

ОПТИМИЗАЦИЯ ПАРАМЕТРОВ ГАЗОГЕНЕРАТОРА С КИПАЩИМ СЛОЕМ ДЛЯ ВОЗДУШНОЙ ГАЗИФИКАЦИИ УГЛЯ

АННОТАЦИЯ

В работе приводится анализ процесса воздушной газификации угля в кипящем слое. Выполнены моделирование и экспериментальные исследования характеристик эндотермического газогенератора с самообогревом. На основании расчетных и экспериментальных данных определены оптимальные параметры воздушной газификации.

1. ВВЕДЕНИЕ

Газификация бурых углей применяется для выработки газа, который в дальнейшем используется в качестве восстановительной атмосферы в металлургии, для энергетических целей, а также для получения жидкого топлива.

Одним из наиболее распространенных способов получения газа из углей является газификация в кипящем слое. Газогенераторы с кипящим слоем находят широкое применение в промышленности [1,2]. Воздушная газификация бурых углей в кипящем слое позволяет получить горючий газ. Однако газ, получаемый при воздушной газификации, имеет низкую теплоту сгорания (около 4 МДж/м³), так как содержит большое количество азота (более 70 %). Тем не менее, этот газ можно использовать в энергетических установках для выработки тепловой энергии и даже комбинированной выработки электроэнергии на тепловом потреблении (мини-ТЭЦ на базе ДВС).

Основной задачей оптимизации процесса воздушной газификации в кипящем слое является определение параметров, при которых возможно получение с единицы площади сечения газогенератора максимального количества газа, имеющего наибольшую теплоту сгорания при минимальном расходе топлива. В данной работе рассмотрена оптимизация параметров разработанного ранее газогенератора с кипящим слоем и самообогревом [3,4].

2. МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ ГАЗОГЕНЕРАТОРА

Оптимизация проведена на основе математической модели с последующей проверкой на экспериментальном газогенераторе (рис.1).

В газогенераторе одновременно идут две реакции:

$$2C + O_2 + 3,76N_2 = C + CO_2 + 3,76N_2 \quad (1)$$

с экзотермическим эффектом $q_{x0} = 16410$ кДж на кг исходного углерода и эндотермическая

$$C + CO_2 + 3,76N_2 = 2CO + 3,76N_2 \quad (2)$$

с эндотермическим эффектом $q_{x3} = 8031$ кДж на кг исходного углерода.

В месте ввода вторичного воздуха идет реакция горения:



с экзотермическим эффектом $q_{x1} = 8031$ кДж на кг исходного углерода.

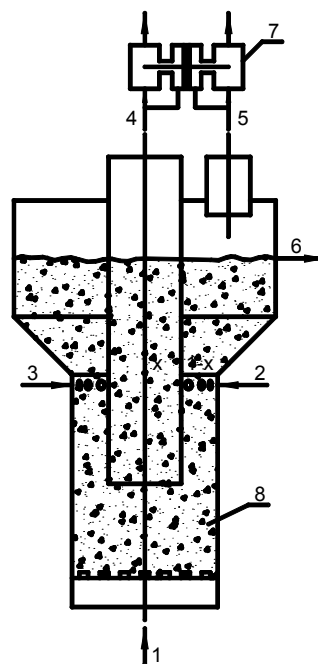


Рис. 1. Схема газогенератора с кипящим слоем и самообогревом: 1 – ввод первичного воздуха; 2 – ввод вторичного воздуха на горение; 3 – ввод угля; 4 – отвод продуктов газификации; 5 – отвод продуктов сгорания; 6 – отвод золы; 7 – регулятор нулевого перепада давления между камерами; 8 – кипящий слой угля и золы; x – доля продуктов газификации, отводимых на потребление; $(1-x)$ – доля продуктов газификации, отводимых на горение

При идеальном перемешивании твердой фазы в газогенераторе с кипящим слоем стационарную задачу о распределении температуры и концентраций реагирующих компонентов можно описать системой уравнений теплового и материального балансов.

Уравнение теплового баланса:

$$(1-x)[q_{x1}(1-q_3-q_4)] + q_y + q_{vy} + q_{v1} + q_{v2}(1-x) + q_{x0} = c_{nc}(1-x)t + c_{ng}xt + q_{x3} \left(1 - \frac{\bar{r}_{CO_2}}{0,21} \right) + q_{нив}y \quad (4)$$

Известно, что при прохождении газа через кипящий слой часть продуктов газификации фильтруется через сплошную фазу со скоростью минимального псевдоожижения w_{mf} , а другая часть $\Delta w = (w_{ng} - w_{mf})$ проходит в пузырьках.

Уравнение материального баланса O_2 при реагировании с углеродом по реакции (1) в сплошной фазе:

$$r_{O_2} \frac{dw_{mf1}}{dz} - w_{mf1} \frac{dr_{O_2}}{dz} = C_C K_2 \varepsilon_{mf1} (r_{O_2} - r_{O_2}^p), \quad (5)$$

то же самое для реагирования в пузырьках:

$$r_{O_2} \frac{dw_{br1}}{dz} - w_{br1} \frac{dr_{O_2}}{dz} = C_C K_2 \beta_2 (r_{O_2} - r_{O_2}^p). \quad (6)$$

Уравнение материального баланса при реагировании CO_2 с углеродом по реакции (2) в сплошной фазе:

$$r_{CO_2} \frac{dw_{mf2}}{dz} - w_{mf2} \frac{dr_{CO_2}}{dz} = C_C K_3 \varepsilon_{mf2} (r_{CO_2} - r_{CO_2}^p), \quad (7)$$

то же самое для реагирования в пузырьках:

$$r_{CO_2} \frac{dw_{br2}}{dz} - w_{br2} \frac{dr_{CO_2}}{dz} = C_C K_3 \beta_3 (r_{CO_2} - r_{CO_2}^p). \quad (8)$$

Граничные условия к уравнениям (5–8):

$$z = 0; \quad r_{O_2} = 0,21, \quad (9)$$

$$r_{CO_2} = 0,21 - r_{O_2}. \quad (10)$$

Уравнения (5) и (6) при допущении $r_{O_2} \frac{dw_{mf1}}{dz} = 0$, $r_{O_2} \frac{dw_{br1}}{dz} = 0$ дают концентрацию O_2 на выходе из сплошной фазы $r_{O_2}^L$ и пузырей $r_{O_2}^{Lbr}$ соответственно:

$$r_{O_2}^L = \frac{1}{5,76 \exp\left(\frac{C_C K_2 \varepsilon_{mf1} L}{w_{mf1}^*}\right) - 1} \geq r_{O_2}^p, \quad (11)$$

$$r_{O_2}^{Lbr} = \frac{1}{5,76 \exp\left(\frac{C_C K_2 \beta_2 L}{w_{br1}^*}\right) - 1} \geq r_{O_2}^p. \quad (12)$$

Концентрацию CO_2 получаем аналогично из уравнений (7) и (8):

$$r_{CO_2}^L = \frac{1}{\frac{1,21 - r_{O_2}}{0,21 - r_{O_2}} \exp\left(\frac{C_C K_3 \varepsilon_{mf2} L}{w_{mf2}^*}\right) - 1} \geq r_{CO_2}^p, \quad (13)$$

$$r_{CO_2}^{Lbr} = \frac{1}{\frac{1,21 - r_{O_2}}{0,21 - r_{O_2}} \exp\left(\frac{C_C K_3 \beta_3 L}{w_{br2}^*}\right) - 1} \geq r_{CO_2}^p. \quad (14)$$

Усреднение состава продуктов газификации на выходе из газогенератора (смесь из сплошной фазы и пузырей) для O_2 :

$$\bar{r}_{O_2} = \frac{w_{mf1}^* r_{O_2}^L + (w_{br1}^* - w_{mf1}^*) r_{O_2}^{Lbr}}{w_{br1}^*}. \quad (15)$$

То же самое для CO_2 :

$$\bar{r}_{CO_2} = \frac{w_{mf2}^* r_{CO_2}^L + (w_{br2}^* - w_{mf2}^*) r_{CO_2}^{Lbr}}{w_{br2}^*}. \quad (16)$$

Средняя объемная концентрация CO на выходе из реактора получается из уравнения (2):

$$\bar{r}_{CO} = \frac{(1 - 4,76 \cdot \bar{r}_{CO_2}) \cdot 2}{5,76} \leq r_{CO}^p. \quad (17)$$

Средняя объемная концентрация N_2 вычисляется следующим образом:

$$\bar{r}_{N_2} = 1 - (\bar{r}_{O_2} + \bar{r}_{CO_2} + \bar{r}_{CO}). \quad (18)$$

Скорость подъема пузырей, м/с, для продуктов по реакции (1):

$$w_{br1}^* = \frac{w_{br1}^* - w_{mf1}^*}{\Delta \varepsilon_1}, \quad (19)$$

где $\Delta \varepsilon_1$ – порозность слоя, занятая пузырями:

$$\Delta \varepsilon_1 = \varepsilon_1 - \varepsilon_{mf1}. \quad (20)$$

Скорость продуктов газификации w_{br1} , м/с, по реакции (1) с учетом изменения объема продуктов реакции (2) определяется по следующей формуле:

$$w_{br1} = \frac{w_{br1}^*}{1 + r_{O_2}}, \quad (21)$$

$$\text{где } w_{br1}^* = \frac{G_{br}}{\rho_{br1}^*}, \quad (22)$$

$\rho_{br1}^* = 1,51 \cdot \frac{273}{273 + t} \cdot \frac{p}{p_0}$ – плотность конечных продуктов по реакции (1);

Минимальную скорость псевдооживления, м/с, рассчитывали в соответствии с [6] для продуктов газификации по реакции (1):

$$w_{mf1}^* = \sqrt{\frac{d_u (p_u - p_{br1}^*) g}{24,5 \rho_{br1}^*}}. \quad (23)$$

С учетом изменения объема продуктов газификации минимальная скорость псевдооживления, м/с, будет равна:

$$w_{mf1} = \frac{w_{mf1}^*}{1 + r_{O_2}}. \quad (24)$$

То же самое для продуктов газификации по реакции (2):

$$w_{br2}^* = \frac{w_{br2}^* - w_{mf2}^*}{\Delta \varepsilon_2}; \quad (25)$$

$$\Delta \varepsilon_2 = \varepsilon_2 - \varepsilon_{mf2}; \quad (26)$$

$$w_{br2} = \frac{w_{br2}^*}{1 + r_{CO_2}}; \quad (27)$$

$$w_{br2}^* = \frac{G_{br}}{\rho_{br2}^*}; \quad (28)$$

$$\rho_{br2}^* = 1,25 \cdot \frac{273}{273 + t} \cdot \frac{p}{p_0}; \quad (29)$$

$$w_{mf2}^* = \sqrt{\frac{d_u \cdot (\rho_2 - \rho_{пр2}^*) \cdot g}{24,5 \cdot \rho_{пр2}^*}}; \quad (30)$$

$$w_{mf2} = \frac{w_{mf2}^*}{1 + r_{CO_2}}. \quad (31)$$

Коэффициенты β_2 и β_3 учитывают газообмен между пузырьком и шлейфом, шлейфом и сплошной фазой, долю объема частиц в облаке и шлейфе пузыря от объема пузырей в слое. Эти коэффициенты рассчитывались согласно [6] и равны $\sim 0,01$.

Константа скорости, $m^3/(с \cdot кг)$, реагирования кислорода с углеродом топлива [5]:

$$K_2 = 35,5 \cdot 10^5 \cdot \exp\left(-\frac{13916}{R \cdot (t + 273)}\right). \quad (32)$$

Константа скорости, $m^3/(с \cdot кг)$, реагирования диоксида углерода с углеродом топлива [5]:

$$K_3 = 8,4 \cdot 10^3 \cdot \exp\left(-\frac{8239}{R \cdot (t + 273)}\right). \quad (33)$$

Концентрацию углерода в слое C_C^L , $кг/м^3$, в первом приближении задавали, затем сравнивали с расчетной из выражения:

$$C_C^L = C_C^0 \cdot \left\{ 1 - \frac{53 \cdot [4,76 \cdot (\bar{r}_{CO_2} - \bar{r}_{O_2}) + 2,88 \cdot \bar{r}_{CO}] \cdot [\bar{r}_{CO}^L + \bar{r}_{CO_2}^L]}{4,76 \cdot (\bar{r}_{CO_2} + 0,5 \cdot \bar{r}_{CO} + 0,5 \cdot \bar{r}_{O_2}) \cdot 22,4} \right\} \quad (34)$$

и затем уточняли.

В уравнении (4) в левой части записаны члены, выражающие поступление в кипящий слой теплоты от сгорания части продуктов газификации по реакции (3), с углем, влагой угля, воздухом, подаваемым на газификацию и горение, а также от экзотермической реакции (1). В правой части – теплота, уносимая из кипящего слоя продуктами сгорания, газификации, эндотермической реакцией (2), а также нагревом, испарением и перегревом пара от влаги угля.

В левой части уравнений (5–8) находятся члены, выражающие конвективный приток к углероду реагирующей массы кислорода и диоксида углерода, а в правой – ее убыль в результате химических превращений. Диффузионными потоками массы кислорода и диоксида углерода, как обычно, пренебрегаем. Уравнения (17) и (18) являются балансовыми.

Из уравнения (4), задавая долю x продуктов газификации, отводимых на использование и $r_{CO_2}^L$ на выходе (в первом приближении с последующим уточнением), определяем температуру в кипящем слое. По составу продуктов газификации определяли их теплоту сгорания Q_i^r , $кДж/м^3$.

Из рис. 2 видно, что при увеличении доли продуктов газификации x , идущих на полезное исполь-

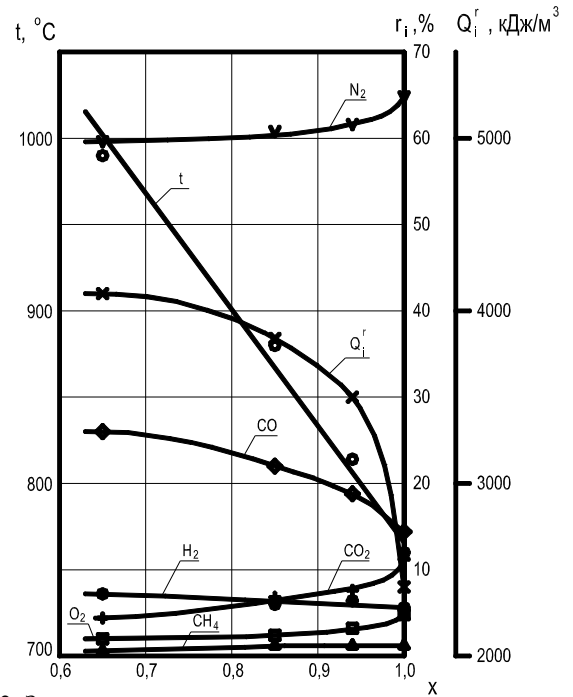


Рис. 2. Зависимости температуры, состава продуктов воздушной газификации и теплоты сгорания от доли x . Высота слоя $L = 1$ м. Кривые – расчет, точки – эксперимент. $G_{пр} = 0,8$ $кг/(м^2 \cdot с)$ (∇ – N_2 ; \diamond – CO ; $+$ – CO_2 ; \square – O_2 ; \bullet – H_2 ; \circ – t ; \times – Q_i^r)

зование, уменьшается температура в кипящем слое и теплота сгорания Q_i^r , а количество полезно отводимого продукта газификации увеличивается.

Однако произведение BxQ_i^r , кВт (где $B = \frac{G_{пр} F_p}{\rho_{пр2}}$ –

объемный расход продуктов газификации на полное сечение газогенератора при нормальных условиях, $м^3/с$, F_p – площадь сечения газогенератора, $м^2$) имеет экстремальный характер (рис. 3). Максимальное значение $Q = BxQ_i^r$ имеет место при доле полезно отводимого продукта $x = 0,925$.

Q, кВт

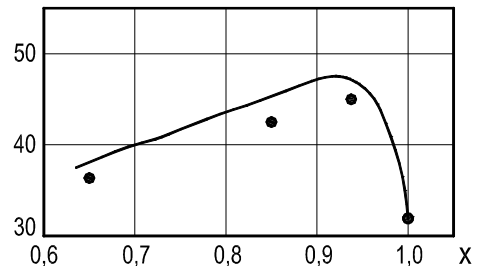


Рис.3. Зависимость тепловой мощности Q , выделяемой при сгорании продуктов газификации, от их доли x , отводимой из газогенератора для полезного использования. Непрерывная линия – расчет, точки – экспериментальные данные

Таблица 1. Фракционный состав угля

Фракция, мкм	0÷40	40÷80	80÷150	150÷200	200÷300	300÷400	400÷500
%	0,9	10,9	18,1	13,3	19,3	15,8	15,7

3. РЕЗУЛЬТАТЫ ЭКСПЕРИМЕНТОВ

Проверка полученного результата производилась при атмосферном давлении в реакторе с кипящим слоем диаметром 180 мм, состоящем из слоя инертных корундовых частиц диаметром 500 мкм и частиц угля в практически изотермических условиях. Высота слоя составляла 1 м. Газифицировался Ирша-Бородинский уголь следующего состава: $C^r = 53\%$; $H^r = 3,8\%$; $N^r = 0,8\%$; $O^r = 17,2\%$; $S^r = 0,2\%$; $W_i^r = 15,0\%$; $A^r = 10,0\%$; $V^{daf} = 48\%$. Фракционный состав угля представлен в табл. 1.

Расход угля равнялся 21 кг/ч, воздуха на газификацию – 50 м³/ч, воздуха на сгорание части продуктов газификации – от 0 до 32 м³/ч. Долю полезно отводимого продукта регулировали изменением диаметра внутренней трубы, вставляемой в кипящий слой. Температуру в слое измеряли хромель-алюмелевой (ХА) термопарой, перемещаемой по тонкостенной трубке, запаянной с нижнего торца и размещенной в кипящем слое.

Газовый анализ проводился на хроматографе ЛХМ-8НД. Коэффициент расхода воздуха, подаваемого в слой на ожигение, равнялся 0,5. Производительность газогенератора на полное сечение B составляла 0,013 м³/с (46,8 м³/ч).

Состав получаемой атмосферы из камеры газификации представлен на рис.2, а из камеры сгорания: $CO_2 = 7,3\%$; $N_2 = 77,7\%$; $O_2 = 15\%$.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Моделирование и эксперименты показали возможность практического сооружения данного типа газогенераторов с самообогревом.

В ходе оптимизации установлено, что оптимальная доля полезно отводимых продуктов газификации равняется 0,925, температура в слое – 815 °С, а газ при этих условиях имеет теплоту сгорания 3500 кДж/м³.

СПИСОК ОБОЗНАЧЕНИЙ

\bar{r}_i – средняя объемная концентрация i -го компонента газовой смеси на выходе из газогенератора, м³/м³;
 r_i^L, r_i^{Lbr} – концентрация какого-либо компонента на выходе из сплошной фазы и пузырей соответственно, м³/м³;
 r_i – объемная концентрация какого-либо компонента в смеси, м³/м³;
 r_i^P – равновесная объемная концентрация какого-либо компонента в смеси, м³/м³;
 w_{mf1}, w_{mf2} – минимальная скорость псевдоожигения продуктов реакций 1 и 2 соответственно, м/с;
 w_{br1}, w_{br2} – скорость продуктов реакций 1 и 2 соответственно, в пузырях;
 $w_{пг1}, w_{пг2}$ – общая скорость продуктов реакций 1 и 2 соответственно;
 z – координата, отсчитанная от нижней точки слоя;

C_C – концентрация углерода в слое, кг/м³;
 C_C^0 – концентрация углерода на входе в слой, равная 0,52 кг/м³;
 C_C^L – концентрация углерода на выходе из слоя, кг/м³;
 K_2, K_3 – коэффициенты скорости реакций 1 и 2 соответственно, м³/(с·кг);
 L – высота слоя, м;
 $q_y; q_{ву}; q_{в1}; q_{в2}$ – теплота, вносимая в газогенератор с углем, влагой угля, воздухом, подаваемым на газификацию и горение, отнесенные к массе углерода и равные соответственно 27, 66, 116, 277, кДж/кг;
 $q_{нив у}$ – теплота, затраченная на нагрев, испарение и перегрев пара влаги угля, отнесенная к массе исходного углерода и равная 1230 кДж/кг;
 q_3, q_4 – потери теплоты с химическим недоожогом и уносом угля, приняты равными 0,03 и 0,02 соответственно;
 $c_{пг}$ и $c_{пс}$ – удельные теплоемкости продуктов газификации и сгорания, равные 9,68 и 19,2 кДж/К на кг исходного углерода соответственно;
 x – доля продуктов газификации, отводимая из газогенератора для полезного использования, а $(1-x)$ – на сжигание для повышения температуры в кипящем слое;
 $G_{пг}$ – массовая скорость продуктов газификации на выходе из слоя в расчете на полное сечение газогенератора, кг/(м² с);
 Q_i^r – теплота сгорания продуктов газификации, кДж/м³;
 P, P_0 – давление в газогенераторе и атмосферное давление, МПа;
 $\rho_{пг1}, \rho_{пг2}$ – плотность конечных продуктов по реакциям 1 и 2 соответственно, кг/м³;
 t – температура в кипящем слое, °С;
 $d_ч$ – диаметр частиц кипящего слоя, м;
 $\rho_ч$ – плотность частиц кипящего слоя, кг/м³;
 $\varepsilon_{mf1,2}$ – порозность кипящего слоя при минимальной скорости псевдоожигения [6];
 $\varepsilon_{1,2}$ – порозность кипящего слоя, вычисленная при скоростях $w_{пг1,2}$ [7];
 $\Delta\varepsilon_2$ – порозность слоя, занятая пузырями.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Альтшурер В.С., Сеченов Г.П. Процессы в кипящем слое под давлением. М.: Наука, 1963. 214 с.
2. Альтшурер В.С. Новые процессы газификации твердого топлива. М.: Недра, 1976. 280 с.
3. А.с. 1328296 А1. Газогенератор для газификации в кипящем слое / А.М. Дубинин, А.П. Баскаков, А.Г. Алексеев // Открытия. Изобретения. 1987. № 29.
4. А.с. 1518000 А1. Реактор с кипящим слоем. / О.В. Лучай, И.В. Светлаков, А.М. Дубинин // Открытия. Изобретения. 1989. №40.
5. Лавров Н.В. Физико-химические основы горения и газификации топлива. М.: Металлургиздат, 1957. 288с.
6. Кунни Д., Левеншпиль О. Промышленное псевдоожигение: пер. с англ. М.: Химия, 1976. 448 с.
7. Годес О.М., Цитович О.Б. Аппараты с кипящим зернистым слоем: гидравлические и тепловые основы работы. Л.: Химия, 1981. 296 с.