$$\mathbf{A}\mathbf{n} = \mathbf{b};$$

$$n_j \geq 0.$$

Таким образом, для определения конверсии топлива используется система обыкновенных диффе-

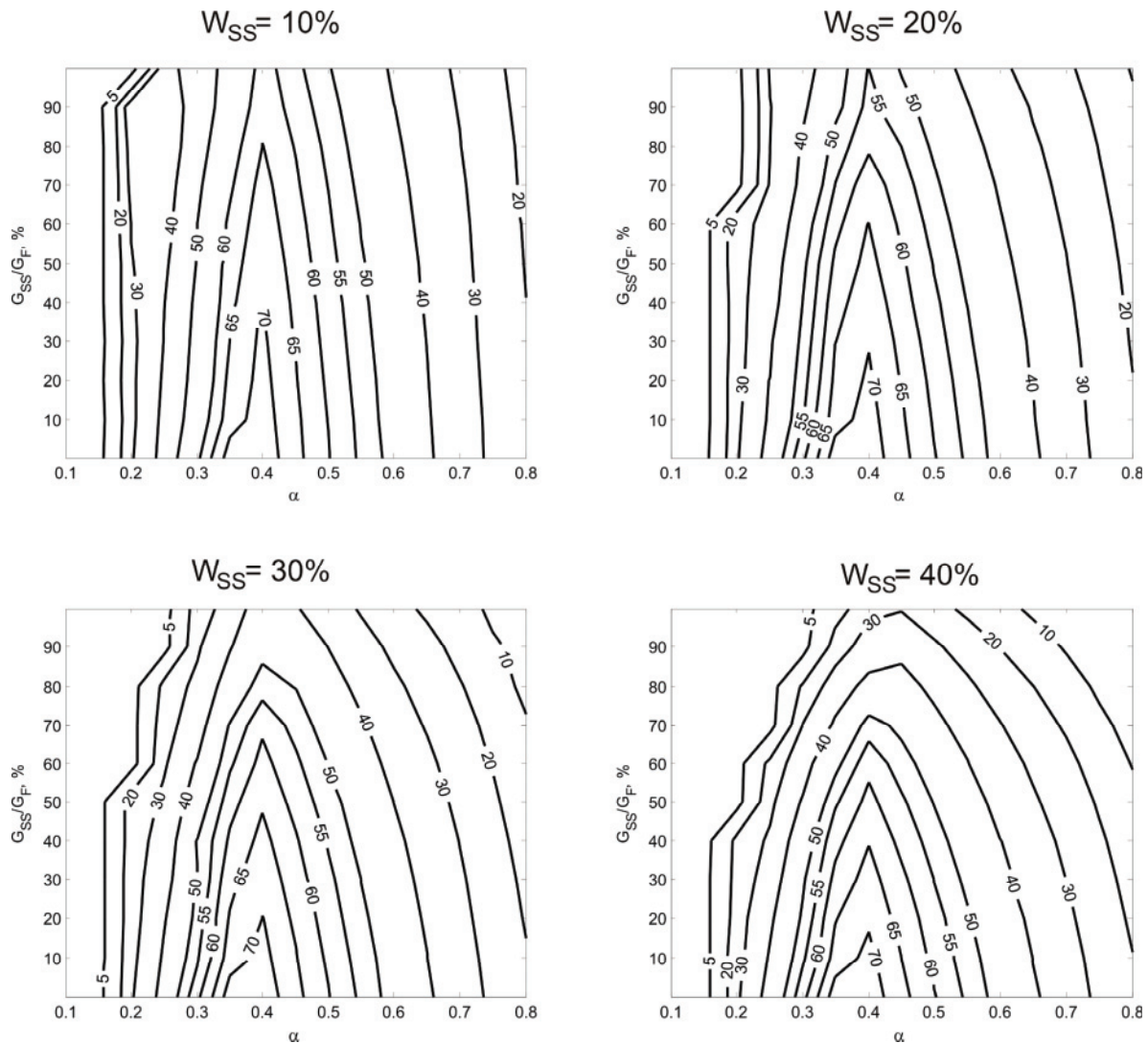


Рис. 1. Зависимость химического КПД процесса газификации (%) от избытка окислителя (α), доли шлама в смеси с углем (G_{SS}/G_F) и его начальной влажности (W_{SS})

Fig. 1. Dependence of cold gas efficiency of co-gasification (%) on air excess ratio (α), sewage sludge mass fraction in mixture with coal (G_{SS}/G_F) and its initial moisture content (W_{SS})

ренциальных уравнений; для определения состава газа используется равновесная субмодель. Итоговая разность энтальпий входит в виде источникового члена в уравнения теплопереноса [43, 44].

Таблица 2. Кинетические характеристики угля и шлама
Table 2. Kinetics coefficients for coal and sewage sludge

Реакция Reaction	Древесина/Wood		Шлам/Sewage sludge	
	k_0	E_a , кДж/моль (kJ/mole)	k_0	E_a , кДж/моль (kJ/mole)
Пиролиз Pyrolysis	$3,35 \cdot 10^3, \text{с}^{-1}$	113,3	$2,7 \cdot 10^6, \text{с}^{-1}$	120
$\text{C} + \text{O}_2$	$4,88 \cdot 10^6, \text{м/с}$	177	$1,6 \cdot 10^6, \text{м/с}$	99
$\text{C} + \text{CO}_2$	$2,48 \cdot 10^{11}, \text{м/с}$	265,8	$2,7 \cdot 10^6, \text{м/с}$	218
$\text{C} + \text{H}_2\text{O}$	$1,76 \cdot 10^6, \text{м/с}$	180	$2,1 \cdot 10^6, \text{м/с}$	158

Оптимизация процесса обращенной газификации смесей угля и шлама с разной влажностью

С помощью разработанной модели были проведены вариантные расчеты процесса совместной газификации угля и шлама. Диапазон условий: доля шлама в смеси с углем от 0 до 100 % мас. (с шагом 10 %); коэффициент избытка окислителя 0,1–0,8 (с шагом 0,05); начальная влажность шлама 10–40 % на рабочую массу (с шагом 10 %). Результаты расчетов приведены ниже в виде диаграмм, на которых изображены зависимости характеристик процесса от удельного расхода дутья и состава топлива (рис. 1–5). В качестве основного критерия эффективности выступает химический КПД (КПД_{хим}, cold gas efficiency), равный доле теплотворной способности твердого топлива, перешедшей в теплотворную способность генераторно-

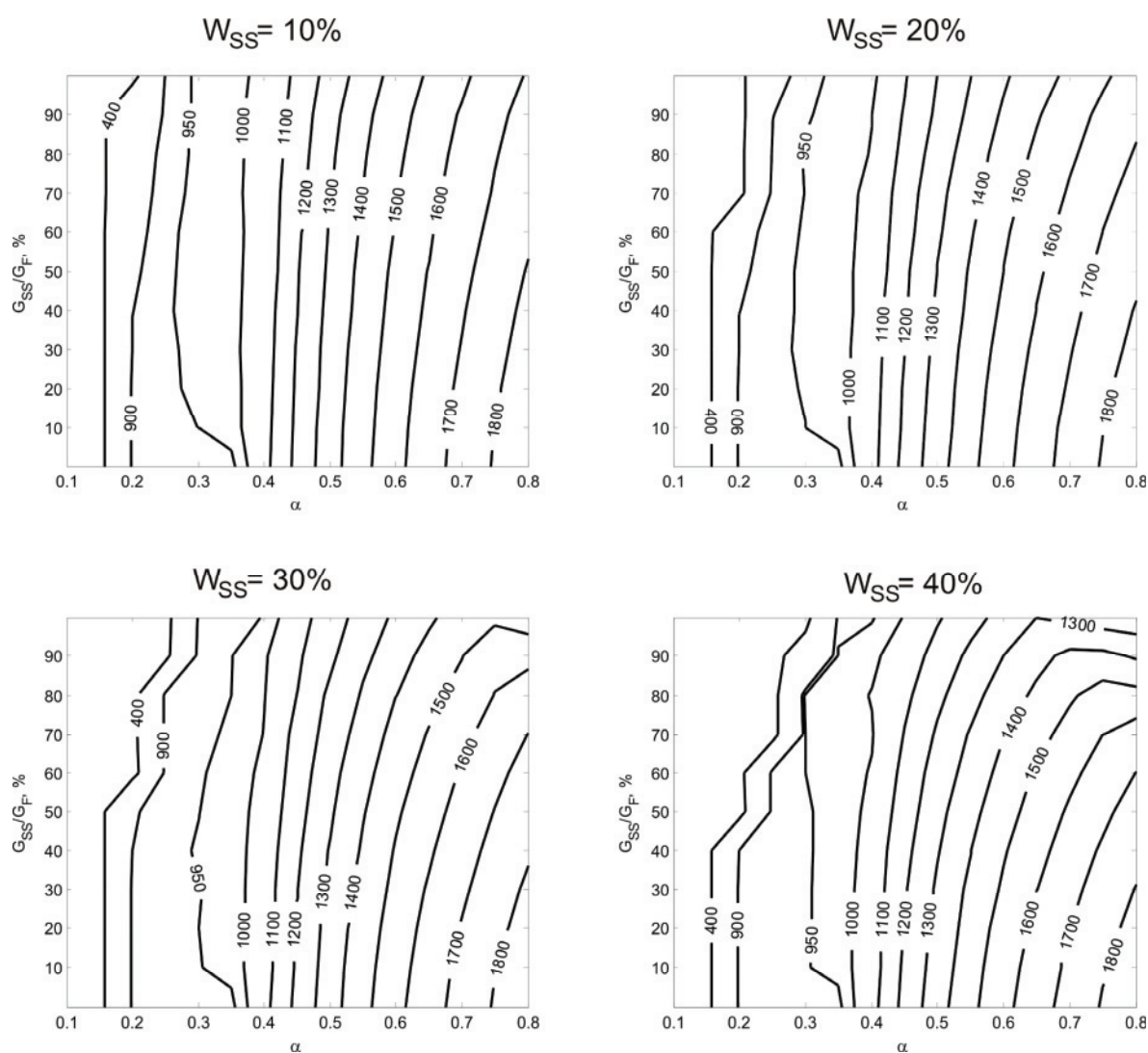


Рис. 2. Зависимость температуры генераторного газа (K) от избытка окислителя (α), доли шлама в смеси с углем (G_{SS}/G_F) и его начальной влажности (W_{SS})

Fig. 2. Dependence of output gas temperature (K) on air excess ratio (α), sewage sludge mass fraction in mixture with coal (G_{SS}/G_F) and its initial moisture content (W_{SS})

го газа. Поверхности КПД_{хим} имеют экстремумы: при увеличении коэффициента избытка окислителя КПД_{хим} сначала возрастает за счет окисления топлива с образованием горючих газов, затем достигает максимума (который близок к точке полной конверсии топливного углерода), после чего падает из-за окисления горючих газов [45].

Газификация бурого угля протекает с оптимальным КПД_{хим} порядка 70 %. Сухой шлам (с влажностью 10 %) эффективно газифицируется даже без добавок угля, однако с ростом влажности КПД_{хим} резко уменьшается. Шлам с влажностью 40 % скорее тлеет, чем горит: максимальная эффективность его конверсии составляет около 30 %. Температура выходящего из слоя генераторного газа резко возрастает при переходе от режимов окислительного пиролиза к газификации (рис. 2). При избытке

окислителя 0,4 газ имеет температуру порядка 950–1100 К.

Минимальное значение коэффициента избытка окислителя, при котором начинается газификация, определяет границу термической устойчивости процесса. Как видно из рис. 1, 2, для древесины и сухого шлама эта величина составляет около 0,2–0,25. С увеличением влажности газификация становится возможной при больших удельных расходах воздуха: при влажности шлама 30 и 40 % минимальный коэффициент избытка окислителя составляет около 0,3–0,4. Для газификации такого влажного топлива требуются большие затраты теплоты. Максимум КПД_{хим} при этом смещается в сторону больших коэффициентов избытка окислителя, поскольку дожигание огарка при невысоких температурах требует окисления значительной части горючих газов.

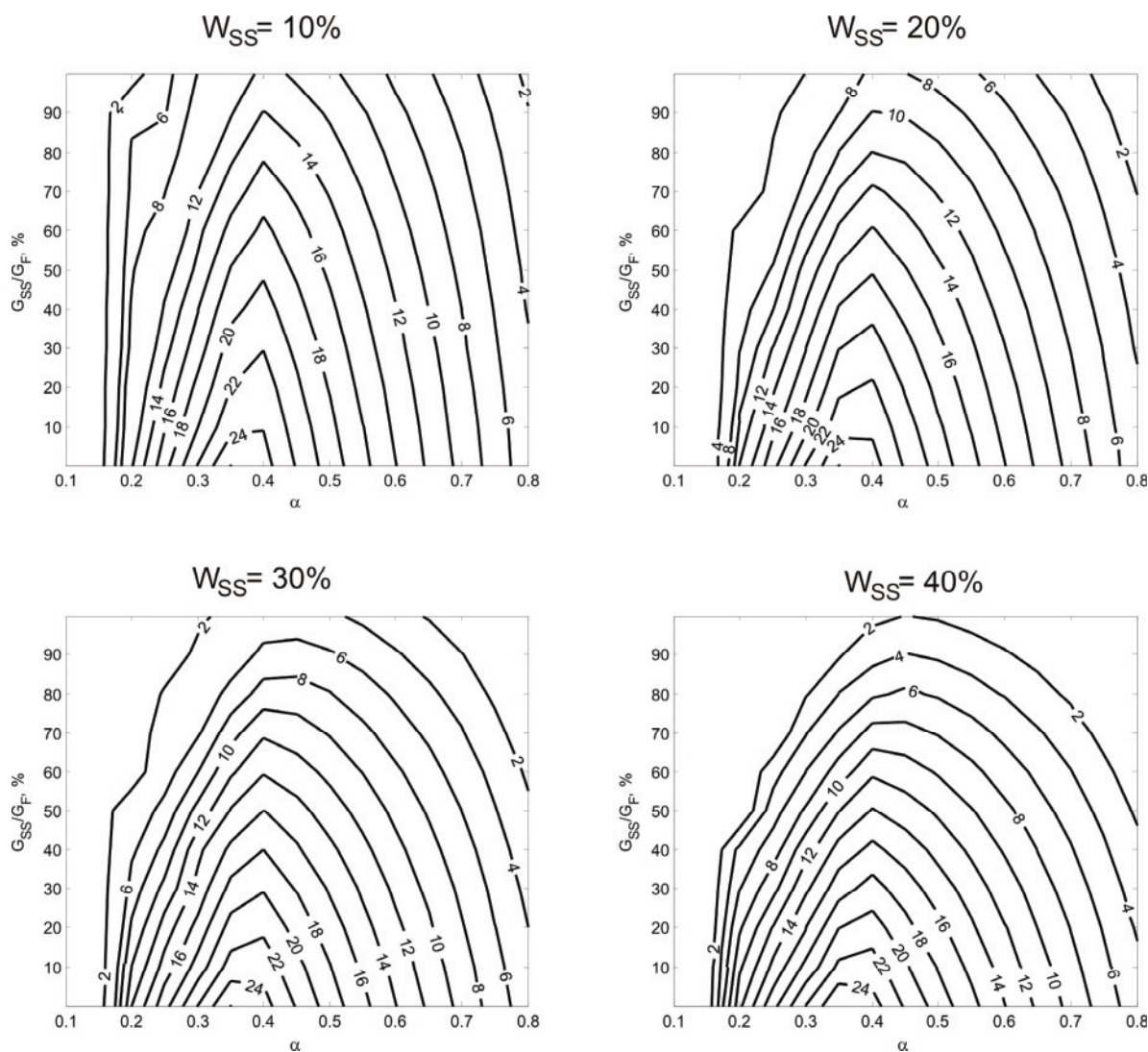


Рис. 3. Зависимость объемной концентрации CO в генераторном газе (%) от избытка окислителя (α), доли шлама в смеси с углем (G_{SS}/G_F) и его начальной влажности (W_{SS})

Fig. 3. Dependence of CO molar fraction (%) in output gas on air excess ratio (α), sewage sludge mass fraction in mixture with coal (G_{SS}/G_F) and its initial moisture content (W_{SS})

Таблица 3. Зависимость допустимой доли шлама в смеси с углем от его влажности

Table 3. Dependence of admissible sludge fraction in coal-sludge mixture on its mixture content

Минимальный КПД _{хим} , % Minimum efficiency, %	Начальная влажность шлама, % Initial moisture of sludge, %	Максимальная доля шлама, % Maximum sludge fraction, %
60	10	100
	20	70
	30	60
	40	50
50	10	100
	20	100
	30	80
	40	70

Ограничиваясь минимальным значением КПД_{хим} в 50–60 %, можно установить максимальную долю шлама в смеси для разных уровней

влажности. Эти значения приведены в табл. 3. В ряде случаев результаты математического моделирования показывают возможность газификации шлама без добавок угля. При влажности шлама, равной 40 %, его доля в смеси с углем может составлять не более 30–40 %. Эти значения выше известных из литературных данных по конверсии влажного шлама. Однако в математической модели не учитывается агломерация, которая часто упоминается в экспериментальных работах [26]. Образование агломератов особенно характерно для влажного топлива, поэтому границы эффективных режимов будут отличаться от представленных на рис. 1 и в табл. 3. Если провести такую границу на уровне 20–30 % (т. е. принять, что при такой доле шлама образующиеся агломераты не мешают работе газогенератора), можно оценить достижимый химический КПД для шламов разной влажности в смесях с углем: эти оценки приведены в табл. 4.

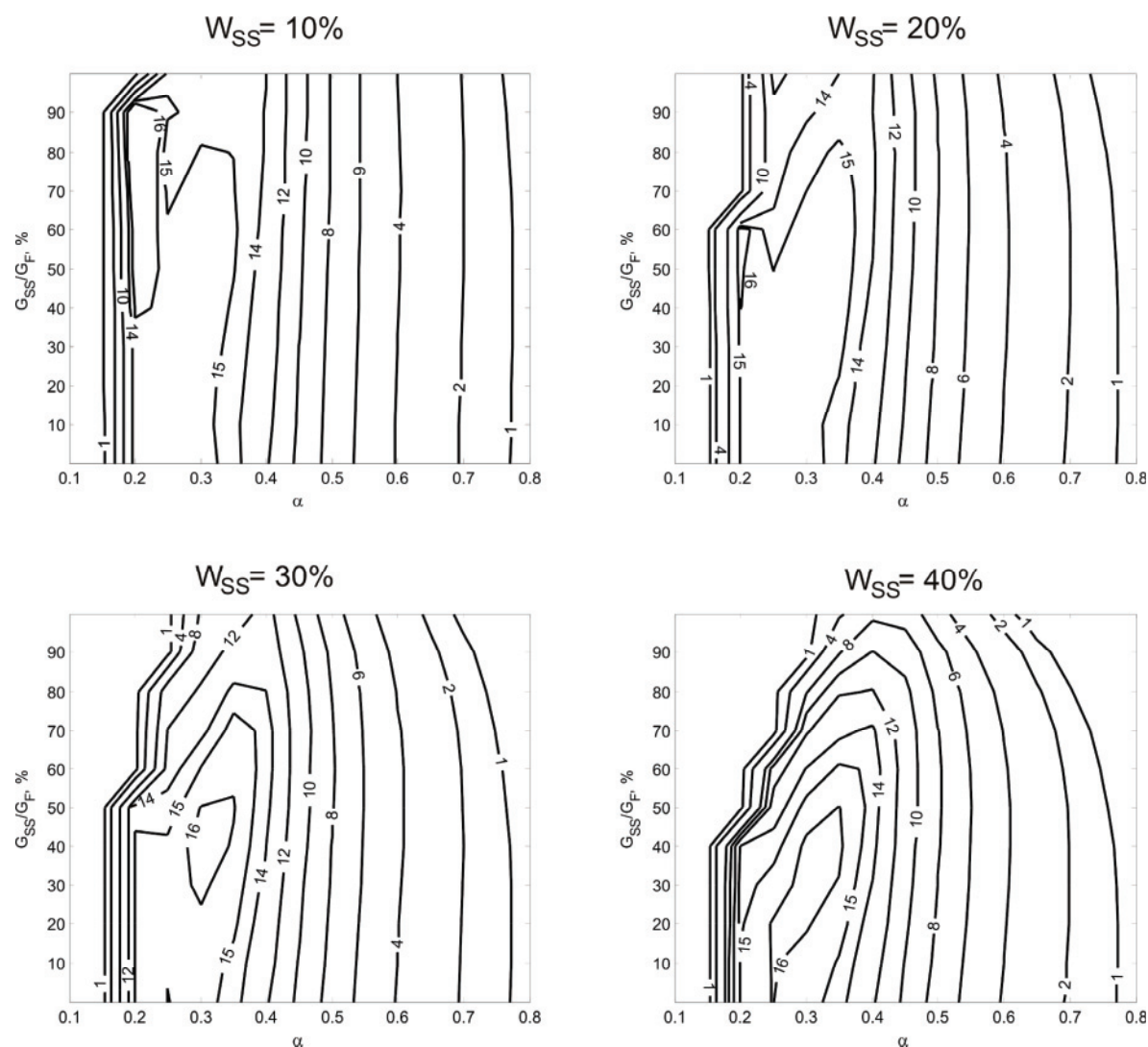


Рис. 4. Зависимость объемной концентрации H_2 в генераторном газе (%) от избытка окислителя (α), доли шлама в смеси с углем (G_{SS}/G_F) и его начальной влажности (W_{SS})

Fig. 4. Dependence of H_2 molar fraction (%) in output gas on air excess ratio (α), sewage sludge mass fraction in mixture with coal (G_{SS}/G_F) and its initial moisture content (W_{SS})

Таблица 4. Химический КПД процесса газификации с ограничением на массовую долю шлама в смеси

Table 4. Cold gas efficiency of gasification constrained by sewage sludge mass fraction in coal-sludge mixture

Максимальная доля шлама, % Maximum sludge fraction, %	Начальная влажность шлама, % Initial moisture of sludge, %	Максимальный КПД _{хим} , % Minimum efficiency, %
20	10	71.6
	20	70.9
	30	70.1
	40	69.3
30	10	70.8
	20	69.6
	30	68.4
	40	67.2

Расчетное содержание CO и H₂ в генераторном газе представлено на рис. 3, 4. Эти газы являются основными продуктами газификации, и по их отношению обычно определяют характеристики газа, поэтому остальные газы (азот, метан, сероводород) здесь не приводятся. Концентрация CO имеет единственный экстремум, соответствующий оптимальным условиям газификации бурого угля. Экстремум концентрации H₂ лежит в области промежуточных составов, и с увеличением влажности шлама положение экстремума смещается в сторону больших значений доли угля и коэффициента избытка окислителя, что можно связать с превращением влаги шлама в водяной пар, который выступает в качестве дополнительного газифицирующего агента [29].

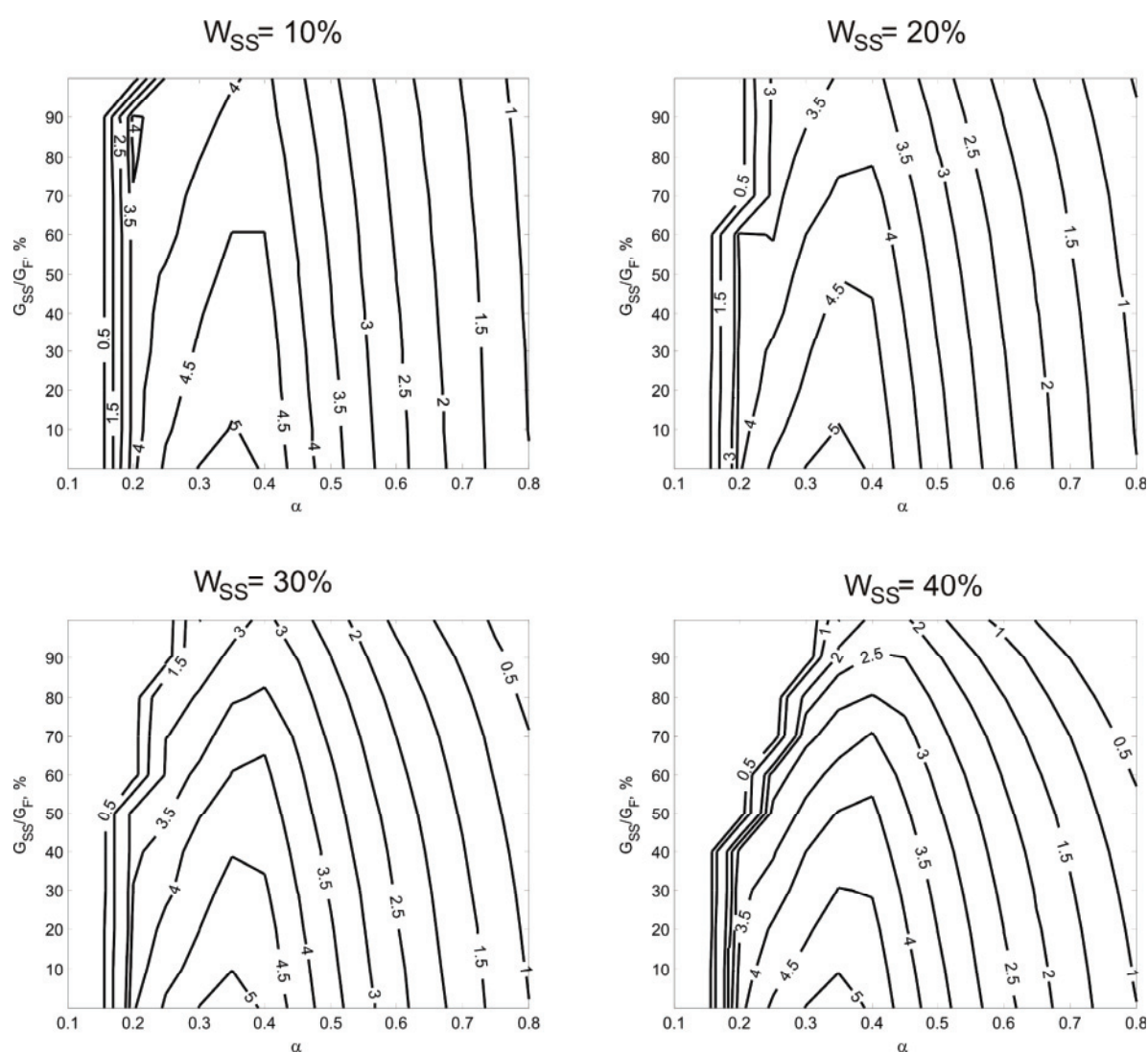


Рис. 5. Зависимость теплотворной способности сухого генераторного газа (МДж/нм³) от избытка окислителя (α), доли шлама в смеси с углем (G_{SS}/G_F) и его начальной влажности (W_{SS})

Fig. 5. Dependence of dry gas heating value (MJ/Nm³) on air excess ratio (α), sewage sludge mass fraction in mixture with coal (G_{SS}/G_F) and its initial moisture content (W_{SS})

На рис. 5 приведены значения высшей теплотворной способности сухого генераторного газа (после конденсации и удаления влаги). Теплота сгорания сухого генераторного газа уменьшается с увеличением доли шлама и его влажности. Для угля без добавок шлама эта величина составляет около 5 МДж/нм³, для сухого шлама – около 3,5–4 МДж/нм³, для влажного шлама – менее 2 МДж/нм³. При газификации сухого шлама наблюдается два экстремума теплотворной способности от коэффициента избытка окислителя: при малых избытках окислителя (как видно из рис. 4, при этом образуется пирогаз с высоким содержанием водорода) и вблизи точки максимального химического КПД (образуется генераторный газ с высоким содержанием СО). Пиролиз влажного шлама неустойчив, поэтому при влажности 20–40 % наблюдается единственный экстремум теплотворной способности.

Выводы

Проведено расчетное исследование процесса совместной конверсии бурого угля и шлама сточных вод в обращенном газогенераторе. Расчеты проведены с использованием стационарной одномерной модели тепломассообмена в плотном слое с химиче-

скими реакциями. Анализ результатов математического моделирования показывает следующее:

- 1) При отсутствии явлений агломерации можно реализовать достаточно эффективный процесс газификации шлама с влажностью 10–20 % без добавок угля. Для шлама с влажностью 30–40 % конверсия без добавления угля протекает с низким химическим КПД. Доля шлама в смеси зависит от требуемого химического КПД и влажности: для достижения химического КПД=60 % максимальная доля шлама влажностью 40 % в смеси с углем составляет 50 %. Однако, если учесть спекание слоя, допустимая доля шлама, скорее всего, снизится.
- 2) Ограничивая долю шлама в смеси с углем до 20–30 %, можно оценить максимальный химический КПД совместной газификации. Химический КПД составляет около 60–70 % и уменьшается с ростом влажности шлама. Для всех рассмотренных случаев удастся найти области режимов с достаточной высокой теплотворной способностью газа (4–4,5 МДж/нм³).

Работа выполнена в рамках научного проекта III.17.1.2 программы фундаментальных исследований СО РАН, рег. № АААА-А17-117030310448-0.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Thermochemical processing of sewage sludge to energy and fuel: Fundamentals, challenges and considerations / S.S.A. Syed-Hassan, Y. Wang, S. Hu, S. Su, J. Xiang // *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. – 2017. – V. 80. – P. 888–913.
2. Co-gasification and recent development on waste-to-energy conversion: a review / A. Ramos, E. Monteiro, V. Silva, A. Rouboa // *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. – 2018. – V. 81. – P. 380–398.
3. Werther J., Ogada T. Sewage sludge combustion // *Progress in Energy and Combustion Science*. – 1999. – V. 25. – P. 55–116.
4. Sewage sludge gasification in a bench scale rotary kiln / C. Freda, G. Cornacchia, A. Romanelli, V. Valerio, M. Grieco // *Fuel*. – 2018. – V. 212. – P. 88–94.
5. Wang Y., Yan L. CFD based combustion model for sewage sludge gasification in a fluidized bed // *Front. Chem. Eng. China*. – 2009. – V. 3. – № 2. – P. 138–145.
6. Conversion of municipal sewage sludge in supercritical water / A.A. Vostrikov, O.N. Fedyaeva, A.V. Shishkin, D.Yu. Dubov, M.Ya. Sokol // *Solid Fuel Chemistry*. – 2008. – V. 42. – № 6. – P. 384–393.
7. Urban D.L., Antal M.J. Jr. Study of the kinetics of sewage sludge pyrolysis using DSC and TGA // *Fuel*. – 1982. – V. 61. – P. 799–806.
8. Magdziarz A., Werle S. Analysis of the combustion and pyrolysis of dried sewage sludge by TGA and MS // *Waste Management*. – 2014. – V. 34. – № 1. – P. 174–179.
9. Urych B., Smolinski A. Kinetics of Sewage Sludge Pyrolysis and Air Gasification of its Chars // *Energy Fuels*. – 2016. – V. 30. – № 6. – P. 4869–4878.
10. Heating process characteristics and kinetics of sewage sludge in different atmospheres / L.F. Calvo, M. Otero, B.M. Jenkins, A.I. Garcia, A. Moran // *Thermochimica Acta*. – 2004. – V. 409. – № 2. – P. 127–135.
11. Thermogravimetric analysis of the co-combustion of coal and sewage sludge / M.B. Folguers, R.M. Diaz, J. Xiberta, I. Prieto // *Fuel*. – 2003. – V. 82. – № 15–17. – P. 2051–2055.
12. Co-combustion of different sewage sludge and coal: a non-isothermal thermogravimetric kinetic analysis / M. Otero, L.F. Calvo, M.V. Gil, A.I. Garcia, A. Moran // *Bioresource Technology*. – 2008. – V. 99. – № 14. – P. 6311–6319.
13. Magdziarz A., Wilk M. Thermal characteristics of the combustion process of biomass and sewage sludge // *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*. – 2013. – V. 114. – № 2. – P. 519–529.
14. Mechanisms and kinetics of granulated sewage sludge combustion / A. Kijo-Kleczkowska, K. Sroda, M. Kosowska-Golachowska, T. Musial, K. Wolski // *Waste Management*. – 2015. – V. 46. – P. 459–471.
15. Combustion of pelleted sewage sludge with reference to coal and biomass / A. Kijo-Kleczkowska, K. Sroda, M. Kosowska-Golachowska, T. Musial, K. Wolski // *Fuel*. – 2016. – V. 170. – P. 141–160.
16. Flame structures and ignition characteristics of torrefied and raw sewage sludge particles at rapid heating rates / C. Mock, H. Lee, S. Choi, V. Manovic // *Fuel*. – 2017. – V. 200. – P. 467–480.
17. Dogru M., Midilli A., Howarth C.R. Gasification of sewage sludge using a throatied downdraft gasifier and uncertainty analysis // *Fuel Processing Technology*. – 2002. – V. 75. – P. 55–82.
18. Petersen I., Werther J. Experimental investigation and modeling of gasification of sewage sludge in the circulating fluidized bed // *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*. – 2005. – V. 44. – № 7. – P. 717–736.
19. Air and air-steam gasification of sewage sludge. The influence of dolomite and throughput in tar production and composition / E. Roche, J.M. de Andres, A. Narros, M.E. Rodriguez // *Fuel*. – 2014. – V. 115. – P. 54–61.
20. Co-gasification of High-ash Sewage Sludge and Straw in a Bubbling Fluidized Bed with Oxygen-enriched Air / M. Niu, B. Jin, Y. Huang,

- H. Wang, Q. Dong, H. Gu, J. Yang // *International Journal of Chemical Reactor Engineering*. – 2018. – Paper No. 20170044.
21. Mun T.-Y., Kim J.-S. Air gasification of dried sewage sludge in a two-stage gasifier. P. 2: Calcined dolomite as a bed material and effect of moisture content of dried sewage sludge for the hydrogen production and tar removal // *International Journal of Hydrogen Energy*. – 2013. – V. 38. – № 13. – P. 5235–5242.
22. Gasification of dried sewage sludge in a newly developed three-stage gasifier: Effect of each reactor temperature on the producer gas composition and impurity removal / Y.-K. Choi, T.-Y. Mun, M.-H. Cho, J.-S. Kim // *Energy*. – 2016. – V. 114. – P. 121–128.
23. Choi Y.-K., Ko J.-H., Kim J.-S. Gasification of dried sewage sludge using an innovative three-stage gasifier: Clean and H₂-rich gas production using condensers as the only secondary tar removal apparatus // *Fuel*. – 2018. – V. 216. – P. 810–817.
24. Cogasification of sewage sludge in an updraft gasifier / M. Seggiani, S. Vitolo, M. Puccini, A. Bellini // *Fuel*. – 2012. – V. 93. – P. 486–491.
25. Effect of sewage sludge content on gas quality and solid residues produced by cogasification in an updraft gasifier / M. Seggiani, M. Puccini, G. Raggio, S. Vitolo // *Waste Management*. – 2012. – V. 32. – № 10. – P. 1826–1834.
26. Co-gasification of woody biomass and sewage sludge in a fixed-bed downdraft gasifier / Z. Ong, Y. Cheng, T. Maneerung, Z. Yao, Y.W. Tong, C.-H. Wang, Y. Dai // *AIChEJ*. – 2015. – V. 61. – № 8. – P. 2508–2521.
27. Partial oxidation of sewage sludge briquettes in a updraft fixed bed / M. Kim, Y. Lee, J. Park, C. Ryu, T.-I. Ohm // *Waste Management*. – 2016. – V. 49. – P. 204–211.
28. Jarvinen M.P., Zevenhoven R., Vakkilainen E.K. Auto-gasification of a biofuel // *Combustion and Flame*. – 2002. – V. 131. – P. 357–370.
29. Расчетное исследование эффективности ступенчатого процесса газификации влажной древесины / И.Г. Донской, А.Н. Козлов, Д.А. Свищев, В.А. Шаманский // *Теплоэнергетика*. – 2017. – № 4. – С. 21–29.
30. Co-gasification of wet sewage sludge and forestry waste in situ steam agent / L. Peng, Y. Wang, Z. Lei, G. Cheng // *Bioresource Technology*. – 2012. – V. 114. – P. 698–702.
31. Seggiani M., Puccini M., Vitolo S. Gasification of sewage sludge: mathematical modelling of an updraft gasifier // *Chemical Engineering Transactions*. – 2013. – V. 32. – P. 895–900.
32. Petersen I., Werther J. Three-dimensional modeling of a circulating fluidized bed gasifier for sewage sludge // *Chemical Engineering Science*. – 2005. – V. 60. – № 16. – P. 4469–4484.
33. Wang Y., Yan L. CFD based combustion model for sewage sludge gasification in a fluidized bed // *Front. Chem. Eng. China*. – 2009. – V. 3. – № 2. – P. 138–145.
34. Model-Based Downdraft Biomass Gasifier Operation and Design for Synthetic Gas Production / W.-C. Yan, Y. Shen, S. You, S.H. Sim, Z.-H. Luo, Y.W. Tong, C.-H. Wang // *Journal of Cleaner Production*. – 2018. – V. 178. – P. 476–493.
35. Донской И.Г. Моделирование процесса совместной газификации древесины и полимерных материалов в плотном слое // *Химия твердого топлива*. – 2018. – № 2. – С. 67–72.
36. Ковенский В.И., Теплицкий Ю.С. О теплопроводности зернистого слоя // *Инженерно-физический журнал*. – 2008. – Т. 81. – № 5. – С. 956–962.
37. Eisermann W., Johnson P., Conger W.L. Estimating thermodynamic properties of coal, char, tar and ash // *Fuel Processing Technology*. – 1980. – V. 3. – P. 39–53.
38. Фильтрационное горение системы углерод-инертный материал в режиме со сверхадиабатическим разогревом / Е.А. Салганский, В.М. Кислов, С.В. Глазов, А.Ф. Жолудев, Г.Б. Манелис // *Физика горения и взрыва*. – 2008. – Т. 44. – № 3. – С. 30–38.
39. Теплицкий Ю.С., Ковенский В.И. О постановке граничных условий и условий сопряжения для задач теплопереноса в зернистых слоях на основе двухтемпературной модели // *Инженерно-физический журнал*. – 2006. – Т. 79. – № 6. – С. 98–106.
40. Coal gasification process simulations using combined kinetic-thermodynamic models in one-dimensional approximation / I.G. Donskoy, V.A. Shamansky, A.N. Kozlov, D.A. Svishchev // *Combustion Theory and Modelling*. – 2017. – V. 21. – № 3. – P. 529–559.
41. Чуханов З.Ф. Некоторые проблемы топлива и энергетики. – М.: Изд-во АН СССР, 1961. – 480 с.
42. Kaganovich B.M., Keiko A.V., Shamansky V.A. Equilibrium thermodynamic modeling of dissipative macroscopic systems / Ed. by D.H. West, G. Yablonsky // *Advances in chemical engineering*. V. 39. Thermodynamics and kinetics of complex systems. – New York: Elsevier, 2010. – P. 1–74.
43. Ковенский В.И. Об одном методе расчета слоевого горения коксового остатка твердого топлива // *Теоретические основы химической технологии*. – 2012. – Т. 46. – № 2. – С. 216–228.
44. Кузватов И.А., Гроо А.А., Степанов С.Г. Численное моделирование физико-химических процессов в слоевом газификаторе // *Вычислительные технологии*. – 2005. – Т. 10. – № 5. – С. 39–48.
45. Prins M.J., Ptasinski K.J., Janssen F.J.J.G. From coal to biomass gasification: Comparison of thermodynamic efficiency // *Energy*. – 2007. – V. 32. – P. 1248–1259.

Поступила 16.06.2018 г.

Информация об авторах

Донской И.Г., кандидат технических наук, старший научный сотрудник лаборатории термодинамики Института систем энергетики им. Л.А. Мелентьева СО РАН.

UDC 662.7

MATHEMATICAL MODELING OF COAL AND SEWAGE SLUDGE CO-CONVERSION USING DOWNDRAFT GASIFIER

Igor G. Donskoy,
donskoy.chem@mail.ru

Melentiev Energy Systems Institute of SB RAS,
130, Lermontov street, Irkutsk, 664033, Russia.

The relevance of the study is caused by the need to utilize municipal waste. The utilization of combustible waste, such as sewage sludge, can be combined with energy production for small-scale consumers. One of the ways of such utilization can be gasification, which makes it possible to obtain combustible gas suitable for thermal and electric energy production.

The aims of the study are: to evaluate the efficiency of sewage sludge co-conversion with higher quality fuel (brown coal) based on the results of mathematical modeling under different process conditions (oxidizer excess ratio, fuel mixture composition, initial moisture of sewage sludge); to estimate the admissible fraction of sewage sludge in the mixture with coal.

Object of the study is downdraft brown coal and sewage sludge co-gasification process.

Research method: mathematical simulation of the process of fixed bed thermochemical conversion of solid fuels using the stationary one-dimensional model developed earlier by the author.

Results. The authors have evaluated the dependencies of gasification characteristics (cold gas efficiency, composition and calorific value of gas) on specific air consumption, sewage sludge mass fraction (0–100 %) and raw sewage sludge moisture content (10–40 %). They determined the maximum values of sewage sludge fraction in the mixture with coal at a fixed chemical efficiency of 60–70 %, and the maximum values of the cold gas efficiency at a fixed sludge fraction level of 20–30 % in the mixture with coal (in order to avoid bed agglomeration). With sludge moisture content of 40 %, its maximum fraction in a mixture with coal can reach 50 % (with agglomeration excluded). The moisture contained in the slurry evaporates and reacts as an additional gasifying agent. When the sludge fraction is limited to 20–30 %, the efficiency of gasification falls insignificantly compared with pure coal.

Key words:

Gasification, coal, sewage sludge, mathematical modelling, cold gas efficiency.

This work was performed in the course of scientific project III.17.1.2 of Siberian Branch of the Russian Academy of Sciences fundamental researches program, registration number AAAA-A17-117030310448-0.

REFERENCES

1. Syed-Hassan S.S.A., Wang Y., Hu S., Su S., Xiang J. Thermochemical processing of sewage sludge to energy and fuel: Fundamentals, challenges and considerations. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2017, vol. 80, pp. 888–913.
2. Ramos A., Monteiro E., Silva V., Rouboa A. Co-gasification and recent development on waste-to-energy conversion: a review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2018, vol. 81, pp. 380–398.
3. Werther J., Ogada T. Sewage sludge combustion. *Progress in Energy and Combustion Science*, 1999, vol. 25, pp. 55–116.
4. Freda C., Cornacchia G., Romanelli A., Valerio V., Grieco M. Sewage sludge gasification in a bench scale rotary kiln. *Fuel*, 2018, vol. 212, pp. 88–94.
5. Wang Y., Yan L. CFD based combustion model for sewage sludge gasification in a fluidized bed. *Front. Chem. Eng. China*, 2009, vol. 3, no. 2, pp. 138–145.
6. Vostrikov A.A., Fedyayeva O.N., Shishkin A.V., Dubov D.Yu., Sokol M.Ya. Conversion of municipal sewage sludge in supercritical water. *Solid Fuel Chemistry*, 2008, vol. 42, no. 6, pp. 384–393.
7. Urban D.L., Antal M.J. Jr. Study of the kinetics of sewage sludge pyrolysis using DSC and TGA. *Fuel*, 1982, vol. 61, pp. 799–806.
8. Magdziarz A., Werle S. Analysis of the combustion and pyrolysis of dried sewage sludge by TGA and MS. *Waste Management*, 2014, vol. 34, no. 1, pp. 174–179.
9. Urych B., Smolinski A. Kinetics of Sewage Sludge Pyrolysis and Air Gasification of its Chars. *Energy Fuels*, 2016, vol. 30, no. 6, pp. 4869–4878.
10. Calvo L.F., Otero M., Jenkins B.M., Garcia A.I., Moran A. Heating process characteristics and kinetics of sewage sludge in different atmospheres. *Thermochimica Acta*, 2004, vol. 409, no. 2, pp. 127–135.
11. Folguers M.B., Diaz R.M., Xiberta J., Prieto I. Thermogravimetric analysis of the co-combustion of coal and sewage sludge. *Fuel*, 2003, vol. 82, no. 15–17, pp. 2051–2055.
12. Otero M., Calvo L.F., Gil M.V., Garcia A.I., Moran A. Co-combustion of different sewage sludge and coal: A non-isothermal thermogravimetric kinetic analysis. *Bioresource Technology*, 2008, vol. 99, no. 14, pp. 6311–6319.
13. Magdziarz A., Wilk M. Thermal characteristics of the combustion process of biomass and sewage sludge. *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*, 2013, vol. 114, no. 2, pp. 519–529.
14. Kijo-Kleczkowska A., Sroda K., Kosowska-Golachowska M., Musial T., Wolski K. Mechanisms and kinetics of granulated sewage sludge combustion. *Waste Management*, 2015, vol. 46, pp. 459–471.
15. Kijo-Kleczkowska A., Sroda K., Kosowska-Golachowska M., Musial T., Wolski K. Combustion of pelleted sewage sludge with reference to coal and biomass. *Fuel*, 2016, vol. 170, pp. 141–160.
16. Mock C., Lee H., Choi S., Manovic V. Flame structures and ignition characteristics of torrefied and raw sewage sludge particles at rapid heating rates. *Fuel*, 2017, vol. 200, pp. 467–480.
17. Dogru M., Midilli A., Howarth C.R. Gasification of sewage sludge using a throatied downdraft gasifier and uncertainty analysis. *Fuel Processing Technology*, 2002, vol. 75, pp. 55–82.
18. Petersen I., Werther J. Experimental investigation and modeling of gasification of sewage sludge in the circulating fluidized bed. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 2005, vol. 44, no. 7, pp. 717–736.
19. Roche E., de Andres J.M., Narros A., Rodriguez M.E. Air and air-steam gasification of sewage sludge. The influence of dolomite

- and throughput in tar production and composition. *Fuel*, 2014, vol. 115, pp. 54–61.
20. Niu M., Jin B., Huang Y., Wang H., Dong Q., Gu H., Yang J. Co-gasification of high-ash sewage sludge and straw in a bubbling fluidized bed with oxygen-enriched air. *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, 2018, paper no. 20170044.
 21. Mun T.-Y., Kim J.-S. Air gasification of dried sewage sludge in a two-stage gasifier. P. 2: Calcined dolomite as a bed material and effect of moisture content of dried sewage sludge for the hydrogen production and tar removal. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2013, vol. 38, no. 13, pp. 5235–5242.
 22. Choi Y.-K., Mun T.-Y., Cho M.-H., Kim J.-S. Gasification of dried sewage sludge in a newly developed three-stage gasifier: Effect of each reactor temperature on the producer gas composition and impurity removal. *Energy*, 2016, vol. 114, pp. 121–128.
 23. Choi Y.-K., Ko J.-H., Kim J.-S. Gasification of dried sewage sludge using an innovative three-stage gasifier: Clean and H₂-rich gas production using condensers as the only secondary tar removal apparatus. *Fuel*, 2018, vol. 216, pp. 810–817.
 24. Seggiani M., Vitolo S., Puccini M., Bellini A. Cogasification of sewage sludge in an updraft gasifier. *Fuel*, 2012, vol. 93, pp. 486–491.
 25. Seggiani M., Puccini M., Raggio G., Vitolo S. Effect of sewage sludge content on gas quality and solid residues produced by cogasification in an updraft gasifier. *Waste Management*, 2012, vol. 32, no. 10, pp. 1826–1834.
 26. Ong Z., Cheng Y., Maneerung T., Yao Z., Tong Y.W., Wang C.-H., Dai Y. Co-gasification of woody biomass and sewage sludge in a fixed-bed downdraft gasifier. *AIChE Journal*, 2015, vol. 61, no. 8, pp. 2508–2521.
 27. Kim M., Lee Y., Park J., Ryu C., Ohm T.-I. Partial oxidation of sewage sludge briquettes in a updraft fixed bed. *Waste Management*, 2016, vol. 49, pp. 204–211.
 28. Jarvinen M.P., Zevenhoven R., Vakkilainen E.K. Auto-gasification of a biofuel. *Combustion and Flame*, 2002, vol. 131, pp. 357–370.
 29. Donskoy I.G., Kozlov A.N., Svishchev D.A., Shamanskiy V.A. Raschetnoe issledovanie effektivnosti stupenchatogo protsesssa gazifikatsii vlazhnoy drevesiny [Numerical investigation of the staged gasification of wet wood]. *Thermal Engineering*, 2017, vol. 64, no. 4, pp. 258–264.
 30. Peng L., Wang Y., Lei Z., Cheng G. Co-gasification of wet sewage sludge and forestry waste in situ steam agent. *Bioresource Technology*, 2012, vol. 114, pp. 698–702.
 31. Seggiani M., Puccini M., Vitolo S. Gasification of sewage sludge: mathematical modelling of an updraft gasifier. *Chemical Engineering Transactions*, 2013, vol. 32, pp. 895–900.
 32. Petersen I., Werther J. Three-dimensional modeling of a circulating fluidized bed gasifier for sewage sludge. *Chemical Engineering Science*, 2005, vol. 60, no. 16, pp. 4469–4484.
 33. Wang Y., Yan L. CFD based combustion model for sewage sludge gasification in a fluidized bed. *Front. Chem. Eng. China*, 2009, vol. 3, no. 2, pp. 138–145.
 34. Yan W.-C., Shen Y., You S., Sim S.H., Luo Z.-H., Tong Y.W., Wang C.-H. Model-based downdraft biomass gasifier operation and design for synthetic gas production. *Journal of Cleaner Production*, 2018, vol. 178, pp. 476–493.
 35. Donskoy I.G. Modelirovanie protsesssa sovmestnoy gazifikatsii drevesiny i polimernykh materialov v plotnom sloe [Simulation of co-gasification of wood and polymeric materials in a fixed bed]. *Solid Fuel Chemistry*, 2018, vol. 52, no. 2, pp. 121–127.
 36. Kovenskiy V.I., Teplitskiy Yu.S. O teploprovodnosti xernistogo solya [On thermal conductivity of a blown granular bed]. *Journal of Engineering Physics and Thermophysics*, 2008, vol. 81, no. 5, pp. 998–1005.
 37. Eisermann W., Johnson P., Conger W.L. Estimating thermodynamic properties of coal, char, tar and ash. *Fuel Processing Technology*, 1980, vol. 3, pp. 39–53.
 38. Salgansky E.A., Kislov V.M., Glazov S.V., Zholudev A.F., Manelis G.B. Filtratsionnoe gorenie sistemy uglerod – inertny material v rezhime so sverkhadiabatcheskim razogrevom [Filtration combustion of a carbon-inert material system in the regime with superadiabatic heating]. *Combustion, Explosion, and Shock Waves*, 2008, vol. 44, no. 3, pp. 273–280.
 39. Teplitskiy Yu.S., Kovenskiy V.I. O postanovke granichnykh uslovy i uslovy sopryazheniya dlya zadach teploperenosa v zernistyykh sloyakh na osnove dvukhtemperaturnoy modeli [Statement of boundary and conjugation conditions for problems of heat transfer in granular beds on the basis of a two-temperature model]. *Journal of Engineering Physics and Thermophysics*, 2006, vol. 79, no. 6, pp. 1147–1156.
 40. Donskoy I.G., Shamanskiy V.A., Kozlov A.N., Svishchev D.A. Coal gasification process simulations using combined kinetic-thermodynamic models in one-dimensional approximation. *Combustion Theory and Modelling*, 2017, vol. 21, no. 3, pp. 529–559.
 41. Chukhanov Z.F. *Nekotorye problemy topliva i energetiki* [Some problems of fuel and energy]. Moscow, USSR Academy of Sciences Publ., 1961. 480 p.
 42. Kaganovich B.M., Keiko A.V., Shamanskiy V.A. Equilibrium thermodynamic modeling of dissipative macroscopic systems. *Advances in Chemical Engineering. Vol. 39: Thermodynamics and kinetics of complex systems*, 2010, pp. 1–74.
 43. Kovenskiy V.I. Ob odnom metode rascheta teplovogo goreniya koksovogo ostatka tverdogo topliva [Method of calculating the bed combustion of a solid fuel coke residue]. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*, 2012, vol. 46, no. 2, pp. 180–192.
 44. Kuzovatov V.I., Groo A.A., Stepanov S.G. Numerical modelling of physico-chemical processes in fixed-bed gasifier. *Computational technologies*, 2005, vol. 10, no. 5, pp. 39–48. In Rus.
 45. Prins M.J., Ptasiński K.J., Janssen F.J.J.G. From coal to biomass gasification: Comparison of thermodynamic efficiency. *Energy*, 2007, vol. 32, pp. 1248–1259.

Received: 16 June 2018.

Information about the authors

Igor G. Donskoy, Cand. Sc., senior researcher, Melentiev Energy Systems Institute of SB RAS.