

УДК 621.1:662

ОПТИМАЛЬНЫЕ ПАРАМЕТРЫ ПАРОВОЙ ГАЗИФИКАЦИИ УГЛЕЙ В ГАЗОГЕНЕРАТОРЕ С ЗАТОРМОЖЕННЫМ ЦИРКУЛЯЦИОННЫМ ПСЕВДООЖИЖЕННЫМ СЛОЕМ

*Дубинин А.М., д.т.н., профессор кафедры теплоэнергетики и теплотехники
Маврин С.П., заведующий лабораторией (mspfr@mail.ru)*

Уральский федеральный университет имени первого Президента России Б.Н. Ельцина
(620002, Россия, Екатеринбург, ул. Мира, 19)

Аннотация. Представлены эксперименты по паровой газификации бородинского угля в двухкамерном газогенераторе с заторможенным насадкой циркуляционным псевдоожигенным слоем. В одной из двух камер сжигали уголь с воздухом, в другой газифицировали уголь водяным паром. Средний размер частиц угля 0,2 мм. Теплота из камеры сгорания в камеру газификации поступала благодаря циркуляции дисперсного теплоносителя (электрокорунда) между камерами. Камеры заполнены сферической насадкой диаметром 50 мм и порозностью 0,5, размер частиц электрокорунда 0,3 мм. Теплота сгорания продуктов газификации 8195 кДж/м³. Химический недожог 5 %, механический недожог 2 %. Составлена модель газогенератора, состоящая из систем двух уравнений теплового баланса камер сгорания и газификации, удовлетворительно описывающая эксперимент. На основании модели найдены оптимальные параметры газогенератора: температура в камере газификации 900 °С, в камере сгорания 1020 °С; доля угля, поступающего в камеру газификации 0,36; химический КПД 40 %.

Ключевые слова: уголь, газогенератор, воздух, водяной пар, дисперсный теплоноситель, температура, химический состав, теплота сгорания, моделирование, система уравнений, оптимальные параметры, химический КПД.

DOI: 10.17073/0368-0797-2016-11-773-780

Современные технологии использования твердых топлив базируются на их термохимической переработке в синтез газа, который затем сжигается в технологических и энергетических установках или преобразуется в жидкое топливо [1, 2]. Одним из направлений развития таких технологий является снижение температуры в активной зоне термохимического реактора, поскольку расширяется возможность использования низкосортных топлив [3]. Продолжает исследоваться низкотемпературная технология с циркуляционным псевдоожигенным слоем большой единичной производительностью для энергоблоков угольных ТЭС [4]. В США исследуется цикл парогазовой установки (ПГУ) с частичной газификацией угля в реакторе с пузырьковым псевдоожигенным слоем [5]. Основным элементом цикла является разработанная система высокотемпературной газоочистки при температуре 500 °С и более. В целях снижения капиталоемкости оборудования и упрощения условий эксплуатации использован метод автотермической паровой газификации с комбинированной схемой движения дисперсных и газовых потоков. Уголь поступает на газификацию в одном направлении с воздухом и водяным паром, поэтому реализуются преимущества обращенного газогенератора.

В данной работе рассматривается случай, когда требуется получение чистого газа без очистки, поскольку для удаления смоляных включений необходимо создание дорогостоящих очистных блоков [6].

В работе [7] показано, что в газогенераторе с псевдоожигенным слоем при паровой газификации углей существуют параметры, при которых химический КПД достигает оптимальной величины.

Эксперименты по паровой газификации бородинского угля следующего состава: $W^r = 33$; $A^r = 7,4$; $S^r = 0,2$; $C^r = 42,6$; $H^r = 3$; $N^r = 0,6$; $O^r = 13,2$; $V^{daf} = 47$ % (по массе); $Q_i^r = 15\,280$ кДж/кг; $v_o^H = 4,5$; $v_{or}^H = 4,89$ м³/кг и фракционным составом: 0 – 40 мкм (6,9 %); 40 – 80 мкм (10,9 %); 80 – 150 мкм (18,1 %); 150 – 200 (13,3 %); 200 – 300 мкм (19,3 %); 300 – 400 мкм (15,8 %); 400 – 500 мкм (15,7 %) проведены в газогенераторе с циркуляционным псевдоожигенным слоем (рис. 1), смонтированном на базе эндотермического генератора ЭН-60-ИЗ. В цилиндрической реторте диаметром 280 мм имеются две камеры, заполненные инертной сферической насадкой диаметром 50 мм и порозностью $\varepsilon_n = 0,5$. Высота камер 1 м. Во внутренней реторте 18 диаметром 120 мм угольную пыль газифицировали водяным паром. В кольцевой камере между внутренней 18 и наружной 19 ретортами осуществляли сжигание угля для получения необходимой теплоты. Между камерами располагали опускные стояки 8 и 15, по которым осуществлялась направленная циркуляция электрокорунда размером 300 мкм. Нагретый в камере сгорания 11 электрокорунд поступал по стоякам 8 в псевдоожигенный слой 5 и через подъемные стояки 20 под камеру газификации 16, где отдавал теплоту на эндотермическую реакцию и подогрев продуктов паровой газификации

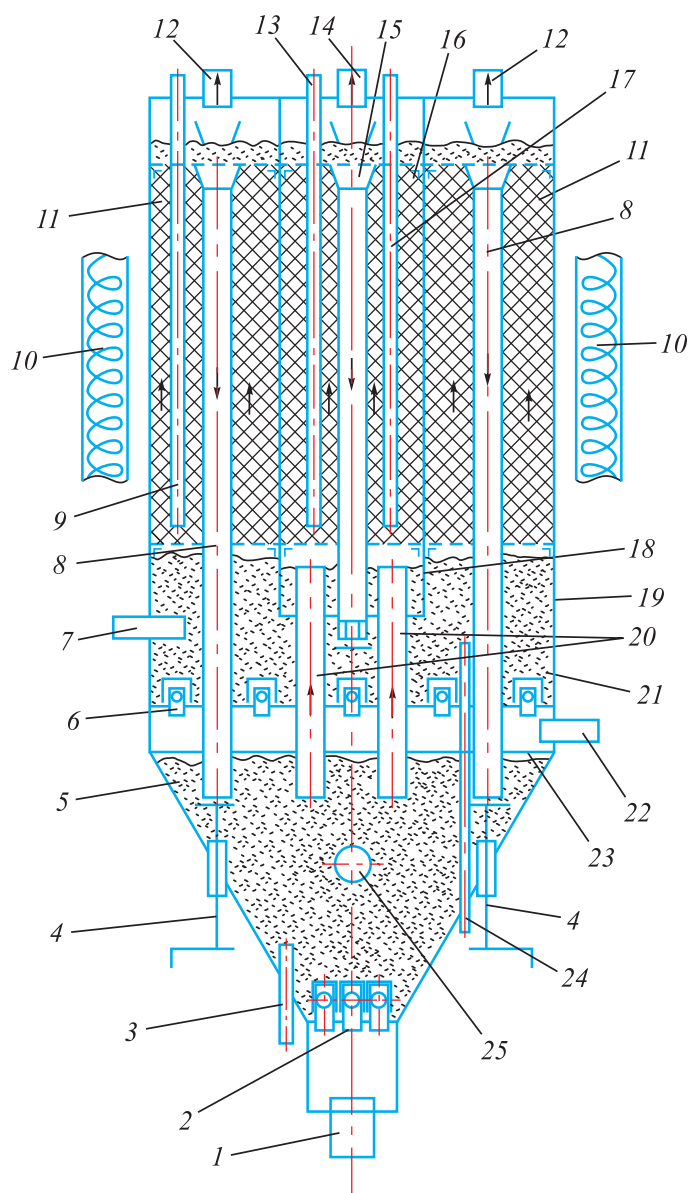


Рис. 1. Экспериментальная установка для паровой газификации углей в заторможенном циркуляционном псевдоожиженном слое:
 1 – штуцер для ввода водяного пара; 2 – беспровальная парораспределительная решетка; 3 – штуцер для удаления золы и шлака;
 4 – устройство (шибер) для регулирования расхода электрокорунда по опускающим стоякам; 5, 21 – псевдоожиженный слой;
 6 – воздухораспределительная беспровальная решетка; 7 – штуцер для ввода угля в камеру сгорания; 8 – опускающей стояк; 9 – трубка для замера температуры по высоте камеры сгорания; 10 – тепловая изоляция; 11 – сферическая насадка в камере сгорания; 12 – штуцер для выхода продуктов сгорания; 13 – трубка для замера температуры по высоте камеры газификации; 14 – штуцер для выхода продуктов газификации; 15 – опускающей стояк в камере газификации; 16 – сферическая насадка в камере газификации; 17 – устройство для забора проб продуктов газификации по высоте; 18 – внутренняя реторта; 19 – наружная реторта; 20 – подъемные стояки; 22 – штуцер для ввода воздуха на горение; 23 – перегородка; 24 – штуцер для вывода золы; 25 – штуцер для ввода угля на газификацию

Fig.1. Experimental unit for coal steam gasification in a damped circulating fluidized bed:

1 – fitting for steam input; 2 – steam distribution unfailing grid; 3 – fitting for removing of ash and slag; 4 – device (gate) to control electrocorundum loss at downcomers; 5, 21 – fluidized bed; 6 – air distribution unfailing grid; 7 – fitting for coal input info the combustion chamber; 8 – downcomer; 9 – tube for measuring the temperature at the height of combustion chamber; 10 – thermal insulation; 11 – spherical nozzle in the combustion chamber; 12 – fitting for the exit of combustion products; 13 – tube for measuring the gasification chamber temperature heightwise; 14 – fitting for the exit of gasification products; 15 – downcomer in the gasification chamber; 16 – spherical head in the gasification chamber; 17 – device for sampling of gasification products heightwise; 18 – inside retort; 19 – outside retort; 20 – lifting risers; 22 – fitting for entering the combustion air; 23 – partition; 24 – fitting for the withdrawal of ashes; 25 – coal input fitting for gasification

угля. Охлажденный электрокорунд по стояку 15 возвращался в псевдоожиженный слой 21 для нагрева. Уголь в камеру сгорания поступал через штуцер 7, а воздух через штуцер 22. Уголь в камеру газификации посту-

пал через штуцер 25, а перегретый водяной пар через штуцер 1. Продукты сгорания удалялись через штуцера 12, а продукты газификации – через штуцер 14. Расход электрокорунда по стоякам 8 изменяли устройством 4.

Благодаря разности гидравлических сопротивлений заторможенного насадкой циркуляционного слоя и столба электрокорунда, опускающегося по стоякам 8 и 15, создавалась устойчивая циркуляция частиц между камерами. Расход циркулирующего теплоносителя (электрокорунда) определяли по скорости опускного движения щупа, помещаемого в опускные стояки 8 и 15, площади поперечного сечения стояков и насыпной плотности электрокорунда. Расходы угля и воздуха в камеру сгорания составляли 22,4 и 126 м³/ч при коэффициенте избытка воздуха 1,25. Расходы угля и водяного пара в камеру газификации равнялись 12,5 и 8 кг/ч соответственно. Температуру по высоте камер газификации и сгорания измеряли хромель-алюмелевой (ХА) термопарой, перемещаемой в тонкостенных трубках 9 и 13, заваренных с нижнего торца. Забор продуктов газификации по высоте камеры газификации производили устройством 17, анализ осуществляли на хроматографе. Доля угля, подаваемого в камеру газификации, $x = 12,5 / (12,5 + 22,4) = 0,358$. Расход воздуха измеряли ротаметром, водяного пара, перегретого до 450 °С, дроссельной шайбой, угля – калиброванными шайбами, заранее протарированными. Удельную внешнюю площадь поверхности угольных частиц в слое определяли по рекомендациям, приведенным в работах [8, 9].

Поля температур в камерах газификации t_1 и сгорания t_2 представлены на рис. 2. Температура по высоте камер распределяется практически равномерно. С увеличением расхода электрокорунда температуры в камерах газификации и сгорания сближаются и находятся на достаточно высоком уровне, необходимом для паровой газификации угля. Состав продуктов по высоте камеры газификации при разных температурах представлен в табл. 1. Видно, что процесс взаимодействия углерода топлива с водяным паром проходит через образование, накапливание и расходование диоксида углерода. Мольное отношение расходов водяного пара и углерода топлива равнялось 1:1. При температуре 860 °С и высоте камеры газификации 1 м степень расходования водяного пара составляла 83,9 %. Теплота сгорания продуктов газификации $Q_n^c = 8195$ кДж/м³. С повышением температуры от 720 до 860 °С теплота сгорания продуктов возрастала с 5847 до 8195 кДж/м³, т.е. на 40 %.

Моделирование газогенератора с циркуляционным заторможенным псевдооживленным слоем

Синтез газ при паровой газификации углерода топлива образуется в соответствии с [10]



прямой

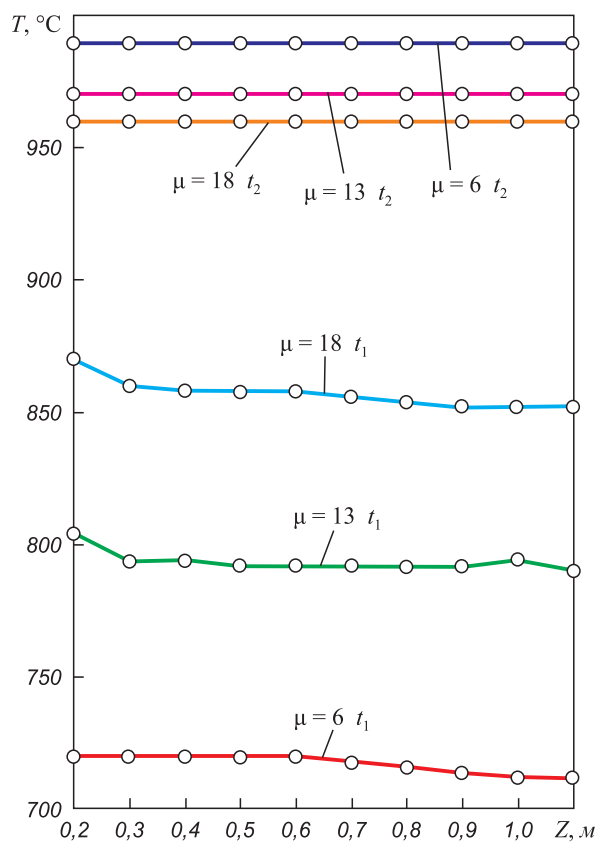
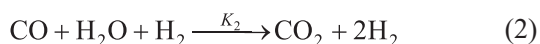
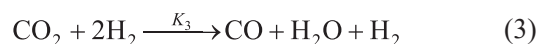


Рис. 2. Экспериментальная зависимость температуры в камере газификации t_1 и в камере сгорания t_2 от относительной циркуляции электрокорунда μ между камерами; Z – расстояние от нижнего торца камеры. Доля угля, подаваемого в камеру газификации $x = 0,358$

Fig.2. Experimental temperature dependence in the gasification chamber t_1 and in the combustion chamber t_2 on the relative circulation of electrocorundum μ between the chambers; Z – distance from the lower end of the chamber. The share of coal supplied to the gasification chamber $x = 0,358$

и обратной реакцией водяного газа



с эндотермическим эффектом $q_{x_1} = 10\ 955$ кДж/кг углерода [11].

Для обеспечения теплотой эндотермической реакции паровой газификации углерода топлива и подогрева продуктов этой реакции до оптимальной температуры организована камера сгорания 11 (см. рис. 1), в которой протекает экзотермическая реакция горения углерода топлива



с тепловым эффектом $q_{x_0} = 32\ 833$ кДж/кг углерода (примерно равна теплоте сгорания угля 35 868 кДж/кг углерода).

Система из двух уравнений теплового баланса камер:

– камера газификации

Зависимость состава продуктов паровой газификации от высоты камеры и температуры t_1 ($x = 0,358$)

Table 1. Dependence of composition of steam gasification products on the chamber height and temperature t_1 ($x = 0.358$)

Температура, °С	Высота, z, м	Состав влажного газа, % об.						Теплота сгорания на выходе Q_{H1} кДж/м ³
		CO ₂	N ₂	CH ₄	CO	H ₂	H ₂ O	
720	0,2	17,4	0,4	5,6	8,3	12,7	55,6	5 847
	0,4	21,6	0,6	5,1	11,3	15,9	45,5	
	0,6	21,6	0,5	5,1	13,2	18,4	41,1	
	0,8	22,6	0,4	4,1	14,5	21,3	37,1	
	1,0	22,1	0,3	4,1	15,9	22,3	35,5	
790	0,2	18,7	0,3	3,0	12,1	16,1	49,8	7 075
	0,4	20,9	0,3	2,6	16,7	21,2	38,3	
	0,6	18,9	0,2	2,0	20,6	25,1	33,2	
	0,8	27,6	0,1	2,0	23,7	28,6	28,0	
	1,0	16,9	0,2	1,9	25,4	29,9	25,7	
860	0,2	18,3	0,3	2,9	14,9	18,9	44,7	8 195
	0,4	20,2	0,4	2,4	20,2	24,6	32,2	
	0,6	18,4	0,3	1,8	25,2	29,3	25,0	
	0,8	16,1	0,2	1,8	29,1	33,5	19,3	
	1,0	15,8	0,2	1,4	30,8	35,7	16,1	

$$\begin{aligned} & \mu C_k t_2 + x(q_y + q_{в(y)}) + q_n + q_T = \\ & = q_{x_1} x + (x C_{пр} + \mu C_k) t_1 + q_{нв} x + q_6 x; \end{aligned} \quad (5)$$

– камера сгорания

$$\begin{aligned} (1-x) [q_{x_0} (1-q_3 - q_4 - q_5) + q_y + q_{в(y)}] + q_n + \mu C_k t_1 = \\ = [(1-x) C_{пс} + \mu C_k] t_2 + q_{нв} (1-x) + q_T + q_6 (1-x). \end{aligned} \quad (6)$$

В левой части уравнения (5) приход теплоты с электрокорундом из камеры сгорания с температурой t_2 ; сухим углем q_y ; влагой угля $q_{в(y)}$; водяным паром q_n и приход теплоты теплопередачей через стенку внутренней реторты q_T из камеры сгорания.

В правой части уравнения (5) расход теплоты на эндотермическую реакцию газификации, на нагрев продуктов газификации; с электрокорундом, поступающим в камеру сгорания при температуре t_1 ; на нагрев, испарение и перегрев пара от влаги угля $q_{нв}$; с золой q_6 . Все члены в уравнении измеряются в кДж/кг углерода топлива.

В левой части уравнения (6) приход теплоты от сгорания углерода топлива в камере сгорания; с сухим углем q_y ; влагой угля $q_{в(y)}$; воздухом q_n ; с электрокорундом, поступающим из камеры газификации с температурой t_1 .

В правой части уравнения (6) расход теплоты на нагрев продуктов сгорания и электрокорунда до температуры t_2 ; нагрев, испарение и перегрев пара от влаги

угля $q_{нв}$, теплопередачей через стенку реторты q_T в камеру газификации и с золой q_6 .

Все члены в уравнении (6) измеряются в кДж/кг углерода. Удельные массовые теплоемкости: продуктов газификации $C_{пр} = 5$, сгорания $C_{пс} = 13,6$, электрокорунда $C_k = 1,17$ кДж/кг на 1 кг углерода; μ – относительный расход электрокорунда, кг на 1 кг углерода, подаваемого в газогенератор; x – доля угля, подаваемого в камеру газификации (0,358), а $(1-x) = 0,642$ – в камеру сгорания; теплота, подведенная с углем $q_y = 60$; с влагой угля $q_{в(y)} = 66$; с воздухом $q_n = 390$; с теплопередачей $q_T = 2800$; нагрев, испарение и перегрев пара от влаги угля $q_{нв} = 3000$; $q_n = 1330$; уходящей золой $q_6 = 170$ кДж на 1 кг углерода. Удельные тепловые потери с химическим недожогом $q_3 = 0,05$; механическим недожогом $q_4 = 0,02$; в окружающую среду $q_5 = 0,23$.

Результат решения системы уравнений (5) и (6) представлен на рис. 3. Там же нанесены экспериментально полученные значения температуры при $\mu = 18$ и $x = 0,358$.

Материальные балансы газогенератора [10]:

– концентрация диоксида углерода:

$$r_{CO_2} = \frac{K_2}{K_1 - K_3} \left[\exp\left(-\frac{K_3 S \varepsilon_n Z}{w}\right) - \exp\left(-\frac{K_1 S \varepsilon_n Z}{w}\right) \right]; \quad (7)$$

– концентрация оксида углерода:

$$r_{CO} = 0,5 \left\{ \frac{K_1 - K_2}{K_1} \left[1 - \exp\left(-\frac{K_1 S \varepsilon_H Z}{w}\right) \right] - \frac{K_2 K_3}{K_1 (K_1 - K_3)} \left[1 - \exp\left(-\frac{K_2 S \varepsilon_H Z}{w}\right) \right] + \frac{K_2}{K_1 - K_3} \left[1 - \exp\left(-\frac{K_3 S \varepsilon_H Z}{w}\right) \right] \right\}; \quad (8)$$

– концентрация водяного пара:

$$r_{H_2O} = \exp\left(-\frac{K_1 S \varepsilon_H Z}{w}\right) - \frac{K_1 K_2 S \varepsilon_H Z}{w(K_1 - K_3)} \times \exp\left(-\frac{K_1 S \varepsilon_H Z}{w}\right) + \frac{K_2}{K_1 - K_3} \times \left[1 - \exp\left(-\frac{K_3 S \varepsilon_H Z}{w}\right) - \exp\left(-\frac{K_1 S \varepsilon_H Z}{w}\right) \right]; \quad (9)$$

– концентрация водорода:

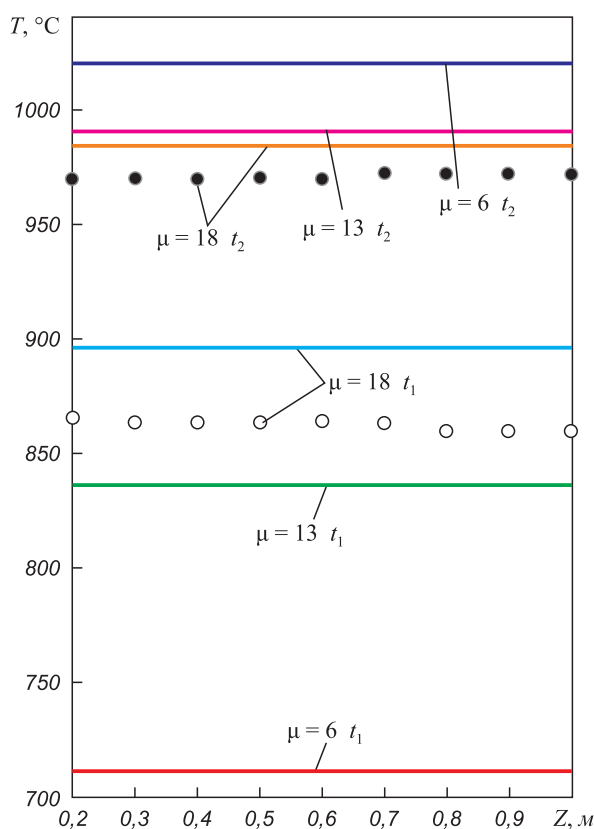


Рис. 3. Результаты моделирования зависимости температуры в камере газификации t_1 и в камере сгорания t_2 от относительной циркуляции дисперсного теплоносителя μ между камерами: \circ – эксперимент при $\mu = 18$; $x = 0,358$ в камере газификации, \bullet – в камере сгорания; Z – расстояние от нижнего торца камеры, м

Fig. 3. The modeling results of temperature dependence in the gasification chamber t_1 and the combustion chamber t_2 on a relative particulate heat carrier circulation μ between the chambers. Points \circ – experiment with $\mu = 18$; $x = 0.358$ in the gasification chamber, \bullet – in the combustion chamber. Z – distance from the lower end of the chamber, m

$$r_{H_2O} = 1 - (r_{CO_2} + r_{CO} + r_{H_2O}). \quad (10)$$

При $Z = h$ (высота камеры) имеем состав на выходе из газогенератора. Насадка разрушает пузыри в псевдооживленном слое, поэтому используем эффективные константы скорости для плотного слоя [12].

Константа скорости взаимодействия водяного пара с углеродом бородинского угля $m^3/(m^2c)$

$$K_1 = 710,5 \exp\left(-\frac{11\,968}{t + 273}\right).$$

Константа скорости взаимодействия оксида углерода с водяным паром, $m^3/(m^2c)$

$$K_2 = 1,9 \exp\left(-\frac{6600}{t + 273}\right).$$

Константа скорости взаимодействия диоксида углерода с водородом, $m^3/(m^2c)$

$$K_3 = \frac{K_2}{K_p},$$

где K_p – константа равновесия реакции водяного газа [13].

Удельная внешняя площадь поверхности угольных частиц в потоке определялась по выражению [8, 9], m^2/m^3

$$S = \frac{6\rho(1-\varepsilon)Z^*}{d_k \rho_k},$$

где $\rho = \rho_n(1-Z^*) + \rho_k Z^*$ – средняя плотность потока, kg/m^3 ; ρ_n и ρ_k – истинные плотности инертного материала (электрокорунда, золы) и кокса, равные соответственно 3760 и 1650 kg/m^3 ; Z^* – концентрация кокса в потоке, kg/kg смеси; ε – порозность потока ($\sim 0,25 - 0,3$), m^3/m^3 ; d_k – размер частиц кокса, м.

Скорость продуктов газификации, м/с, возрастает по высоте камеры в 2 раза (см. уравнение (1)) и описывается выражением $w_z = \frac{w_0}{1 + r_{H_2O}}$, а средняя равна

$$w = \frac{w_0}{1} \int_0^1 \frac{dr_{H_2O}}{1 + r_{H_2O}} = 0,693 w_0,$$

где w_0 – скорость продуктов на выходе из камеры газификации при реальных параметрах в расчете на свободное сечение, $w_0 = w \frac{(273 + t) P_0}{273 P}$; w^* – скорость на выходе из камеры при нормальных условиях в расчете на свободное сечение камеры.

В табл. 2 показано сравнение экспериментально полученных концентраций на выходе из камеры газификации с рассчитанным составом по представленной модели.

Т а б л и ц а 2

Сравнение расчетного и экспериментально полученного состава продуктов паровой газификации бородинского угля на выходе из газогенератора:

$$\mu = 18; x = 0,358; w = 3,16 \text{ м/с}; h = 1 \text{ м}; t_1 = 860 \text{ }^\circ\text{C}, S = 1200 \text{ м}^2/\text{м}^3$$

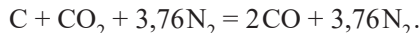
Table 2. Comparison of the calculated and experimental composition of Borodino coal products of steam gasification at the exit of the gasifier:

$$\mu = 18; x = 0,358; w = 3,16 \text{ m/s}; h = 1 \text{ m}; t_1 = 860 \text{ }^\circ\text{C}, S = 1200 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

	Состав продукта, % об.					
	CO ₂	CO	N ₂	H ₂ O	CH ₄	H ₂
Эксперимент	15,8	30,8	0,2	16,1	1,4	35,7
Моделирование	12,4	45,5	–	4,2	–	37,9

Моделирование камеры сгорания

Реакция горения углерода топлива с кислородом воздуха (4) заканчивается практически на входе в камеру сгорания, а удельная площадь поверхности коксовых частиц в потоке, проходящем через насадку, высока, $S = 20 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Образовавшийся при горении CO₂ реагирует с коксовыми частицами по реакции



Поэтому в составе продуктов полного сгорания на выходе из камеры присутствует оксид углерода (2,63 %), концентрация которого находится из решения уравнения материального баланса

$$\frac{w_2}{\varepsilon_n} \frac{dr_{\text{CO}}}{dZ} = 2K_2^* S r_{\text{CO}_2} \quad (11)$$

с граничным условием $r_{\text{CO}Z=0} = 0$, где w_2 – скорость, м/с, продуктов сгорания в насадке при рабочих параметрах t и P , $w_2 = 6,3 \text{ м/с}$.

Решение уравнения (11) совместно с (7) при указанном граничном условии дает выражение для расчета концентрации r_{CO} , м³/м³, на выходе из камеры сгорания.

$$r_{\text{CO}} = \frac{0,347 K_1^* K_2^*}{K_1^* - K_2^*} \times \left[\frac{1 - \exp\left(-\frac{K_2^* S \varepsilon_n h}{w_2}\right)}{K_2} - \frac{1 - \exp\left(-\frac{K_1^* S \varepsilon_n h}{w_2}\right)}{K_1} \right].$$

Поскольку $K_1 \gg K_2$, то последнее выражение упрощается:

$$r_{\text{CO}} = 0,347 \left[1 - \exp\left(-\frac{K_2^* S \varepsilon_n h}{w_2}\right) \right].$$

Для дожигания CO над слоем подается воздух. Концентрация CO₂ на выходе

$$r_{\text{CO}_2} = 0,21 - (r_{\text{O}_2} + r_{\text{CO}}); r_{\text{CO}_2} = 0,1837.$$

Концентрация азота

$$r_{\text{N}_2} = 1 - (r_{\text{O}_2} + r_{\text{CO}} + r_{\text{CO}_2}); r_{\text{N}_2} = 0,79.$$

Химический недожог $q_3 = 0,05$ (5 %); механический недожог $q_4 = 0,02$ (2 %) найден по методике, представленной в работе [9].

Формулы для определения константы скорости взаимодействия углерода бородинского угля с кислородом воздуха

$$K_1^* = 3 \cdot 10^3 \exp\left(-\frac{11\,065}{t + 273}\right)$$

и с диоксидом углерода

$$K_2^* = 35 \cdot 10^3 \exp\left(-\frac{17\,621}{t + 273}\right)$$

взяты из работы [14].

Моделирование оптимальных параметров процесса паровой газификации угля в газогенераторе с циркуляционным псевдоожиженным слоем

Поскольку модель удовлетворительно отражает эксперимент, то она применима для оптимизации параметров паровой газификации угля. Для оптимизации задается ряд значений доли x от 0,25 до 0,4 с интервалом 0,05 и из системы уравнений тепловых балансов (5) и (6) находим значения температуры t_1 и t_2 при этих же заданных значениях доли x . При этих же температурах из уравнений (7) – (10) рассчитывается состав продуктов газификации. Далее определяется теплота сгорания продуктов газификации по уравнению Д.И. Менделеева при этих же температурах [15]

$$Q_n^c = 126,4 r_{\text{CO}} + 108 r_{\text{H}_2} + 328,4 r_{\text{CH}_4}.$$

При тех же температурах рассчитывается химический КПД, %, без учета возврата физической теплоты продуктов сгорания и газификации в газогенератор

$$\eta_x = \frac{v x Q_n^c 100}{q_{x0}},$$

где $v = 3,73 \text{ м}^3$ продуктов газификации, образующихся из 1 кг углерода топлива по реакции (1); q_{x0} – теплота сгорания топлива, кДж/кг углерода.

Строится зависимость (рис. 4) t_1 , t_2 и η_x от доли x . Графическим методом находится максимальное зна-

чение η_x^{\max} и соответствующие этому значению $t_1^{\text{опт}}$, $t_2^{\text{опт}}$, $x^{\text{опт}}$. Они равны: $t_1^{\text{опт}} = 900$ °С; $t_2^{\text{опт}} = 1020$ °С; $x^{\text{опт}} = 0,36$; $\eta_x^{\max} = 40$ %. Там же нанесены экспериментально полученные значения t_1 , t_2 и η_x .

Выводы. Удовлетворительное качественное и количественное совпадение моделирования и эксперимента дает основание утверждать о правильном подходе к процессу моделирования и оптимизации паровой газификации бородинского угля в газогенераторе с заторможенным циркуляционным псевдооживленным слоем.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Хоффман Е. Энерготехнологическое использование угля: Пер. с англ. – М.: Энергоатомиздат, 1983. – 328 с.
2. Корчевой Ю.П., Майстренко А.Б., Топал А.И. Экологически чистые угольные энерготехнологии. – Киев: Научная мысль, 2004. – 187 с.
3. Табакаев Р.Б., Казаков А.В., Заворин А.С. Перспективность низкосортных топлив Томской области для теплотехнического использования // Известия Томского политехнического университета. 2013. Т. 323. № 4. С. 41 – 46.
4. Combined Cycle Systems for Near-Zero Emission Power Generation. Ashok Rao ed. Woodhead Publishing. 2012. – 360 p.
5. Khan J., Wang T. Implementation of demoisturation 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. P. 35 – 53.
6. Загруднинов Р.Ш., Нагорнов А.Н., Сенчин П.К. Наладочные испытания газогенераторов Lurgi и перспективы газогенераторных технологий // Ползуновский вестник. 2007. № 3. С. 40 – 47.
7. Дубинин А.М., Тупоногов В.Г., Филиппов Д.В. Оптимизация процесса паровой газификации угля в кипящем слое // Энергосбережение и водоподготовка. 2008. № 4 (54). С. 60 – 62.
8. Мунц В.А., Баскаков А.П., Ашихмин А.А. Расчет газообразования при горении твердого топлива в кипящем слое // Инженерно-физический журнал. 1988. Т. 54. № 3. С. 432 – 438.
9. Баскаков А.П., Мацнев В.В., Распопов И.В. Котлы и топки с кипящим слоем. – М.: Энергоиздат, 1996. – 352 с.
10. Дубинин А.М., Кагарманов Г.Р., Обожин О.А. Моделирование газификации углей водяным паром // Химия твердого топлива. 2012. № 3. С. 30 – 33.
11. Жуховицкий А.А., Шварцман Л.А. Физическая химия: Учеб. для вуз. – М.: Металлургия, 2001. – 688 с.
12. Путрова Е.Е., Свирида Л.В., Федосеев С.Д. О распределении концентрации CO₂ и H₂O по высоте реакционной зоны газогенератора в изотермических условиях // Химия твердого топлива. 1982. № 2. С. 94 – 96.

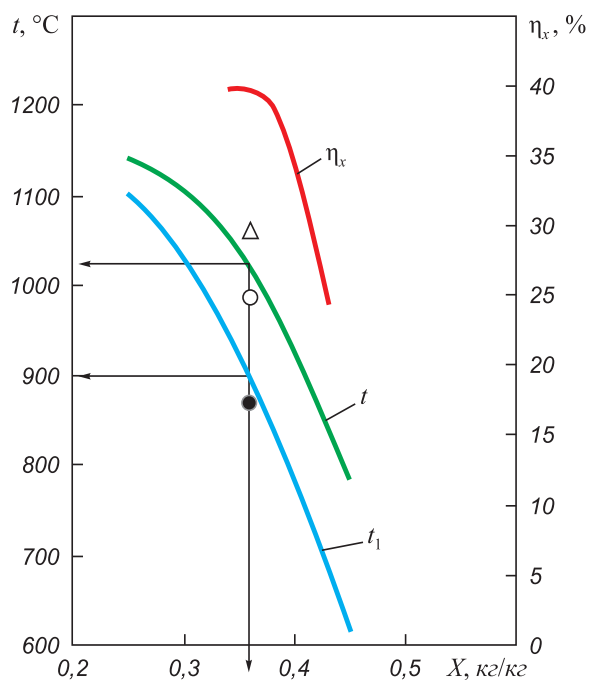


Рис. 4. Результаты моделирования зависимости температуры в камере газификации t_1 , в камере сгорания t_2 и химического КПД от доли углерода (угля), подаваемого в камеру газификации. Относительная циркуляция электрокорунда $\mu = 18$ кг/кг. Точки экспериментальных данных:
 ○ – t_1 ; ● – t_2 ; Δ – η_x

Fig. 4. The modeling results of temperature dependence in the gasification chamber t_1 , the combustion t_2 and chemical efficiency on the proportion of carbon (coal) supplying into the gasification chamber. Relative circulation of electrocorundum $\mu = 18$ kg/kg. Points of experimental data:

○ – t_1 ; ● – t_2 ; Δ – η_x

13. Жоров Ю.М. Термодинамика химических процессов. Нефтехимический синтез, переработка нефти, угля и природного газа. – М.: Химия, 1985. – 464 с.
14. Виленский Т.В., Хзмалян Д.М. Динамика горения пылевидного топлива. – М.: Энергия, 1978. – 248 с.
15. Теплотехника: Учеб. для вуз. / А.П.Баскаков, Б.В.Берг, О.К.Витт и др.; Под ред. А.П. Баскакова. –3-е изд., перераб. и доп. – М.: ООО «ИД Бастет», 2010. – 328 с.

Поступила 15 сентября 2015 г.

IZVESTIYA VUZov. CHERNAYA METALLURGIYA = IZVESTIYA. FERROUS METALLURGY. 2016. Vol. 59. No. 11, pp. 773–780.

OPTIMAL PARAMETERS OF THE STEAM COAL GASIFICATION IN THE GASIFIER WITH DAMPED CIRCULATING FLUIDIZED BED

A.M. Dubinin, S.P. Mavrin

Ural Federal University named after the first President of Russia
 B.N. Yeltsin, Ekaterinburg, Russia

Abstract. The authors have made several experiments of Borodino coal steam gasification in a two-chamber gasifier with a circulating fluidized bed damped by the checker. In one of the two chambers the coal was burnt with excess air coefficient of 1.25, in another the coal was gasified by steam. Average size of coal pieces was 0.2 mm. The heat

acted from the combustion chamber into the gasification chamber through the particulate coolant circulation (fused 0.3 mm) between the chambers. The chambers were filled with spherical jets with diameter of 50 mm and porosity of 0.5; electrocorundum particle size was 0.3 mm. Calorific value was 8195 kJ/m³. Mechanical underburning was 2 %. Chemical underburning was 5 %. The model of the gasifier consisting of a system of two equations of thermal balance of the combustion chambers and gasification satisfactorily describes the experiment. The optimum parameters of the gasifier were found based on the model: the temperature in the gasification chamber –

900 °C, the temperature in the combustion chamber – 1020 °C, the share of coal supplied to the gasification chamber – 0.36, chemical efficiency – 40 %.

Keywords: coal, gasifier, air, steam, particulate heat carrier, temperature, chemical composition, heat of combustion, modeling, system of equations, optimal parameters, chemical efficiency.

DOI: 10.17073/0368-0797-2016-11-773-780

REFERENCES

- Hoffman E.J. *Coal conversion*. Laramie, Wyoming, 1980. (Russ. ed.: Hoffman E.J. *Energotekhnologicheskoe ispol'zovanie uglja*. Moscow: Energoatomizdat, 1983, 328 p.).
- Korchevoi Yu.P., Maistrenko A.B., Topal A.I. *Ekologicheski chistye ugol'nye energetekhnologii* [Clean coal energy technologies]. Kiev: Nauchnaya mysl', 2004, 187 p. (In Russ.).
- Tabakaev R.B., Kazakov A.V., Zavorin A.S. Prospect of low-grade fuels of the Tomsk region for heat engineering use. *Izvestiya Tomskogo politekhnicheskogo universiteta*. 2013, vol. 323, no. 4, pp. 41–46. (In Russ.).
- Combined Cycle Systems for Near-Zero Emission Power Generation*. Ashok Rao ed. Woodhead Publishing. 2012, 360 p.
- Khan J., Wang T. Implementation of demoinsturation and devolatilization model in multi – phase simulation of hubrid entrained and fluidized bed mild qasifier. *International Jornal of Clean Coal and Energy*. 2013, no. 2, pp. 35–53.
- Zagrutdinov R.Sh., Nagornov A.N., Senchin P.K. Setting testing of Lurgi gasifiers and prospects of gasifier technologies. *Polzunovskii vestnik*. 2007, no. 3, pp. 40–47. (In Russ.).
- Dubinin A.M., Tuponogov V.G., Filippov D.V. Optimization of steam gasification process of coal in a fluidized bed. *Energobere-zhenie i vodopodgotovka*. 2008, no. 4 (54), pp. 60–62. (In Russ.).
- Munts V.A., Baskakov A.P., Ashikhmin A.A. Gas formation from a solid fuel burning in a fluidized bed. *Journal of Engineering Physics*. 1988, vol. 54, no. 3, pp. 296–300.
- Baskakov A.P., Matsnev V.V., Raspopov I.V. *Kotly i topki s kipya-shchim sloem* [Boilers and furnaces with fluidized bed]. Moscow: Energoizdat. 1996, 352 p. (In Russ.).
- Dubinin A.M., Kagarmanov G.R., Obozhin O.A. Simulation of the steam gasification of coals. *Solid Fuel Chemistry*. 2012, vol. 46, no. 3, pp. 168–171.
- Zhukhovitskii A.A., Shvartsman L.A. *Fizicheskaya khimiya: Uchebnik dlya studentov vuzov* [Physical chemistry: Textbook for university students]. Moscow: Metallurgiya, 2001, 688 p. (In Russ.).
- Putrova E.E., Svirida L.V., Fedoseev S.D. On the distribution of the concentration of CO₂ and H₂O at height of the reaction zone of gasifier in isothermal conditions. *Khimiya tverdogo topliva*. 1982, no. 2, pp. 94–96. (In Russ.).
- Zhorov Yu.M. *Termodinamika khimicheskikh protsessov. Neftekhi-micheskii sintez, pererabotka nefiti, uglja i prirodnoogo gaza* [Ther-modynamics of chemical processes. Petrochemical synthesis, refi-ning of oil, coal and natural gas]. Moscow: Khimiya, 1985, 464 p. (In Russ.).
- Vilenskii T.V., Khzmalyan D.M. *Dinamika goreniya pylevidnogo topliva* [Dynamics of the pulverized fuel combustion]. Moscow: Energiya, 1978, 248 p. (In Russ.).
- Baskakov A.P., Berg B.V., Vitt O.K. etc. *Teplotekhnika: Uchebnik dlya vuzov* [Heat engineering: Textbook for universities]. Baska-kov A.P. ed. Moscow: ID Bastet, 2010, 328 p. (In Russ.).

Information about the authors:

A.M. Dubinin, Dr. Sci. (Eng.), Professor of the Chair “Thermal Power and Heat Engineering”

S.P. Mavrin, Head of the Laboratory (mspfr@mail.ru)

Received September 15, 2015