

УДК 620.9:662.92; 658.264

ДВУХЗОННЫЙ ГАЗОГЕНЕРАТОР НА ВОЗДУШНОМ ДУТЬЕ С ПСЕВДООЖИЖЕННЫМ СЛОЕМ

Дубинин Алексей Михайлович,

д-р техн. наук, профессор кафедры теплоэнергетики и теплотехники Уральского энергетического института ФГАОУ ВПО «Уральский федеральный университет имени первого президента России Б.Н. Ельцина», Россия, 620002, г. Екатеринбург, ул. Мира, 19. E-mail: v.g.tuponogov@urfu.ru

Тупоногов Владимир Геннадьевич,

д-р техн. наук, профессор кафедры теплоэнергетики и теплотехники Уральского энергетического института ФГАОУ ВПО «Уральский федеральный университет имени первого президента России Б.Н. Ельцина», Россия, 620002, г. Екатеринбург, ул. Мира, 19. E-mail: v.g.tuponogov@urfu.ru

Рыжков Александр Филиппович,

д-р техн. наук, профессор кафедры тепловых электрических станций Уральского энергетического института ФГАОУ ВПО «Уральский федеральный университет имени первого президента России Б.Н. Ельцина», Россия, 620002, г. Екатеринбург, ул. Мира, 19. E-mail: af.ryzhkov@mail.ru

Каграманов Юрий Александрович,

аспирант кафедры теплоэнергетики и теплотехники Уральского энергетического института ФГАОУ ВПО «Уральский федеральный университет имени первого президента России Б.Н. Ельцина», Россия, 620002, г. Екатеринбург, ул. Мира, 19; инженер ОАО УралГИПРОМЕЗ, Россия, 620075, г. Екатеринбург, пр. Ленина, 60А. E-mail: KagramanovYA@yandex.ru

Лабинцев Егор Сергеевич,

студент кафедры теплоэнергетики и теплотехники Уральского энергетического института ФГАОУ ВПО «Уральский федеральный университет имени первого президента России Б.Н. Ельцина», Россия, 620002, г. Екатеринбург, ул. Мира, 19. E-mail: egor.labintsev@mail.ru

Показана актуальность развития технологий получения искусственного газа из твердых топлив для использования в энергетических установках, включая когенерационные. К наиболее перспективным относятся низкотемпературные технологии химико-термической переработки углей в псевдооживленном слое. Проведена разработка конструкции, а также исследование работы двухзонного реактора пузырькового псевдооживленного слоя малой мощности для нужд локальной энергетики, например, в составе минитеплоэлектроцентрали (мини-ТЭЦ) с газо-поршневым приводом либо в гибридных паро-газовых установках (ПГУ). В реакторе осуществляется воздушная газификация угля с разделением зон подачи топлива и отвода получаемого бессмоляного синтез-газа, часть которого сжигается в реакторе для поддержания автотермичности процесса. Предложена химико-кинетическая модель процесса газификации для расчета состава получаемого синтез-газа по высоте реакционной зоны и на выходе из реактора. Модель позволила произвести расчеты и выполнить оптимизацию процесса газификации по температуре в зоне газификации, соответствующей максимальному количеству выхода горючего компонента синтез-газа – оксида углерода. Приведены результаты экспериментальной проверки теоретических расчетов в газификаторе с псевдооживленным слоем. Результатом работы стал расчёт оптимальной температуры процесса газификации – 820 °С и доли отводимого синтез-газа – 0,92 для бородинских углей. Такой состав и теплота сгорания получаемого в реакторе синтез-газа позволяют использовать его в качестве низкоккалорийного топлива в камерах сгорания газо-поршневых мини-ТЭЦ и гибридных ПГУ с двухступенчатым подогревом циклового воздуха, что требует дальнейшего изучения и развития технологии.

Ключевые слова:

Уголь, выход летучего вещества, воздух, тепло, продукты газификации, КПД, константа скорости, равновесие.

Введение

Многие современные технологии использования твердых топлив базируются на их термохимической переработке в искусственный газ, который затем может сжигаться в технологических и энер-

гетических установках, включая когенерационные, или преобразуется в жидкое топливо [1]. Одним из направлений развития таких технологий является снижение температуры в активной зоне термохимического реактора, поскольку при этом

уменьшается образование оксидов азота и серы, шлакование поверхностей реактора [2], расширяются возможности использования низкосортных топлив [3], и снижается капиталоемкость оборудования. Используются и продолжают исследоваться три основные низкотемпературные технологии: 1) низкотемпературная вихревая технология (НТВ), которая применяется для сжигания угольной пыли в энергетических котлах, как правило мощностью в сотни МВт, и позволяет снизить температуру в топке котла до 1100–1250 °С [4]; 2) низкотемпературная карбонизация углеродсодержащих топлив в потоке, успешно опробованная при подготовке угольной пыли перед вводом в топку парового котла мощностью 420 т/ч [5] и находящая применение в разрабатываемых схемах гибридных ПГУ [6]; 3) слоевые технологии газификации твердых топлив [7], включающие газификацию в плотном слое (по методу Lurgi) [8], газификаторы с пузырьковым кипящим слоем (по методу Winkler) [9] и установки с форсированными режимами псевдооживления (ЦКС – циркуляционный кипящий слой), имеющие большую производительность и используемые в основном в энергоблоках угольных ТЭС (тепло-электро станций) [10].

Технологии псевдооживления относятся к наиболее перспективным и непрерывно совершенствуются. Компанией Foster Wheeler разработаны схемы ПГУ, использующие карбонизатор твердого топлива под давлением с пузырьковым псевдооживленным слоем – topping cycle [11] и с ЦКС под давлением – схема HIPPS (high integrity pressure protection system) [10]. В обоих случаях продуктами карбонизации (частичной газификации) при температурах 850–930 °С являются газ для газотурбинной установки (ГТУ) и полукокс для парового котла ЦКС. Низкий уровень температур позволяет обессмоливать получаемый газ и после циклонной пылеочистки подавать в камеру сгорания ГТУ. Японскими энергетическими центрами разработан цикл ПГУ с внутрицикловой паровой газификацией угля повышенной эффективности (advanced cycle A-IGCC (advanced integrated gasification combined cycle)) [12] с КПД нетто 53–57 %. В цикле пар после паровой турбины нагревается до 700 °С газами, выходящими из газовой турбины, и подается в газификатор с псевдооживленным слоем, работающий в интервале температур 700–1000 °С. В США исследуется цикл ПГУ с «мягкой» частичной газификацией угля (mild gasification cycle – IMGCC) в реакторе с пузырьковым псевдооживленным слоем [13]. Основным элементом цикла является разработанная система высокотемпературной газоочистки (при температурах больше 500 °С), позволяющая избежать потерь энергии синтез-газа при термическом разложении тяжелых летучих на легкие компоненты (CO, H₂, CH₄).

В данной работе предложена конструкция и исследуется работа реактора пузырькового псевдооживленного слоя малой мощности для нужд локальной энергетики, например в составе мини-

ТЭЦ с газо-поршневым приводом либо в гибридных ПГУ. В нашем случае требуется получение чистого газа, поскольку присутствие углеводородов способствует образованию высокотоксичных оксидов азота в процессе сжигания газа [14], а для удаления смоляных включений требуется создание дорогостоящих очистных блоков [15]. В целях снижения капиталоемкости оборудования и упрощения условий эксплуатации использован метод автотермичной воздушной газификации с комбинированной схемой движения дисперсных и газовых потоков.

Схема газогенератора

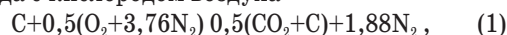
Принципиальная схема двухзонного газогенератора показана на рис. 1. В газогенераторе выделяется камера сгорания при помощи центральной трубы – 2. В камеру сгорания подводится дробленый и отгрохоченный уголь.

Через газораспределительную решетку вводится воздух. Для поддержания оптимальной температуры в псевдооживленном слое в кольцевой зазор между обмуровкой газогенератора и центральной трубой вводится дополнительный воздух, необходимый для сгорания летучих, выходящих из угля, и части продуктов газификации, входящих в кольцевой зазор. Дополнительная теплота, образующаяся в камере сгорания, переносится в реакционный объем посредством циркуляции дисперсных частиц кокса, золы и шлака. Продукты сгорания летучих и части продуктов газификации отводятся отдельно от полезного продукта, что дает возможность избавиться от смолы, уксусной кислоты, скипидаров, фенолов и упростить конструктивные решения газоочистных устройств.

В реакционный объем поступает практически чистый углерод кокса [16]. Поэтому горючий газ образуется в соответствии с обобщающей реакцией



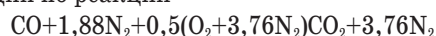
которая из-за существенной разности скоростей реакции горения углерода с кислородом воздуха с образованием CO₂ и реакции восстановления CO₂ углеродом топлива до CO, разделяется в пространстве и во времени на две: очень быстро протекающую экзотермическую реакцию (1) горения углерода с кислородом воздуха



с теплотой $q_{x_1} = 16419$ кДж на 1 кг исходного углерода и медленную эндотермическую реакцию (2) восстановления CO₂ до CO углеродом топлива



с теплотой $q_{x_2} = 7136$ кДж на 1 кг исходного углерода. и – константы скорости реакции м³/(м²с). В камере сгорания окисляется часть продуктов газификации по реакции



с экзотермическим тепловым эффектом $q_{x_3} = 23596$ кДж на 1 кг исходного углерода. Летучие при сгорании с воздухом дают теплоту сгорания $q_{Д} = 12863$ кДж на 1 кг исходного углерода.

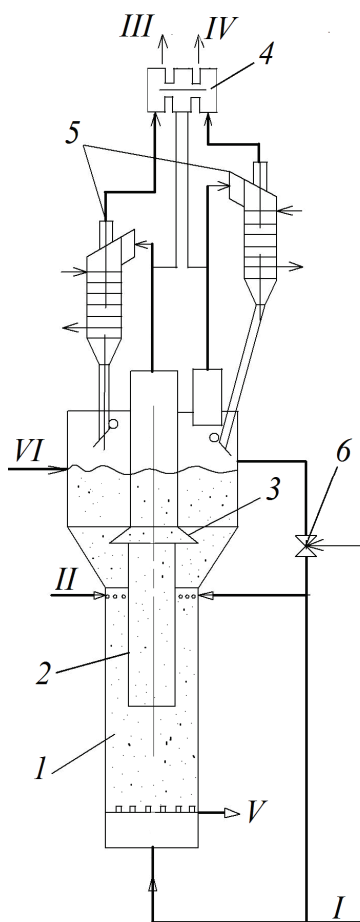


Рис. 1. Принципиальная схема двухзонного газогенератора для воздушной газификации углей. I – подвод воздуха; II – ввод угля; III – отвод продуктов газификации; IV – отвод продуктов сгорания; V – отвод золы; VI – ввод инерта. 1 – псевдооживленный слой; 2 – труба для отвода полезного продукта; 3 – зонтик для перемешивания продуктов газификации с воздухом; 4 – регулятор равенства давлений в камерах; 5 – водоохлаждаемые циклоны; 6 – регулирующий клапан

Fig. 1. Flow-sheet of two-zone gas generator for coal air gasification. I – air supply; II – coal input; III – gasification product output; IV – combustion product output; V – ash output; VI – inert gas input. 1 – fluidized bed; 2 – tube for useful product output; 3 – umbrella for mixing gasification products with air; 4 – controller of pressure balance in chambers; 5 – water-cooling cyclones; 6 – control valve

Над кипящим слоем в камеру сгорания вводится дополнительный расход воздуха для дожига CO, выходящего из кипящего слоя углерода в небольших количествах.

Состав продуктов газификации и их теплота сгорания определяются месторождением угля [17], высотой и температурой псевдооживленного слоя. Так, при температуре 650 °С в равновесных продуктах воздушной газификации углерода содержится 17 % CO, а теплота сгорания такой смеси составит 2149 кДж/м³; при температуре 1000 °С продукты газификации содержат 34,5 % CO, а их теплота сгорания в два раза выше – 4298 кДж/м³.

Моделирование процесса газификации

Для определения оптимальной доли x продуктов газификации углерода топлива, отводимых для полезного использования, составляется система уравнений, включающих в себя:

1) уравнение теплового баланса газогенератора

$$[(1-x)q_{x_3} + q_d] \eta + q_y + q_{vy} + q_{b_1} + q_{b_2}(1-x) + q_{b_3} = q_{x_2} \left(1 - \frac{r_{CO_2}}{0,21} \right) + [C_{п.г.} x + C_{п.с.}(1-x) + C_{п.л.}] t + q_n; \quad (3)$$

2) уравнения материального баланса [18]: для кислорода на выходе из пузырей

$$r_{O_2}^h = 0,21 \exp \left(- \frac{sk_1^* h}{w_b} \right), \quad (4)$$

для диоксида углерода на выходе из пузырей

$$r_{CO_2}^h = \frac{0,21k_1^*}{k_1^* - k_2^*} \left[\exp \left(\frac{sk_2^* h}{w_b} \right) - \exp \left(\frac{sk_1^* h}{w_b} \right) \right], \quad (5)$$

для оксида углерода на выходе из пузырей

$$r_{CO}^h = \frac{0,21 - r_{O_2} - (1 - \beta^*) r_{CO_2}}{\beta^* + 0,21 + 0,5 \cdot 0,79}; \quad (6)$$

Концентрацию азота находим из балансового уравнения

$$N_2^h = 1 - (r_{O_2}^h + r_{CO_2}^h + r_{CO}^h), \quad (7)$$

h – высота псевдооживленного слоя, м.

В уравнениях (3)–(7): $q_y, q_{vy}, q_{b_1}, q_{b_2}, q_{b_3}$ – теплота, вносимая с сухим углем, с влагой угля, первичным воздухом, подаваемым под газораспределительную решетку, идущим на горение части продуктов газификации и, наконец, на сгорание летучих (их значения для экспериментального газогенератора соответственно равны 27; 66; 116; 227 и 375 кДж на 1 кг исходного углерода); q_n – теплота, затраченная на нагрев до температуры кипения, испарение и нагрев пара, образовавшегося из влаги угля, равная 1230 кДж на 1 кг исходного углерода; $C_{п.г.}, C_{п.с.}, C_{п.л.}$ – удельные теплоемкости продуктов газификации, продуктов сгорания и продуктов сгорания летучих (равные соответственно 9,68; 19,2; и 25 кДж/К на 1 кг исходного углерода; t – температура псевдооживленного слоя, η – КПД камеры сгорания; $\eta = 1 - (q_3 + q_4 + q_5 + q_6)$, где $q_3; q_4; q_5; q_6$ – потери теплоты с химическим и механическим недожогами, потери теплоты в окружающую среду через обмуровку и с золой, $\eta = 0,8$; \bar{r}_{CO_2} – концентрация CO₂ на выходе из псевдооживленного слоя; 0,21 – начальная концентрация CO₂; множитель $\left(1 - \frac{\bar{r}_{CO_2}}{0,21} \right)$ учитывает неполноту расходования теплоты на эндотермическую реакцию (2). $1-x$ – доля продуктов газификации, отводимых на сжигание для увеличения температуры в псевдооживленном слое (при $x=1$ температура в слое равна 760 °С); удельная площадь поверхности угольных частиц в псевдооживленном слое определяется по следующему выражению [19]

$$s = \frac{6\rho(1 - \varepsilon_{mf})z^*}{d_k \rho_k},$$

где $\rho = \rho_n(1 - z^*) + \rho_k z^*$ – средняя плотность псевдооживленного слоя; ρ_n и ρ_k – плотности инертного материала (золы и шлака) и кокса, равные соответственно 3760 и 1650 кг/м³; z^* – концентрация кокса в слое, кг на 1 кг смеси; ε_{mf} – порозность псевдооживленного слоя при минимальной скорости псевдооживления [20]; d_k – размер частиц кокса, м. Скорость продуктов газификации увеличивается в 1,21 раза с уменьшением концентрации CO₂ от 0,21 до 0 и описывается зависимостью

$$w = \frac{w^*}{1 + r_{CO_2}},$$

а средняя скорость продуктов газификации

$$\bar{w} = \frac{w^* \int_{0,21}^0 \frac{dr_{CO_2}}{1 + r_{CO_2}}}{0,21} = 0,9w^*,$$

где w^* – скорость на выходе из газогенератора в расчете на пустое сечение при нормальных условиях. Скорость при рабочих параметрах t и p

$$w_p = 0,9w^* \frac{(273 + t)p_0}{273p},$$

где p_0, p – атмосферное давление и давление в газогенераторе, МПа. Скорость подъема пузырей

$$w_b = \frac{(w_p - w_{mf})(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_p - \varepsilon_{mf}},$$

где ε_p и ε_{mf} – порозности псевдооживленного слоя при рабочей скорости и минимальной скорости псевдооживления, м³/м³ [5]. k_1^*, k_2^* – эффективные константы скорости взаимодействия O₂ и CO₂ с углеродом топлива, рассчитываются по методике [19] на основании известных констант скоростей, м³/(м²с) для плотного слоя при реагировании: кислорода с углеродом бородинского угля [21]

$$k_1 = 3 \cdot 10^3 \exp\left[-\frac{11065}{t + 273}\right];$$

и CO₂ с углеродом того же угля

$$k_2 = 35 \cdot 10^3 \exp\left[-\frac{17621}{t + 273}\right].$$

Эффективная константа скорости расходования O₂ при взаимодействии с углеродом твердого топлива в псевдооживленном слое:

$$k_1^* = \frac{1}{\frac{1}{k_1} + \frac{d_k}{Sh \cdot D} + \frac{s}{\beta}},$$

где D – эффективный коэффициент молекулярной диффузии реагирующего газа, м²/с [22]. Эффективная константа скорости расходования CO₂ при

взаимодействии с углеродом твердого топлива в псевдооживленном слое

$$k_2^* = \frac{1}{\frac{1}{k_2} + \frac{d_k}{Sh \cdot D} + \frac{s}{\beta}},$$

где β – интегральный коэффициент массоотдачи:

$$\beta = \int_0^h \frac{6K(w_p - w_{mf})}{d_b(w_p - 0,9w_{mf} + 0,71\sqrt{gd_n})} dh,$$

где диаметр пузыря, м

$$d_n = 0,53(w_p - w_{mf})^{0,4} h^{0,7},$$

а

$$d_n = 0,53(w_p - w_{mf})^{0,4} h^{0,7},$$

Критерий Шервуда, определяющий массоперенос реагента из плотной фазы через пограничный слой в облако пузыря,

$$Sh = 0,24Ar^{0,333} \left(\frac{d_k}{d_u}\right)^{0,5},$$

Ar – критерий Архимеда рассчитывается по методике [20]; d_k и d_u – диаметры частиц кокса и инертного материала (золы и шлака), м.

Усреднение концентрации O₂ и CO₂ на выходе из псевдооживленного слоя производилось на основании двухфазной модели псевдооживленного слоя. На выходе из плотной фазы продукты имеют равновесный состав (табл. 1), а на выходе из пузырей рассчитываются по уравнениям (4), (5).

$$\bar{r}_{O_2} = \frac{w_{mf} \cdot r_{O_2}^p + (w_p - w_{mf})r_{O_2}^h}{w_p},$$

$$\bar{r}_{CO_2} = \frac{w_{mf} \cdot r_{CO_2}^p + (w_p - w_{mf})r_{CO_2}^h}{w_p}.$$

В уравнение (6) подставляются средние концентрации \bar{r}_{O_2} и \bar{r}_{CO_2} , и получают среднюю \bar{r}_{CO} на выходе из газогенератора. Здесь $r_{O_2}^p$ и $r_{CO_2}^p$ – равновесные концентрации O₂ и CO₂ на выходе из плотной фазы (табл. 1).

Таблица 1. Равновесный состав воздушной газификации углерода в зависимости от температуры (давление 0,1 МПа, коэффициент расхода воздуха 0,5) [23]

Table 1. Equilibrium composition of carbon gasification depending on temperature (pressure 0,1 MPa, air flow coefficient 0,5) [23]

t, °C	Состав, % об./Composition, % vol.		
	CO	CO ₂	N ₂
650	17	11	72
750	27	5	68
800	32	2	66
850	33	1,55	65,45
900	33,5	1,1	65,4
950	34	0,65	65,35
1000	3,5	0,2	65,3

Моделирование оптимальных параметров

При моделировании процесса оптимизации параметров газификации задавался ряд температур в диапазоне 760–1000 °С с интервалом 50 °С, для каждой температуры из уравнений (4)–(7) рассчитывался полный состав продуктов газификации на выходе, а из уравнения теплового баланса определялась доля полезно отводимого продукта x .

$$x = \frac{q_{x_2} \left(1 - \frac{r_{CO_2}}{0,21} \right) + (C_{ПС} + C_{ПЛ})t + q_H - q_Y - [-q_{ВУ} - q_{В1} - q_{В2} - q_{В3} - (q_{x_3} + q_{Л})\eta]}{(C_{ПС} - C_{ПГ})t - q_{x_3}\eta - q_{В2}}$$

При уменьшении доли x (увеличении $1-x$) температура в псевдоожиженном слое увеличивается, что приводит к повышению концентрации СО в продуктах газификации и их теплоты сгорания. Производство xr_{CO} возрастает, достигает максимального значения, затем убывает.

Максимальному значению произведения xr_{CO} соответствует оптимальная температура процесса газификации. При этом углерод не тратится на перегрев продуктов газификации. Остается больше углерода на газификацию диоксидом углерода для получения СО.

В результате расчетов было установлено, что максимальная концентрация СО при минимальном расходе топлива на нагрев продуктов газификации $(1-x)q_{x_3}\eta$ соответствует значению $x=0,92$, при этом оптимальная температура в слое равна 820 °С, а продукты газификации имеют теплоту сгорания 3680 кДж/м³.

Эксперимент

Для проверки модели были проведены опыты на экспериментальном газогенераторе с внутренним диаметром 0,2 м. Инертным наполнителем служили частицы электрокорунда размером 0,5 мм, топливом – частицы бородинского угля средним размером 0,32 мм. Характеристика топлива (марка 2Б, класса Р), (% по массе): $W^r=33$; $A^r=7,4$; $C^r=46,6$; $H^r=3$; $N^r=0,6$; $O^r=13,2$; $V^{daf}=47$; $Q_i^r=15280$ кДж/кг. Концентрация кокса в слое $z^s=0,1$ кг на 1 кг смеси, $d_k=0,32 \cdot 10^{-3}$ м, $\varepsilon_{mf}=0,218$ м³/м³, удельная площадь поверхности угольных частиц в слое $S \approx 700$ м²/м³. Высота слоя $h=1$ м. Расход угля 25,4 кг/ч, общий расход воздуха 105 м³/ч, в том числе под газораспределительную решетку 50 м³/ч, на сжигание части продуктов газификации и летучих 13–55 м³/ч, температура в слое 820 °С. Потеря углерода с уходящей золей 2 %.

Сравнение расчетов с экспериментом представлено в табл. 2.

Доли продуктов газификации x и $1-x$ изменяли варьированием диаметра внутренней трубы для отвода полезного продукта.

Скорость на пустое сечение газогенератора при нормальных условиях $w^s=0,56$ м/с. Состав получа-

емых продуктов газификации определяли на хроматографе. Результаты экспериментов представлены на рис. 2.

Таблица 2. Сравнение расчета по модели с экспериментом
Table 2. Comparison of model calculation with the experiment

Данные/Data	Концентрация компонентов в продуктах воздушной газификации, % об. Component concentration in air gasification products, % vol.					
	r_{CO_2}	r_{O_2}	r_{N_2}	r_{CO}	R_{CH_4}	R_{H_2}
Экспериментальные Experimental	7,7	3,1	61,7	19,5	1,2	6,8
Расчетные по модели Calculated by the model	11,3	3,0	64,9	20,8	0	0

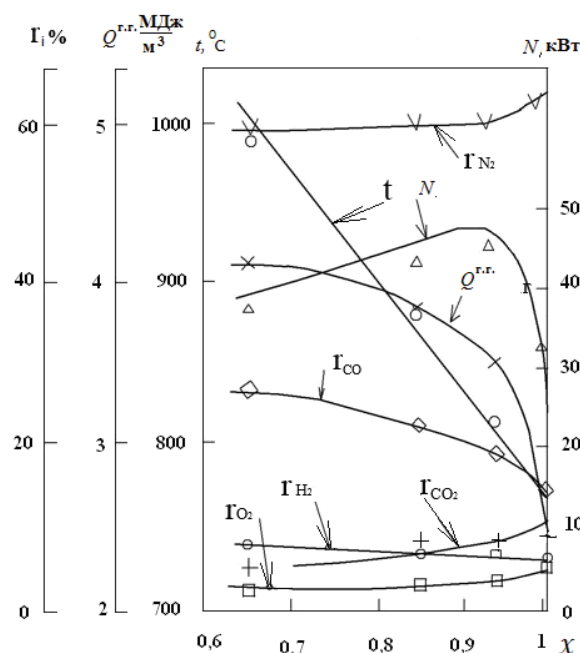


Рис. 2. Зависимость температуры, состава продуктов воздушной газификации ирша-бородинского угля, теплоты сгорания газа и мощности газогенератора от x

Fig. 2. Dependence of temperature, composition of air gasification products in irsha-borodinsky coal, gas heat value and gasifier capacity on x

При уменьшении доли x с 1 до 0,65 удалось повысить температуру с 760 до 1000 °С, концентрацию СО с 14 до 26 %, теплоту сгорания Q_n^c с 2400 до 4100 кДж/м³, которую рассчитывали по уравнению Д.И. Менделеева по составу продуктов газификации. На рис. 2 приведены результаты оптимизации мощности газогенератора $N=BxQ_n^c$, где B – объемная производительность газогенератора на все сечение, м³/с, при нормальных условиях. Максимальное значение N приходится на $x=0,92$, $N=47$ кВт.

Выход сухих продуктов газификации на 1 кг рабочего угля $\approx 2,0$ м³. Химический КПД газогенератора, %

$$\eta_x = \frac{2,0 \cdot Q_n^c \cdot x \cdot 100}{Q_i^r} = \frac{2,0 \cdot 3680 \cdot 0,92 \cdot 100}{15280} = 44.$$

Заключение

1. Конструкция двухзонного газогенератора обеспечивает получение бессмольных низкокалорийных продуктов газификации твердого топлива, пригодных для сжигания в когенерационных установках малой мощности.
2. Предложенная кинетическая модель процесса газификации позволяет рассчитывать состав продуктов газификации и проводить оптимизацию процесса по температуре слоя. Для бородинских углей оптимальная температура 830 °С

- (при этом доля отводимых продуктов газификации $x=0,92$), теплота сгорания продуктов газификации составляет 3860 КДж/м³.
3. Согласно литературным источникам получаемый низкокалорийный газ может сжигаться в камерах сгорания газопоршневых мини-ТЭЦ и в гибридных ПГУ с двухступенчатым подогревом циклового воздуха.

Исследование выполнено в Уральском федеральном университете за счет гранта Российского научного фонда (проект № 14-19-00524).

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Корчевой Ю.П., Майстренко А.Ю., Топал А.И. Экологически чистые угольные энерготехнологии. – Киев: Научная мысль, 2004. – 187 с.
2. Кубин М. Сжигание твердого топлива в кипящем слое / пер. с чешск. – М.: Энергоиздат, 1987. – 112 с.
3. Табакаев Р.Б., Казаков А.В., Загорин А.С. Перспективность низкосортных топлив Томской области для теплотехнического использования // Известия Томского политехнического университета. – 2013. – Т. 323. – № 4. – С. 41–46.
4. Рундыгин Ю.А., Григорьев К.А., Скудицкий В.Е. Низкотемпературная вихревая технология сжигания твердых топлив: опыт внедрения, перспективы использования // Новые технологии сжигания твердого топлива: их текущее состояние и использование в будущем: Матер. Всерос. науч.-техн. семинара. – М., 2001. – М.: ВТИ, 2001. – С. 286–295.
5. Шульман В.Л., Зайцев А.В., Богатова Т.Ф. Развитие угольных парогазовых технологий // Технологии эффективного и экологически чистого использования угля: Сб. докл. конф. – М.: ВТИ, 2009. – С. 246–251.
6. О предпроектной проработке гибридной угольной ПГУ с воздухонагревателем / С.И. Гордеев, Н.В. Вальцев, Т.Ф. Богатова, Е.И. Левин, В.Л. Шульман, А.Ф. Рыжков, Н.А. Абаимов // Электрические станции. – 2012. – № 10. – С. 17–21.
7. Инновационные технологии в энергетике // под общ. ред. Н.В. Крючковой. – Иваново: Научная мысль, 2011. – 228 с.
8. Шиллинг Г.-Д., Бонн Б., Краус У. Газификация угля. – М.: Недра, 1986. – 175 с.
9. Yates J.G. Fundamentals of fluidized chemical processes. – London: Butterworths, 1983. – 222 p.
10. Rao A.D. Combined cycle systems for nearzero emission power // Woodhead Publishing Series in Energy. – 2012. – № 32. – 357 p.
11. Increased efficiency of Topping cycle PCFB power plants / A. Robertson, W. Domeracki, D. Horazak, R. Newby, A. Rehmat // American Power Conference. – Chicago, Illinois, 1996. – P. 17–25.
12. System modeling of energy recuperated IGCC system with pre- and post-combustion CO₂ capture / M. Kawabata, O. Kurata, N. Iki, A. Tsutsumi // Applied Thermal Engineering. – 2013. – № 54. – P. 310–318.
13. Khan J., Wang T. Implementation of demoinsturization and devolatilization model in multi-phase simulation of hybrid entrained and fluidized bed mild gasifier // International Journal of Clean Coal and Energy. – 2013. – № 2. – P. 35–53.
14. Hasegawa T. Gas Turbine Combustion and Ammonia Removal Technology of Gasified Fuels // Energies. – 2010. – № 3. – P. 335–449
15. Загруднинов Р.Ш., Нагорнов А.Н., Сенчин П.К. Наладочные испытания газогенераторов Lurgi и перспективы газогенераторных технологий // Ползуновский вестник. – 2007. – № 3. – С. 40–47.
16. Осипов П.В., Чернявский Н.В., Рыжков А.Ф. Изучение характера выгорания волчанского бурого угля в условиях кипящего слоя // Теплофизика и теплоэнергетика: сб. науч. статей. – Магнитогорск: МаГУ, 2010. – С. 96–99.
17. Баскаков А.П., Мацнев В.В., Распопов И.В. Котлы и топки с кипящим слоем. – М.: Энергоатомиздат, 1996. – 352 с.
18. Дубинин А.М., Кагарманов Г.Р., Обожен О.А. Минитеплоэлектроцентраль на твердом топливе // Энергетик. – 2010. – № 3. – С. 33–35.
19. Мунц В.А., Баскаков А.П., Ашихмин А.А. Расчет газообразования при горении твердого топлива в кипящем слое // ИФЖ. – 1988. – № 3. – С. 432–438.
20. Тодес О.М., Цитович О.Б. Аппараты с кипящим зернистым слоем: гидравлические и тепловые основы работы. – Л.: Химия, 1981. – 296 с.
21. Виленский Т.В., Хзмалян Д.М. Динамика горения пылевидного топлива. – М.: Энергия, 1978. – 498 с.
22. Эккерт Э.Р., Дрейк Р.М. Теория тепло- и массообмена / пер. с англ. под ред. А.В. Лыкова. – М.; Л.: Госэнергоиздат, 1961. – 680 с.
23. Жоров Ю.М. Термодинамика химических процессов. Нефтехимический синтез, переработка нефти и природного газа. – М.: Химия, 1985. – 464 с.

Поступила 21.07.2014 г.

UDC 620.9:662.92; 658.264

TWO-ZONE AIR BLOW GAS GENERATOR WITH FLUIDIZED BED

Aleksey A. Dubinin,

Dr. Sc., Ural Federal University, 19, Mira street, Yekaterinburg, 620002, Russia.
Email: v.g.tuponogov@urfu.ru

Vladimir G. Tuponogov,

Dr. Sc., Ural Federal University, 19, Mira street, Yekaterinburg, 620002, Russia.
Email: v.g.tuponogov@urfu.ru

Aleksey F. Ryzhkov,

Dr. Sc., Ural Federal University, 19, Mira street, Yekaterinburg, 620002, Russia.
Email: af.ryzhkov@mail.ru

Yuriy A. Kagramanov,

Ural Federal University, 19, Mira street, Yekaterinburg, 620002, Russia.
Email: KagramanovYA@yandex.ru

Egor S. Labintsev,

Ural Federal University, 19, Mira street, Yekaterinburg, 620002, Russia.
Email: egor.labintsev@mail.ru

This paper considers the topicality of developing techniques for gas generation from solid fuels and its application in power installations, including cogeneration. Low temperature technologies with thermo-chemical coal conversion in fluidized bed reactors are the most perspective ones. The authors have developed the construction of two zone gas reactor with fluidized bed and studied its operation in set of electrical power station with gas pump engine cycles, or in combined cycles. The reactor works with air coal gasification. Zones of fuel input and product (clean synth-gas without resin) output the part of which is combusting in reactor for autothermal process running are separated. The authors propose the chemical-kinetic model of gasification to calculate the output synth-gas composition along the reaction zone height and at outlet from the reactor. The gasification process optimization along the temperature in gasification zone was done according to this model. The optimal temperature of the process corresponds to maximum output of synth-gas. The paper introduces the experimental data of theoretical calculations in gas reactor with fluidized bed. As a result, the optimal temperature value was determined as 820 °C, the output synth-gas part was 0,92 for Borodinsky coal. The output synth-gas with its composition and combustion heat values can be used as a low-cal fuel in combustion cameras of electrical power stations with gas pump engines and in combined cycles with two step air heating, that requires more researches and development of this technology.

Key words:

Coal, volatile content, air, heat, gasification products, chemical efficiency factor, velocity constant, equilibrium.

The research was carried out at the Ural Federal University and financially supported by the Russian Scientific Fund (project number 14–19–00524).

REFERENCES

1. Korchevoy Yu.P., Maystrenko A.Yu., Topal A.I. *Ekologicheskii chistyie ugolnye energotekhnologii* [Clean coal technologies]. Kiev, Nauchnaya mysl Publ., 2004. 187 p.
2. Kubin M. *Szhiganiye tverdogo topliva v kipyashchem sloe* [Coal combustion in fluidized bed]. Translated from Czech. Moscow, Energoizdat Publ., 1987. 112 p.
3. Tabakaev R.B., Kazakov A.V., Zavorin A.S. Perspektivnost nizkosortnykh topliv Tomskoy oblasti dlya teplotekhnicheskogo ispolzovaniya [Prospects of low-grade fuels of Tomsk region for power needs]. *Bulletin of the Tomsk Polytechnic University*, 2013, vol. 323, no. 4, pp. 41–46.
4. Rundygin Yu.A., Grigorev K.A., Skuditskiy V.E. Nizkotemperaturnaya vikhrevaya tekhnologiya szhiganiya tverdykh topliv: opyt vnedreniya, perspektivy ispolzovaniya [Low temperature vortex technology of solid fuel combustion: experience in introduction, prospects of application]. *Vserossiyskiy nauchno-tekhnicheskyy seminar «Novyye tekhnologii szhiganiya tverdogo topliva: ikh tekushchee sostoyaniye i ispolzovaniye v buduyushchem»* [Russian scientific seminar. New technologies of coal combustion: its current statement and future application]. Moscow, 23–24 Jan. 2001. pp. 286–295.
5. Shulman V.L., Zaytsev A.V., Bogatova T.F. Razvitiye ugolnykh parogazovykh tekhnologiy [Coal IGCC technology development]. *Sbornik dokladov konferentsii. Tekhnologii effektivnogo i ekologicheskii chistogo ispolzovaniya uglya* [Collection of reports of the conference. Technologies of efficient and ecologically clean coal use]. Moscow, 2009. pp. 246–251.
6. Gordeev S.I., Valzev N.V., Bogatova T.F., Levin E.I., Shulman V.L., Ryzhkov A.F., Abaimov N.A. O predproektnoy prarabotke gibridnoy ugolnoy PGU s vozdukhonagrevatelem [Hybrid coal IGCC with air heater design]. *Elektricheskie stantsii – Electrical stations*, 2012, no. 10, pp. 17–21.
7. *Innovatsionnyye tekhnologii v energetike* [Innovative technologies in power engineering]. Ed. by N.V. Kryuchkova. Ivanovo, Nauchnaya mysl Publ., 2011. 228 p.
8. Shilling G.-D., Bonn B., Kraus U. *Gasifikatsiya uglya* [Coal gasification]. Moscow, Nedra Publ., 1986. 175 p.
9. Yates J.G. *Fundamentals of liquidized chemical processes*. London, Butterworths, 1983. 222 p.

10. Rao A.D. *Combined cycle systems for nearzero emission power*. Woodhead Publishing Series in Energy, 2012, no. 32, 357 p.
11. Robertson A., Domeracki W., Horazak D., Newby R., Rehmat A. Increased efficiency of Topping cycle PCFB power plant. *Proc. of American Power Conference*. Chicago, Illinois, April 9–11, 1996. pp. 17–25.
12. Kawabata M., Kurata O., Iki N., Tsutsumi A. System modeling of energy recuperated IGCC system with post-combustion CO₂ capture. *Applied Thermal Engineering*, 2013, no. 54, pp. 310–318.
13. Khan J., Wang T. Implementation of demoinsturization and devolatilization model in multi-phase simulation of hybrid entrained and fluidized bed mild gasifier. *International Journal of Clean Coal and Energy*, 2013, no. 2, pp. 35–53.
14. Hasegawa T. Gas turbine combustion and Ammonia Removal Technology of Gasified Fuels. *Energies*, 2010, no. 3, pp. 335–449.
15. Zagrudtynov R.Sh., Nagornov A.N., Senchin P.K. Naladochnye ispytaniya gazogeneratorov Lurgi i perspektivy gazogeneratornykh tekhnologiy [Adjustment tests of Lurgi gas reactors and gasgeneration technologies prospects]. *Polzunovskiy vestnik*, 2007, no. 3, pp. 40–47.
16. Osipov P.V., Chernyavskiy N.V., Ryzhkov A.F. Izuchenie kharaktera vygoraniya volchanskogo burogo uglya v usloviyakh kipyashchego sloya [Studying the nature of volchansk coal combustion in fluidized bed]. *Sbornik nauchnykh statey. Teplofizika i teploenergetika* [Collection of reports of the conference. Heat power physics and thermal power engineering]. Magnitogorsk, 2010. pp. 96–99.
17. Baskakov A.P., Matsnev V.V., Raspopov I.V. *Kotly i topki s kipyashchim sloem* [Boilers and furnaces with fluidized beds]. Moscow, Energoatomizdat, 1996. 352 p.
18. Dubinin A.M., Kagarmanov G.R., Obozhin O.A. Minitoplectrotsentral na tverdom toplive [Mini power station on solid fuel]. *Energetik*, 2010, no. 3, pp. 33–35.
19. Munts V.A., Baskakov A.P., Ashikhmin A.A. Rasschet gazoobrazovaniya pri gorenii tverdogo topliva v kipyashchem sloe [Calculation of gas generation from solid fuel in the fluidized bed]. *IFZH*, 1988, no. 3, pp. 432–438.
20. Todes O.M., Tsitovich O.B. *Apparaty s kipyashchim zernistym sloem: gidravlicheskie i teplovye osnovy raboty* [Installations with fluidized beds: hydraulic and main bases of operation]. Leningrad, Khimiya Publ., 1981. 296 p.
21. Vilenskiy T.V., Khzmalyan D.M. *Dinamika goreniya pylevidnogo topliva* [Dust fuel combustion dynamics]. Moscow, Energiya Publ., 1978. 498 p.
22. Ekkert E.R., Dreik R.M. *Teoriya teplo- i massoobmena* [Thermomass transition theory]. Translated from English and ed. by A.V. Lykova. Leningrad, Gosenergoizdat Publ., 1961. 680 p.
23. Zhorov Yu.M. *Termodinamika khimicheskikh protsessov. Neftekhimicheskii sintez, pererabotka nefi i prirodnogo gasa* [Thermodynamics of chemical processes. Oil synthesis, oil and natural gas processing]. Moscow, Khimiya Publ., 1985. 464 p.

Received: 21 July 2014.