

**МАТЕМАТИЧЕСКОЕ ОПИСАНИЕ ПРОЦЕССА ГАЗИФИКАЦИИ
ТВЕРДОГО ТОПЛИВА В ФИКСИРОВАННОМ СЛОЕ:
2. ТЕОРЕТИЧЕСКОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ МНОГОСТАДИЙНОГО ПРОЦЕССА
ПЕРЕРАБОТКИ ТОРФА В ВОЗДУШНОЙ И ПАРОВОЗДУШНОЙ СРЕДАХ
ПРИ РАЗЛИЧНЫХ ДАВЛЕНИЯХ**

Б.Б. Рохман, докт. техн. наук

Институт возобновляемой энергетики НАН Украины,
02094, ул. Гната Хоткевича, 20А, г. Киев, Украина.
Институт угольных энерготехнологий НАН Украины,
04070, ул. Андреевская 19, г. Киев, Украина.

С использованием разработанной двумерной модели, приведенной в первой части настоящей работы, теоретически исследован нестационарный процесс газификации торфа в фиксированном слое в воздушной и паровоздушной средах при давлениях 1 МПа и 0,18 МПа, соответственно. Проведен сравнительный анализ термохимической переработки торфа в парокислородной, воздушной и паровоздушной средах. Показано, что: 1) в окислительной зоне при воздушном дутье температура дисперсной фазы оказывается несколько выше температуры частиц при парокислородном дутье, несмотря на меньшее содержание кислорода в газе. Это связано с интенсивным протеканием эндотермической реакции $C+H_2O=CO+H_2$ в зоне максимальных тепловыделений; 2) выход летучих веществ при парокислородной газификации происходит значительно быстрее, чем при воздушной из-за более быстрого прогрева массы слоя за счет более высокой скорости перемещения зоны максимальных тепловыделений по высоте слоя; 3) при воздушной газификации в окислительной зоне температура частиц превышает температуру жидкоплавленного состояния золы, что позволяет организовать устойчивое жидкое шлакоудаление из реактора; 4) процесс паровоздушной газификации в фиксированном слое организуется с сухим шлакоудалением, так как уровень температура торфа в зоне максимальных тепловыделений не превышает 1100 °С и оказывается ниже температуры начала деформации золы 1140 °С; 5) состав генераторного газа на выходе из реактора при воздушной газификации имеет меньшую горючую часть $CO = 34,33\%$ и большее содержание балласта $N_2 = 65,67\%$, в отличие от парокислородной – $CO_2 = 1,5-2\%$, $H_2O = 0,1-0,6\%$, $CO+H_2 = 98\%$ и паровоздушной – $CO+H_2 = 45,5\%$, $N_2 = 53,3\%$ и $CO_2 = 1,2-2,13\%$. Отсюда следует, что calorific value и качество генераторного газа при парокислородном и паровоздушном дутье выше, чем при воздушном. Предложен оригинальный способ подачи высококонцентрированной пыли в основные горелки под разрежением с использованием газоструйного эжектора (рабочая среда – синтетический газ $P_g = 1-1,5$ МПа), что обеспечивает устойчивое воспламенение и стабилизацию пылеугольного факела. Библ. 4, рис.11, табл. 1.

Ключевые слова: неподвижный слой, торф, теплопроводность, парокислородная газификация, кондуктивный, радиационный, температура, воздух, паровоздушная среда.

**MATHEMATICAL DESCRIPTION OF THE SOLID FUEL GASIFICATION
PROCESS IN A FIXED BED:
2. THEORETICAL STUDY OF MULTI-STAGE PEAT PROCESSING
IN THE AIR AND VAPOR-AIR MEDIUM AT DIFFERENT PRESSURE**

B. Rokhman, doctor of technical sciences

Institute of Renewable Energy of the National Academy of Sciences of Ukraine,
02094, 20A Hnata Khotkevycha St., Kyiv, Ukraine.
Institute of Coal Energy Technologies, NAS Ukraine,
04070 19 Andreevskaya st., Kyiv, Ukraine.

Using the developed two-dimensional model presented in the first part of this work, the non-stationary process of peat gasification in a fixed bed in air and vapor-air medium at pressures of 1 MPa and 0,18 MPa, respectively, was theoretically investigated. A comparative analysis of the thermochemical processing of peat in the vapor-oxygen, air and vapor-air medium has been carried out. It was shown that: 1) in the oxidation zone with an air blast, the temperature of the dispersed phase turns out to be slightly higher than the temperature of the particles at a vapor-oxygen blast, despite the lower oxygen content in the gas. This is due to the intense endothermic reaction $C+H_2O=CO+H_2$ in the zone of maximum heat release; 2) the release of volatiles during vapor-oxygen gasification occurs much faster than with air due to the more rapid heating of the bed mass due to the higher rate of the maximum heat release zone movement along the height of the bed; 3) during air gasification in the oxidation zone, the temperature of the particles exceeds the temperature of the liquid-melting state of ash, which make it possible to organize a stable liquid slag removal from the reactor; 4) vapor gasification in a fixed bed is organized with dry slag removal, since the level of peat temperature in the zone of maximum heat generation does not exceed 1100 °C and is lower than the temperature of the onset of deformation of ash 1140 °C; 5) the generator gas composition at the outlet of the reactor at air gasification has a lower combustible part of $CO = 34.33\%$ and a higher content of ballast $N_2 = 65.67\%$, in contrast to steam-oxygen one – $CO_2 = 1.5-2\%$, $H_2O = 0.1-0.6\%$, $CO+H_2 = 98\%$ and vapor-air – $CO+H_2 = 45.5\%$, $N_2 = 53.3\%$ and $CO_2 = 1.2-2.13\%$. It follows that the calorific value and quality of the generator gas at vapor-

oxygen and vapor-air blast is higher than at air blast. An original method of supplying highly concentrated dust to the main burners at underpressure using a gas-jet ejector (working medium – synthetic gas $P_g = 1-1,5 \text{ MPa}$) ensuring steady ignition and stabilization of a pulverized coal flame, is proposed. Ref. 4, fig.11, tables 1.

Keywords: fixed bed, peat, thermal conductivity, vapor-oxygen gasification, conductive, radiation, temperature, air, vapor-air medium.



Б.Б. Рохман
B. Rokhman

Сведения об авторе: ведущий научный сотрудник Института угольных энерготехнологий НАН Украины, доктор технических наук. Биографические данные Рохмана Б.Б. размещены в известных мировых изданиях "Who's Who in Science and Engineering" и "2000 Outstanding Intellectuals of the 21st Century".

Образование: Новочеркасский политехнический институт.

Научная сфера: Математическое моделирование аэродинамики, тепломассообмена и химического реагирования полидисперсного ансамбля твердого топлива в камерных и слоевых топках в реакторах с циркулирующим кипящим слоем и в кипящем слое.

Публикации: более 90 научных работ, из них 27 работ содержатся в наукометрической базе Scopus и 4 в наукометрической базе Web of Science.

ORCID: 0000-0002-1270-6102

Контакты: тел.: +38-044-425- 53-77

e-mail: Brolene@yahoo.com

Author information: the leading researcher of the Institute of Coal Energy Technologies of the NAS of Ukraine, Doctor of Technical Sciences. Biographical information of Rohman B.B. is published in well-known world directories "Who's Who in Science and Engineering" and "2000 Outstanding Intellectuals of the 21st Century".

Education: Novocherkassk Polytechnic Institute.

Research area: Mathematical modeling of aerodynamics, heat and mass transfer and chemical reaction of a polydisperse ensemble of solid fuel in chamber and layer furnaces, in reactors with a circulating fluidized bed and in the fluidized bed.

Publications: more than 90 scientific papers, 27 of them are contained in the science-based Scopus database and 4 in the science-based Web of Science database.

ORCID: 0000-0002-1270-6102

Contacts: tel.: +38-044-425-53-77

e-mail: Brolene@yahoo.com

Перечень используемых обозначений и сокращений:

B – расход, кг/ч;	T – температура, К;
H – высота слоя, м;	V – массовая доля летучих веществ в твердом топливе;
P – давление, Н/м ² ;	z – аксиальная координата, м;
Q – теплотворная способность газа, кДж/нм ³ ;	δ – диаметр частицы, м;
R – объемная доля компонента газовой смеси;	τ – время, с.
r – скорость гетерогенной реакции, кмоль/(м ³ ·с);	
t – температура, °С;	

Индексы нижние:

ash – зола;	$C + O_2, C + 0,5O_2$ – гетерогенные окислительные реакции;
air – воздух;	g – газ;
A – деформация золы;	\max – максимальное значение;
bed – слой;	p – частица;
C – жидкоплавленное состояние золы;	n – низшая теплота сгорания;
$O_2, CO, CO_2, CH_4,$ $H_2O, H_2, C_2H_2,$ $CH_{2,71311}O_{0,982248}$ – кислород, окись и двуокись углерода, метан, водяной пар, водород, ацетилен, кислородосодержащее соединение;	$2 - 4$ – варианты расчета.

Индексы верхние:

d – сухая масса;	синтез – синтетический газ.
--------------------	-----------------------------

Вступ. В первой части настоящей работы [1] описана двумерная математическая модель нестационарного процесса аэродинамики, тепло-массообмена и химического реагирования твердого топлива (частиц торфа или биомассы) в парокислородной смеси в неподвижном слое с учетом конвективного теплообмена между газом и дисперсной фазой, радиационно-кондуктивного теплопереноса твердой фазы, лучистого и кондуктивного теплообмена частиц слоя со стенкой реактора, гетерогенных и гомогенных химических реакций, сил тяжести и аэродинамического сопротивления. С использованием этой модели

проведены теоретические исследования основных закономерностей нестационарного рабочего процесса парокислородной газификации торфа под давлением 3 Мпа для двух вариантов: при отношении массовых долей в парокислородной смеси $H_2O/O_2 = 70/30$ (вариант 1) и $H_2O/O_2 = 40/60$ (вариант 2).

Основные результаты. Вторая часть работы посвящена анализу следующих задач: 1) особенностей термохимической переработки сухих частиц торфа в газогенераторе с нестационарным неподвижным слоем порозностью 0,4, начальной высотой слоя 1,61 м и диаметром реактора 0,8 м в

воздушной и паровоздушной средах. Рассматриваются два варианта. Вариант 3: реагирующий агент – воздух, $P_g = 1$ Мпа, $B_{air} = 972,4$ кг/ч, $\delta = 30$ мм, граничное условие для уравнения (14) из [1] – $t_p(\tau, z = H_{bed}) = 700^\circ\text{C}$; вариант 4: реагирующий агент – паровоздушная смесь, $P_g = 0,18$ Мпа, $B_{H_2O} = 16,8$ кг/ч, $B_{O_2} = 32$ кг/ч, $B_{N_2} = 119,3$ кг/ч, $\delta = 10$ мм, граничное условие для уравнения (14) из [1] – $(\partial t_p / \partial z)_{z = H_{bed}} = 2$ способа подачи высококонцентрированной пыли в основные горелки под разряжением с использованием газоструйного эжектора (рабочая среда – синтетический газ $P_g = 1-1,5$ МПа), что обеспечивает устойчивое воспламенение и стабилизацию пылеугольного факела.

Интересно сопоставить второй вариант расчета парокислородной газификации торфа при $P_g = 3$ Мпа и $H_2O/O_2 = 40/60$ [1] с вариантом 3, где конверсия фиксированного углерода протекает в воздушной среде при $P_g = 1$ Мпа: 1) максимальные значения температур частиц торфа в окислительной зоне в третьем варианте несколько выше, чем во втором – $t_{p,max3}(\tau, z) - t_{p,max2}(\tau, z) = 34-200^\circ\text{C}$ (ср. рис. 7 из [1] и рис. 1), несмотря на меньшее содержание кислорода в газовой фазе – $R_{O_2,3}(\tau, z) < R_{O_2,2}(\tau, z)$ (ср. рис. 8 из [1] и рис. 2 c). Возникшую разницу температур $t_{p,max3}(\tau, z) - t_{p,max2}(\tau, z)$ можно объяснить интенсивным протеканием эндотермической восстановительной реакции $C + H_2O = CO + H_2$ в зоне максимальных тепловыделений в варианте 2; 2) некоторое увеличение температуры частиц торфа в третьем варианте $t_{p,3}(\tau, z) > t_{p,2}(\tau, z)$ не компенсирует снижение содержания кислорода в газовой фазе $R_{O_2,3}(\tau, z) < R_{O_2,2}(\tau, z)$ (ср. рис. 8 из [1] и рис. 2 c), поэтому скорости окислительных гетерогенных реакций $C + O_2 = CO_2$ и $C + 0,5O_2 = CO$, а следовательно и скорость перемещения верхней границы шлаковой подушки во втором варианте оказываются значительно выше, чем в третьем ($\Delta z_{ash2}(\tau = 333 \text{ с}) = 1336$ мм и $\Delta z_{ash3}(\tau = 2300 \text{ с}) = 925$ мм; ср. рис. 7, кривая 5 из [1] и рис. 1, кривая б); 3) в анализируемых вариантах с течением времени количество летучих веществ в дискретной массе фиксированного слоя уменьшается, причем во втором варианте выход пиролизных газов происходит существенно быстрее, чем в третьем из-за более быстрого прогрева массы неподвижного слоя за счет более высокой скорости перемещения зоны максимальных тепловыделений по высоте слоя. В варианте 2 в течение $\tau = 232$ с нижняя граница кислородной зоны достигает отметки

$z = 1,03$ м (диапазон кислородной зоны – $1,03 \text{ м} < z < 1,28 \text{ м}$). В третьем варианте указанная граница при сравнительно большем временном интервале $0 < \tau \leq 1700$ с сдвигается на значительно меньшее расстояние $z = 0,72$ м ($0,72 \text{ м} < z < 0,869 \text{ м}$).

Приведенный результат теоретического анализа подтверждается еще одним фактором. Во втором варианте содержание количества летучих веществ в частицах торфа, расположенных в выходном сечении $z = 1,61$ м снизилось с $V_{max}^d = 61,25\%$ до $32,86\%$, в узком временном интервале $0 < \tau \leq 30$ с (рис. 6 б, кривая 2 из [1]). В отличие от второго варианта, в третьем в более широком диапазоне $0 < \tau \leq 200$ с в сечении $z = 1,571$ м значение функции $V(\tau, z)$ уменьшилось всего лишь с $V_{max}^d = 61,25\%$ до $14,95\%$ (рис. 3 б). Следует отметить, что на небольшом участке неподвижного слоя $1,571 \text{ м} < z < 1,61 \text{ м}$ происходит резкое убывание функции $V(\tau, z)$ из-за повышения температуры частиц торфа с $258,5^\circ\text{C}$ до 700°C , что обусловлено влиянием граничного условия $t_p(\tau, z = H_{bed}) = 700^\circ\text{C}$ (рис. 1, кривая 1; рис. 3 б); 4) подобно второму варианту, в третьем можно выделить два характерных временных интервала нестационарного процесса газификации торфа, отличающихся наличием зоны сухой перегонки. В первом из них $0 < \tau \leq 300$ с состав генераторного газа на выходе из реактора существенно изменяется из-за присутствия в слое пиролизной зоны (см. табл.; рис. 3). Во втором интервале $\tau > 300$ с летучие вещества в дискретной массе слоя отсутствуют, поэтому объемные доли компонентов синтетического газа изменяются незначительно. Наличие в генераторном газе компонентов H_2 и CO_2 в варианте 3 непосредственно связано с выходом летучих веществ из частиц торфа и возможно только в узком диапазоне $0 < \tau \leq 300$ с (см. табл.; рис. 2 б и рис. 3 а, кривые 1). В варианте 2 компоненты H_2 и CO_2 в синтетическом газе присутствуют на протяжении всего периода термохимической переработки твердого топлива из-за протекания химических реакций $C + H_2O = CO + H_2$ и $CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$ (см. табл., рис. 9 и рис. 10 из [1]); 5) состав генераторного газа на выходе из реактора во втором варианте ($\tau > 30$ с) характеризуется минимальным содержанием балласта $CO_2 = 1,5-2\%$, $H_2O = 0,1-0,6\%$ и высокой объемной долей горючей части $CO + H_2 = 98\%$ (см. табл., рис. 9, рис. 10 из [1]) в отличие от варианта 3 ($\tau > 300$ с) – $N_2 = 65,67\%$ и $CO = 34,33\%$ (см. табл. и рис. 2 а). Отсюда следует, что калорийность и качество генераторного газа при парокислородном дутье оказывается значительно выше, чем при воздуш-

ном; б) в анализируемых вариантах в зоне максимальных тепловыделений температуры частиц торфа $t_{p,max2} = 1590$ °С (рис. 7, кривая 2 из [1]) и $t_{p,max3} = 1786$ °С (рис. 1, кривая 2) превышают температуру жидкоплавкого состояния золы 1350

°С, тем самым создаются благоприятные условия для организации устойчивого вытекания жидкого шлака из газификатора.

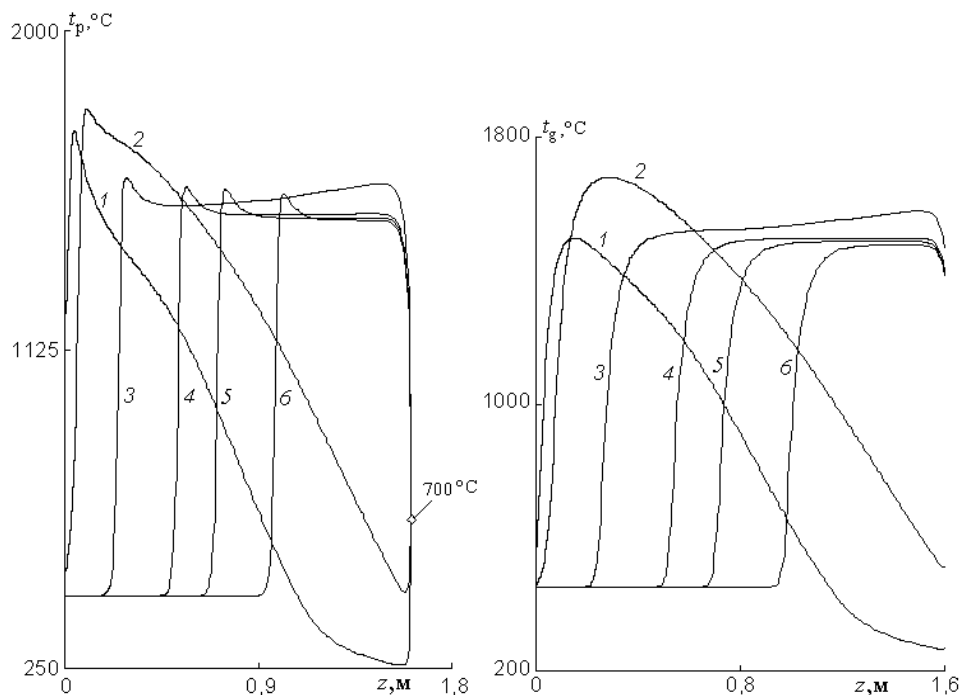


Рис. 1. Распределение температур газа и частиц по высоте неподвижного слоя при воздушной газификации торфа в зависимости от времени: 1 – 200 с; 2 – 300 с; 3 – 700 с; 4 – 1300 с; 5 – 1700 с; 6 – 2300.

Fig. 1. Particle and gas temperature distribution at the height of the fixed bed during air gasification of peat depending on time: 1 – 200 s; 2 – 300 s; 3 – 700 s; 4 – 1300 s; 5 – 1700 s; 6 – 2300 s.

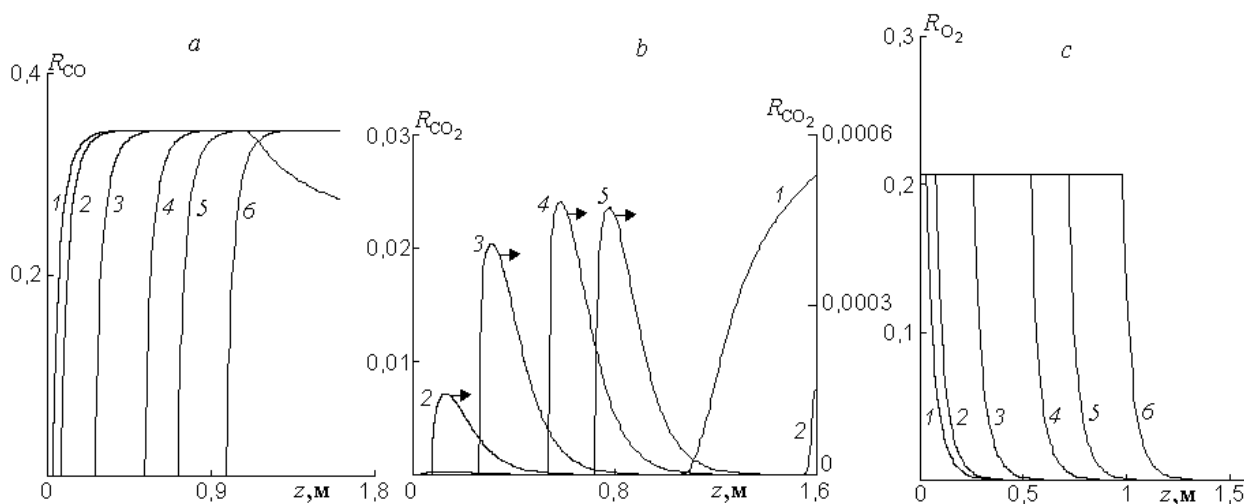


Рис. 2. Распределение объемных долей CO (a), CO₂(b) и O₂(c) по высоте неподвижного слоя при воздушной газификации торфа в зависимости от времени (обозначения те же, что на рис. 1).

Fig. 2. Volume fraction distribution of CO (a), CO₂(b) and O₂(c) at the height of the fixed bed during vapor-air gasification of peat depending on time (notations are the same as in Fig. 1).

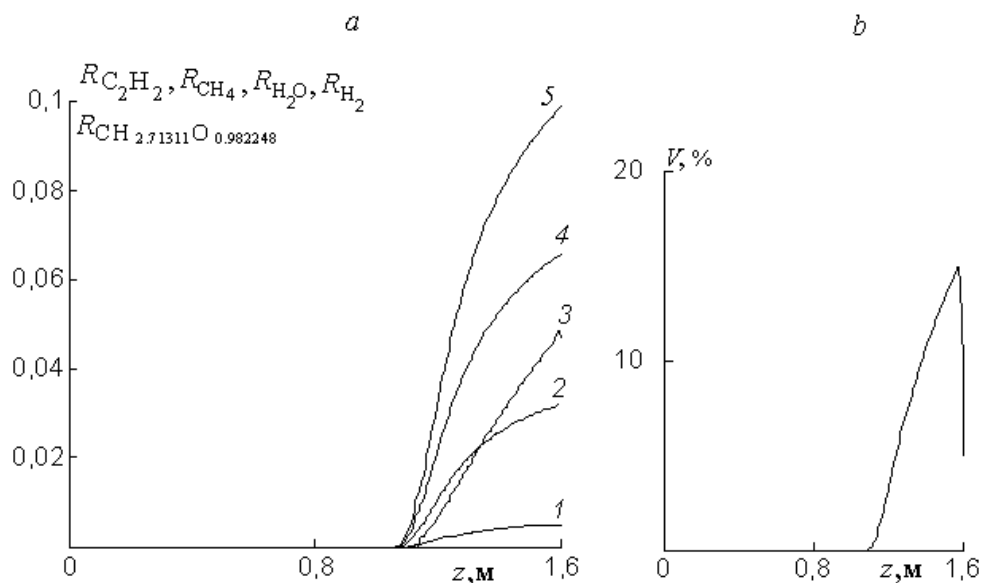


Рис. 3. Распределение объемных долей компонентов газа метана, водяного пара, водорода, ацетилена, кислородосодержащего соединения (а) и летучих веществ (б) по высоте неподвижного слоя при воздушной газификации торфа в момент времени 200 с: 1 – H_2 ; 2 – C_2H_2 ; 3 – $CH_{2,71311}O_{0,982248}$; 4 – CH_4 ; 5 – H_2O .

Fig. 3. Volume fraction distribution of methane, acetylene, water vapor, hydrogen, acetylene, oxygen-containing compound (a), and volatiles (b) at the height of the fixed bed during air gasification of peat at 200 s: 1 – H_2 ; 2 – C_2H_2 ; 3 – $CH_{2,71311}O_{0,982248}$; 4 – CH_4 ; 5 – H_2O .

Таблица 1. Объемные доли компонентов генераторного газа на выходе из реактора.
Table 1. The volume fractions of the generator gas components at the outlet of the reactor.

Время, с	$CH_{2,71311}O_{0,982248}$, %	H_2 %	CO_2 %	CO %	CH_4 %	C_2H_2 %	H_2O %	N_2 %
Воздушная газификация торфа (вариант 3)								
100	9,31	0,78	4,2	23,11	10,08	4,92	15,14	32,44
200	4,64	0,51	2,68	27,61	6,61	3,23	9,93	44,79
300	–	–	0,0144	34,3	0,036	0,0174	0,0534	65,58
1000	–	–	–	34,33	–	–	–	65,67
1500	–	–	–	34,33	–	–	–	65,67
2300	–	–	–	34,35	–	–	–	65,65
Паровоздушная газификация торфа (вариант 4)								
400	53,46	3,54	2,316	12,14	4,676	2,282	7,02	14,56
800	44,78	4,43	2,02	15,74	4,81	2,35	7,22	18,65
1200	39,78	5,011	2,087	17,44	4,77	2,33	7,16	21,41
1600	34,7	5,65	2,15	19,2	4,6	2,249	6,91	24,52
2000	25,98	6,76	2,14	22,44	4,273	2,086	6,41	29,9
4000	–	11,22	1,2	34,28	–	–	–	53,3
8800	–	10,84	2,13	33	–	–	–	54

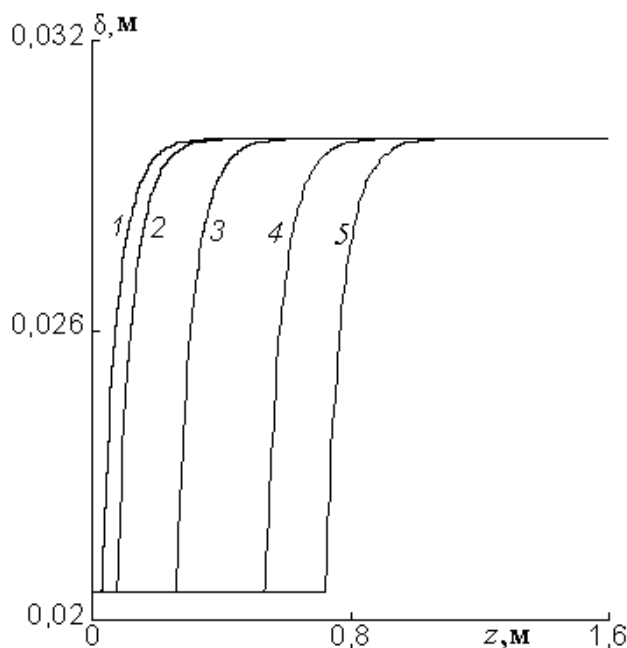


Рис. 4. Распределение диаметра частиц по высоте неподвижного слоя при воздушной газификации торфа в зависимости от времени (обозначения те же, что на рис. 1).

Fig. 4. Particle diameter distribution at the height of the fixed bed during vapor-air gasification of peat depending on time (notations are the same as in Fig. 1).

На рис. 4 (кривая 4) приведены результаты расчетов диаметра частиц по высоте неподвижного слоя в момент времени $\tau = 1300$ с. Видно, что в области максимальных тепловыделений $0,482 \text{ м} < z < 0,568 \text{ м}$ происходит интенсивная конверсия фиксированного углерода в воздухе за счет гетерогенных реакций $\text{C} + \text{O}_2 = \text{CO}_2$, $\text{C} + 0,5\text{O}_2 = \text{CO}$, $\text{C} + \text{CO}_2 = 2\text{CO}$ и догорание CO согласно реакциям $\text{CO} + 0,5\text{O}_2 = \text{CO}_2$. Вследствие этого диаметр твердой фазы уменьшается с $\delta = 24,7$ мм до минимального размера частиц $\delta_{\text{ash}} = 20,6$ мм, состоящих из золы, а температура t_p возрастает с 465 °С до максимального значения $1572,5$ °С (рис. 1, кривая 4). В окислительно-восстановительной области реагирования $0,568 \text{ м} < z < 0,686 \text{ м}$, где объемная доля O_2 и температура t_{p3} снижаются до 1 % (рис. 2 с, кривые 4) и 1506 °С (рис. 1, кривая 4), диаметр коксозольных частиц торфа уменьшается с $29,99$ мм до $24,7$ мм. Бескислородную зону $0,686 \text{ м} < z < 1,61 \text{ м}$ можно условно разделить на два участка. На первом из них $0,568 \text{ м} < z < 1,523 \text{ м}$ температура и размер частиц практически не изменяются из-за малой скорости гетерогенной реакции $\text{C} + \text{CO}_2 = 2\text{CO}$ за счет низкой объемной доли CO_2 в газовой фазе (рис. 2 б, кривая 4). Вторым участком $1,523 \text{ м} < z < 1,61 \text{ м}$ характеризуется убыванием зависимости $t_{p3}(\tau, z)$ при постоянном диаметре твердой фазы, что связано с влиянием граничного условия $t_p(\tau, z = H_{\text{bed}}) = 700$ °С.

Создание режима с жидким шлакоудалением в реакторе (вариант 3) требует больших капитальных затрат и более сложной организации, и управления нестационарным рабочим процессом, чем при построении режима с твердым шлакоудалением. При этом теплотворная способность получаемого генераторного газа довольно низкая и составляет $Q_{\text{H}}^{\text{синтез}} = 4338$ кДж/нм³. В связи с этим целесообразно рассмотреть процесс паровоздушной газификации торфа в фиксированном слое с сухим шлакоудалением (вариант 4), где температура частиц $t_{p,\text{max}4}(\tau, z)$ в зоне максимальных тепловыделений не превышает 1100 °С и оказывается ниже температуры начала деформации золы $t_A = 1140$ °С. Такой режим термохимической переработки торфа формируется путем добавления в воздушное дутье 10 % (по массе) водяного пара, в результате чего массовые доли O_2 и N_2 снижаются до 19 % и 71 %, соответственно.

Рис. 5 иллюстрирует профили температур дискретной и газовой фаз при паровоздушной газификации в зависимости от времени протекания рабочего процесса. Видно, что уровень температур частиц торфа в четвертом варианте значительно ниже, чем в третьем (ср. рис. 1 и рис. 5). Это объясняется тем, что в окислительной зоне скорости конверсии углерода в варианте 4 меньше, чем в третьем $r_{\text{C}+\text{O}_2,4} < r_{\text{C}+\text{O}_2,3}$ и $r_{\text{C}+0,5\text{O}_2,4} < r_{\text{C}+0,5\text{O}_2,3}$ из-за $R_{\text{O}_2,4}(\tau, z) < R_{\text{O}_2,3}(\tau, z)$

(ср. рис. 2 с и рис. 6). При этом при паровоздушном дутье тепловыделение экзотермических реакций $C+O_2=CO_2$ и $C+0,5O_2=CO$ частично компенсируется теплопоглощением эндотермической реакции $C+H_2O=CO+H_2$, вследствие чего температура частиц торфа уменьшается с $t_{p,max3} = 1572,5$ °С (рис. 1, кривая 4) до $t_{p,max4} = 1056,5$ °С (рис. 5, кривая 2). На участке $0,032$ м $< z < 0,1058$ м содержания O_2 и H_2O в газовой смеси падают с 16,1 % и 15,07 % до 6,62 % и 7,59 %, соответственно, объемные доли газовых компонентов CO_2 , CO и H_2 повышаются и достигают следующих значений: $R_{CO_2} = 1,92$ %, $R_{CO} = 17,15$ % и $R_{H_2} = 5,71$ % (рис. 6, рис. 7 а, б и рис. 8 а, б, кривые 2). Из-за конверсии частиц

торфа их диаметр уменьшается с $\delta = 8,19$ мм до минимального размера частиц $\delta_{ash} = 6,86$ мм, состоящих из золы (рис. 7 с, кривая 2). Далее процесс реагирования коксозольных частиц торфа плавно переходит в окислительно-восстановительную зону $0,1058$ м $< z < 0,1326$ м, характеризующуюся падением температуры частиц до 971 °С за счет преобладания теплопоглощения эндотермических реакций над тепловыделением экзотермических реакций, снижением объемных содержаний $R_{O_2} = 1$ % и $R_{H_2O} = 2,06$ %, уменьшением диаметра частиц торфа с $\delta=9,53$ мм до $\delta = 8,19$ мм и возрастанием газовых компонентов $R_{CO_2} = 2,672$ %, $R_{H_2} = 9,99$ % и $R_{CO} = 28,78$ %.

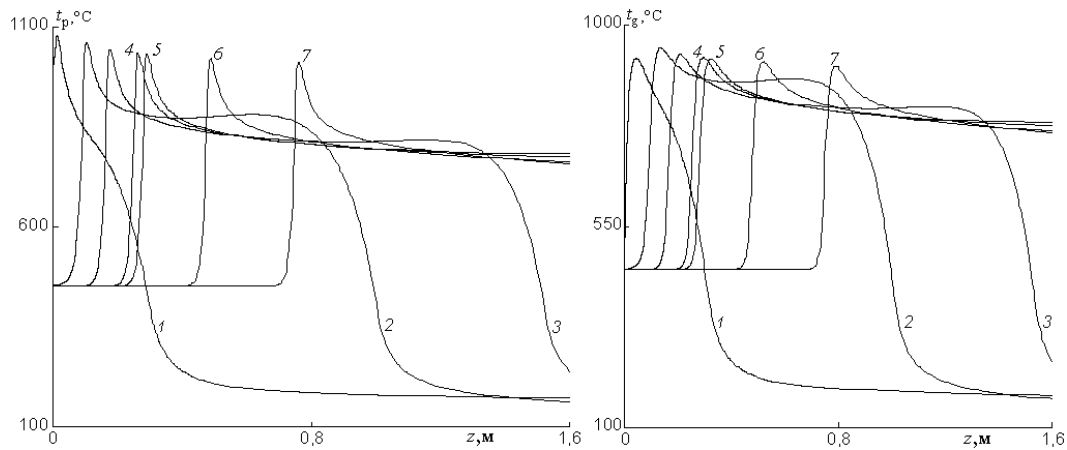


Рис. 5. Распределение температур частиц и газа по высоте неподвижного слоя при паровоздушной газификации торфа в зависимости от времени: 1 – 320 с; 2 – 1280 с; 3 – 1350 с; 4 – 3040 с; 5 – 3360 с; 6 – 5600 с; 7 – 8800 с.

Fig. 5. Particle and gas temperature distribution at the height of the fixed bed during vapor-air gasification of peat depending on time: 1 – 320 s; 2 – 1280 s; 3 – 1350 s; 4 – 3040 s; 5 – 3360 s; 6 – 5600 s; 7 – 8800 s.

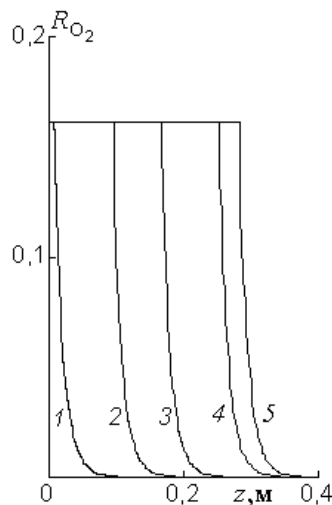


Рис. 6. Распределение объемной доли кислорода по высоте неподвижного слоя при паровоздушной газификации торфа в зависимости от времени (обозначения те же, что на рис. 5).

Fig. 6. Volume fraction distribution of oxygen at the height of the fixed bed during vapor-air gasification of peat depending on time (notations are the same as in Fig. 5).

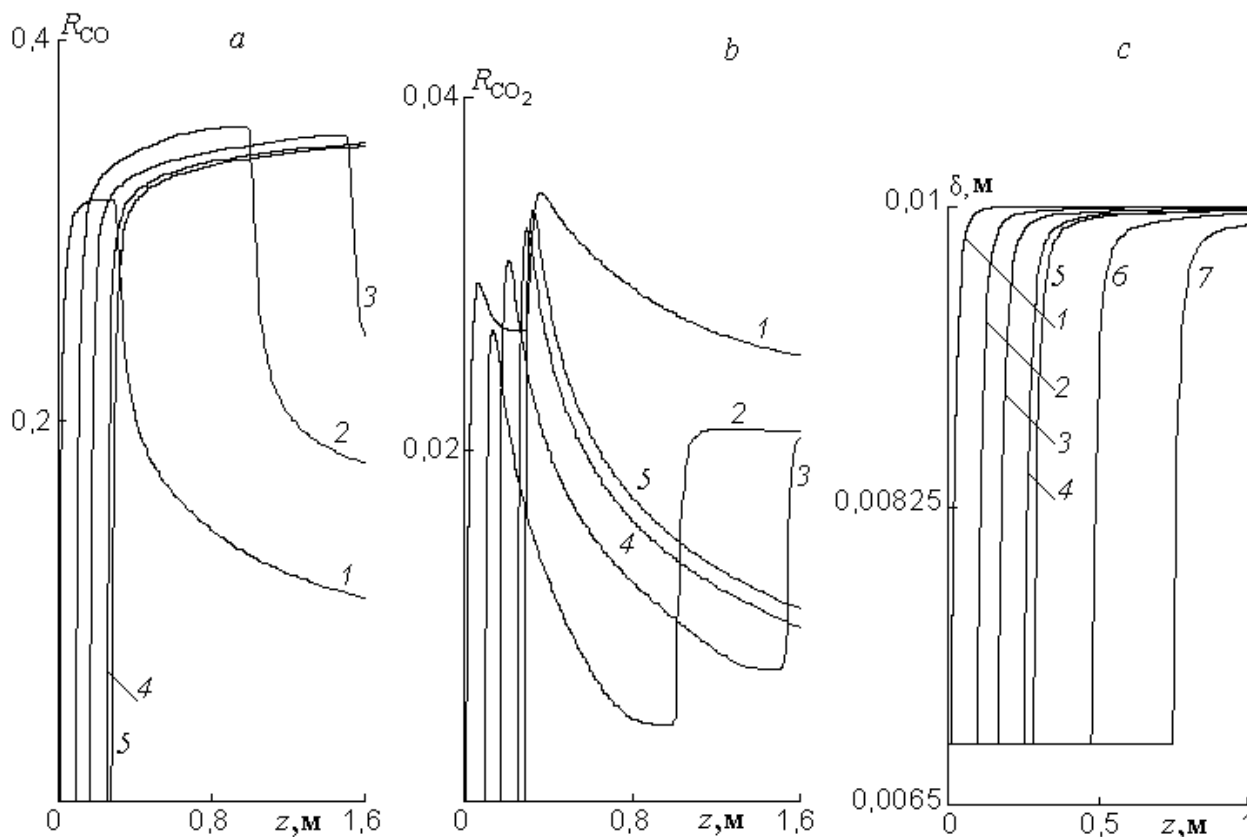


Рис. 7. Распределение объемных долей CO (a) и CO₂ (b) и диаметра частиц (c) по высоте неподвижного слоя при паровоздушной газификации торфа в зависимости от времени (обозначения те же, что на рис. 5).

Fig. 7. Volume fraction distribution of CO (a) and CO₂ (b) and particle diameter (c) at the height of the fixed bed during vapor-air gasification of peat depending on time (notations are the same as in Fig. 5).

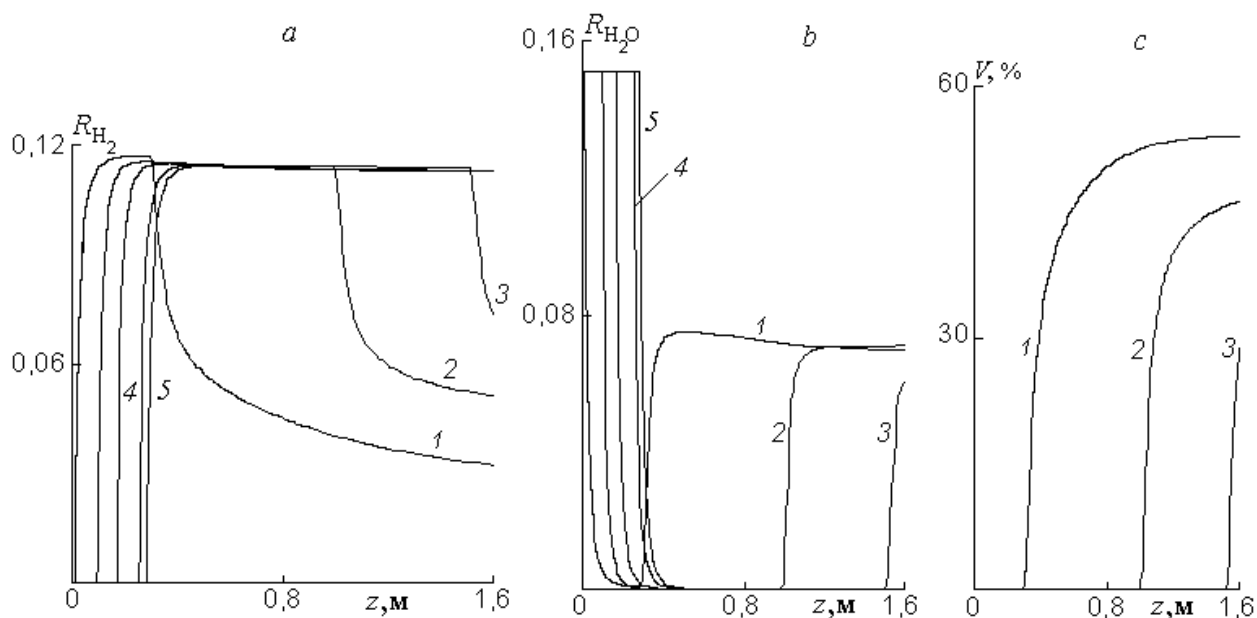


Рис. 8. Распределение объемных долей водорода (a), водяного пара (b) и летучих веществ (c) по высоте неподвижного слоя при паровоздушной газификации торфа в зависимости от времени (обозначения те же, что на рис. 5).

Fig. 8. Volume fraction distribution of hydrogen (a), water vapor (b) and volatiles (c) at the height of the fixed bed during vapor-air gasification of peat depending on time (notations are the same as in Fig. 5).

На участке бескислородной восстановительной зоны реагирования $0,1326 \text{ м} < z < 1,0113 \text{ м}$, где величина $R_{\text{H}_2\text{O}} \rightarrow 0$, наблюдается уменьшение значений функций $t_{\text{p4}}(\tau, z)$ и $R_{\text{CO}_2}(\tau, z)$ до $360,4^\circ\text{C}$ и $0,654\%$, незначительное снижение размера торфяных гранул с $\delta = 10 \text{ мм}$ до $\delta = 9,53 \text{ мм}$ и повышение объемной доли компонента CO до $33,33\%$ из-за протекания эндотермической восстановительной реакции $\text{C} + \text{CO}_2 = 2\text{CO}$. Некоторое повышение величины R_{H_2} до $10,62\%$ обусловлено реакцией водяного сдвига.

На участке $1,0113 \text{ м} < z < 1,61 \text{ м}$ происходит нагрев сухих частиц торфа до температуры $163,4\text{--}360,4^\circ\text{C}$ за счет межфазного конвективного теплообмена и радиационно-кондуктивного теплопереноса твердой фазы (рис. 5, кривая 2). По этой причине наблюдается интенсивный выход летучих веществ в виде кислородосодержащего соединения $\text{CH}_{2,71311}\text{O}_{0,982248} \rightarrow 0,211773\text{CO} + 0,134764\text{CO}_2 + 0,333524\text{CH}_4 + 0,162893\text{C}_2\text{H}_2 + 0,0256683\text{H}_2 + 0,500946\text{H}_2\text{O}$ [1] с последующим его частичным разложением на газовые компоненты CO, CO₂, CH₄, C₂H₂, H₂ и H₂O, что обеспечивает возрастание функций $R_{\text{CH}_4}(\tau, z)$, $R_{\text{C}_2\text{H}_2}(\tau, z)$, $R_{\text{H}_2\text{O}}(\tau, z)$ и $R_{\text{CO}_2}(\tau, z)$ и убывание зависимостей $R_{\text{CO}}(\tau, z)$ и $R_{\text{H}_2}(\tau, z)$ (рис. 7 а, b, рис. 8 а, b и рис. 9 а, b, c, кривые 2) в зоне сухой перегонки. При этом плотность частиц торфа уменьшается за счет выхода летучих веществ при неизменном диаметре дисперсной фазы (см. (12) из [1]). Такое поведение кривых можно объяснить исходя из следующих соображений. В зоне сухой перегонки происходит смешение двух газовых потоков: пиролизного газа (CO, CO₂, CH₄, C₂H₂, H₂ и H₂O), в котором количество CH₄ и H₂O превалирует над CO и H₂ (см. формулу кислородосодержащего соединения), и синтетического газа, поступающего из бескислородной восстановительной зоны реагирования и состоящего преимущественно из $\text{CO} + \text{H}_2 = 44\%$ и минимальной доли $R_{\text{CO}_2} = 0,654\%$, при отсутствии газовых компонентов CH₄, C₂H₂ и H₂O. Поэтому при смешении двух газовых потоков происходит уменьшение величин R_{CO} и R_{H_2} и возрастание значений R_{CH_4} , R_{CO_2} , $R_{\text{H}_2\text{O}}$ и $R_{\text{C}_2\text{H}_2}$.

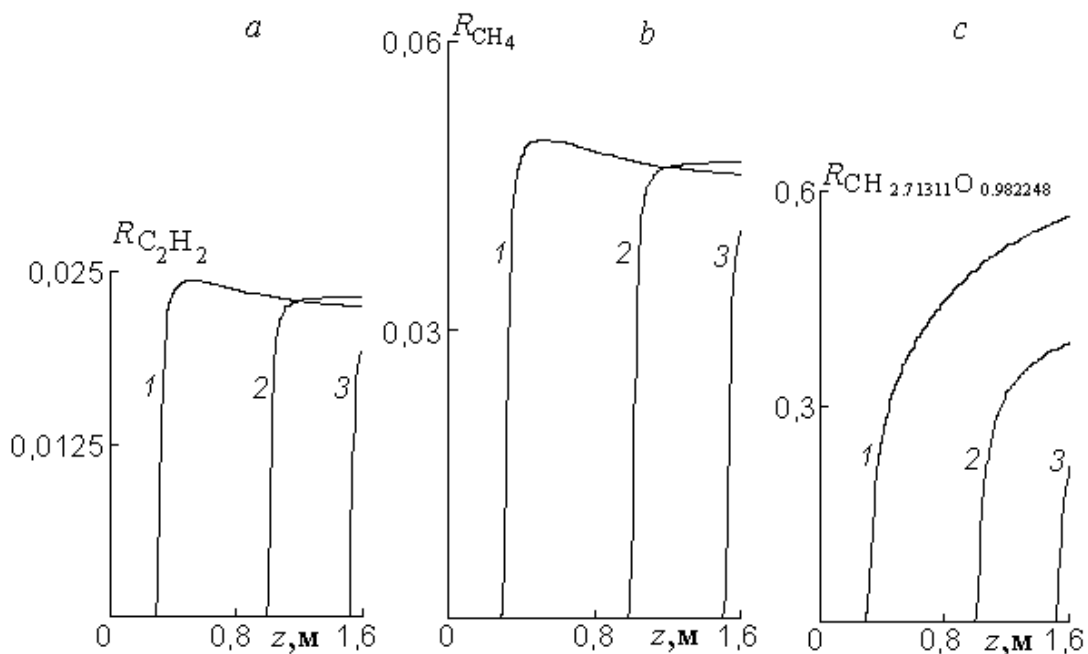


Рис. 9. Распределение объемных долей ацетилена (а), метана (b) и кислородосодержащего соединения (с) по высоте неподвижного слоя при паровоздушной газификации торфа в зависимости от времени (обозначения те же, что на рис. 5).

Fig. 9. Volume fraction distribution of acetylene (a), methane (b) and oxygen-containing compound (c) at the height of the fixed bed during vapor-air gasification of peat depending on time (notations are the same as in Fig. 5).

Как отмечалось выше, уровень температур частиц в четвертом варианте оказывается значительно ниже, чем в третьем. Поэтому выход летучих веществ в варианте 4 происходит гораздо медленнее, чем в варианте 3, о чем свидетельствует выражение (1) [2] (ср. рис. 3 *b* и рис. 8 *c*, кривая 1)

$$\frac{dV}{dt} = -1,14 \cdot 10^5 \exp\left[-8900/T_p\right] V. \quad (1)$$

Отсюда следует, что временной диапазон в четвертом варианте, где присутствуют в дисперсной массе слоя летучие вещества, имеет большую протяженность $0 < \tau \leq 2000$ с, чем в третьем – $0 < \tau \leq 300$ с (см. табл.). Из таблицы видно, что в варианте 3 присутствие в синтетическом газе компонентов H_2 и CO_2 возможно только в интервале $0 < \tau \leq 300$ с. В варианте 4 содержание компонентов H_2 и CO_2 наблюдается на протяжении всего периода рабочего процесса из-за протекания химических реакций $C+H_2O=CO+H_2$ и $CO+H_2O \rightarrow CO_2+H_2$.

Состав генераторного газа на выходе из реактора в третьем варианте ($\tau > 300$ с) имеет меньшую горючую часть и $CO = 34,33$ % и большее содержанием балласта $N_2 = 65,67$ %, в отличие от четвертого ($\tau > 2000$ с) – $CO+H_2 = 45,5$ %, $N_2 = 53,3$ % и $CO_2 = 1,2-2,13$ %. Отсюда следует, что калорийность и качество генераторного газа при паровоздушном дутье выше $Q_n^{\text{синтез}} = 5543$ кДж/нм³, чем при воздушном – $Q_n^{\text{синтез}} = 4338$ кДж/нм³.

Одна из насущных задач в топливно-энергетическом балансе Украины – снижение потребления дорогостоящего природного газа. Поэтому разработка новых технологий, позволяющих уменьшить долю природного газа в энергетической и металлургической отраслях промышленности является весьма актуальной. Одним из способов решения поставленной задачи является сжигание смеси биомассой с углем вместо природного газа.

В настоящей работе рассматривается сжигание очищенного синтетического газа, полученного из частиц торфа в газификаторе с фиксированным слоем при $P_g = 1-1,5$ МПа, с мелкодисперсной угольной пылью типа АШ или каменного угля. В существующих установках подобного типа [3] предусмотрена отдельная подача в котел генераторного газа, полученного в газификаторе с циркулирующим кипящим слоем при атмосферном давлении, и пылеугольных частиц. Последние подаются транспортирующим агентом в основные горелки, а синтетический газ направляется в

сбросные горелочные устройства, расположенные на боковых экранах холодной воронки.

В данной работе предлагается оригинальный способ подачи высококонцентрированной пыли в основные горелки под разрежением с использованием газоструйного эжектора подобно схеме, описанной в работе [4] (см. рис. 10). В отличие от [4] здесь вместо пара, поступающего в эжектор под давлением 1,1–1,3 МПа, используется в качестве рабочей среды очищенный генераторный газ при $P_g = 1-1,5$ МПа (поз. 6). Приведенный на рис. 10 газоструйный эжектор устанавливается в центральную часть основных горелок подобно [4]. При этом сбросные горелочные устройства отсутствуют. Распыление пылевоздушной смеси производится отработанным генераторным газом с возможным использованием рассекателя. При установке парового эжектора в активной части топочной камеры присутствует инертный газ H_2O , который снижает концентрацию кислорода в газовой смеси, тем самым тормозит процессы воспламенения и выгорания пылеугольных частиц и способствует затягиванию факела, что создает угрозу шлакования ширмовых пароперегревателей. В предложенном варианте в реакционную активную зону впрыскивается значительное количество горючих веществ CO , CH_4 и H_2 , что благоприятно влияет на процесс горения и стабилизацию пылеугольного факела, особенно это касается частиц АШ с низким выходом летучих веществ. При этом количество горючих веществ, вводимых в реакционную зону, а следовательно, и калорийность синтетического газа 4338–11962 кДж/нм³, можно регулировать в зависимости от вида сжигаемой угольной пыли путем насыщения вводимого в газогенератор воздуха кислородом и водяным паром.

Очищенный генераторный газ под давлением 0,6–1 МПа может быть использован в качестве рабочей среды в газоструйном эжекторе установленном в противоточных струйных мельницах (см. рис. 11 поз. 6). Исходный дробленый уголь поз. 7 и фракции грубого помола поз. 5 подаются в смесительную камеру 3 с использованием сопла Лаваля поз. 4, где разгоняются струями энергоносителя (генераторного газа) до высоких скоростей и направляются в размольную камеру поз. 2. Далее газодисперсный поток по центральной трубе поз. 9 поступает в классификатор поз. 1, где происходит разделение мелких и крупных фракций угольной пыли. Мелкодисперсный газовый поток поз. 8 выходит из противоточной струйной мельницы и направляется либо в бункер пыли, либо в горелочные устройства.

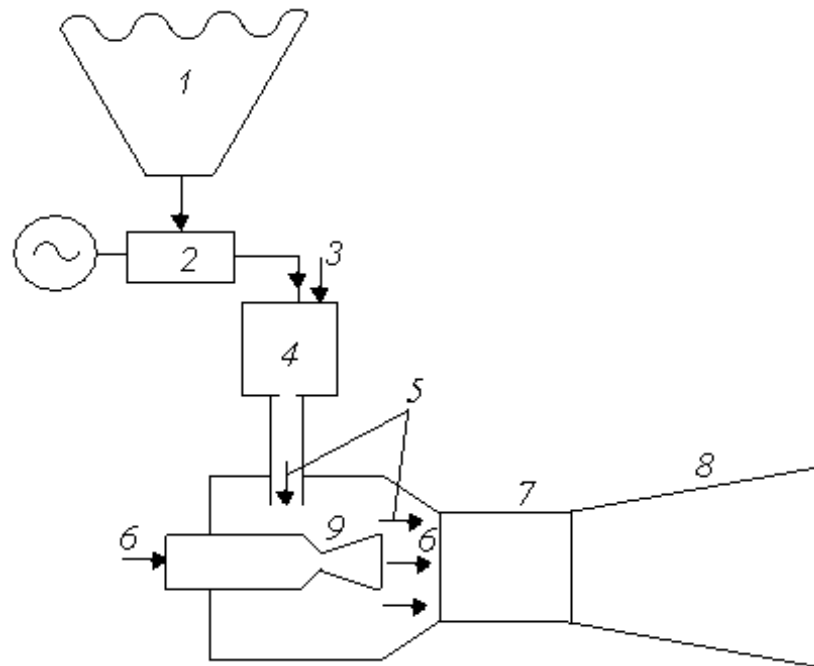


Рис. 10. Подача угольной пыли в газоструйный эжектор: 1 – бункер пыли; 2 – пылепитатель; 3 – транспортирующий агент; 4 – смеситель; 5 – эжектируемый поток (мелкодисперсная угольная пыль); 6 – рабочая среда (синтетический газ $P_g = 1-1,5$ Мпа); 7 – смесительная камера; 8 – диффузор; 9 – сопло Лавали.

Fig. 10. Coal dust supply to the gas-jet ejector: 1 – dust bunker; 2 – dust feeder; 3 – transporting agent; 4 – mixer; 5 – ejected stream (fine coal dust); 6 – working medium (synthetic gas $P_g = 1-1,5$ MPa); 7 – mixing chamber; 8 – diffuser; 9 – Laval nozzle.

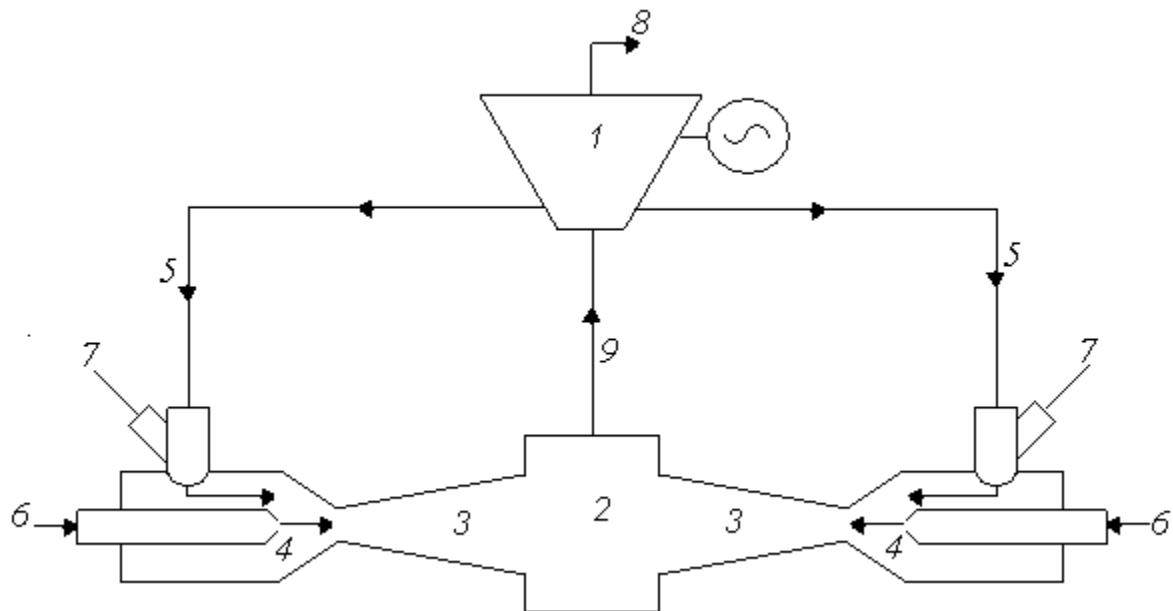


Рис. 11. Противоточная струйная мельница: 1 – классификатор; 2 – размольная камера; 3 – смесительная камера; 4 – эжектор; 5 – течка возврата грубого помола; 6 – рабочая среда (синтетический газ); 7 – подача исходного дробленого угля; 8 – выход мелкодисперсного газового потока; 9 – центральная труба.

Fig. 11. Countercurrent jet mill: 1 – classifier; 2 – grinding chamber; 3 – mixing chamber; 4 – ejector; 5 – coarse grinding chute; 6 – working medium (synthetic gas); 7 – raw crushed coal supply; 8 – fine gas stream output; 9 – central tube.

Выводы. 1. Уровень температур частиц торфа в зоне максимальных тепловыделений при воздушной газификации несколько выше, чем при конверсии углерода в парокислородной сме-

си из-за интенсивного протекания эндотермической восстановительной реакции $C+H_2O=CO+H_2$.

2. Скорости окислительных гетерогенных реакций при парокислородной газификации выше, чем при воздушной за счет более высокой концентрации кислорода в газовой смеси. Поэтому выход летучих веществ во втором варианте из [1] происходит значительно быстрее, чем в третьем из-за более быстрого прогрева массы неподвижного слоя за счет более высокой скорости перемещения зоны максимальных тепловыделений по высоте слоя.

3. Наличие в генераторном газе компонентов H_2 и CO_2 при воздушной газификации непосредственно связано с выходом летучих веществ из частиц торфа и возможно только в узком диапазоне $0 < \tau \leq 300$ с, в отличие от варианта 2 из [1], где компоненты H_2 и CO_2 в синтетическом газе присутствуют на протяжении всего периода рабочего процесса из-за протекания химических реакций $C+H_2O=CO+H_2$ и $CO+H_2O \rightarrow CO_2+H_2$.

4. Во временном интервале, где отсутствуют летучие вещества в дискретной массе слоя, состав генераторного газа на выходе из реактора при воздушной газификации имеет меньшую горючую часть $CO = 34,33\%$ и большее содержание балласта $N_2 = 65,67\%$, в отличие от парокислородной газификации – $CO_2 = 1,5-2\%$, $H_2O = 0,1-0,6\%$, $CO+H_2 = 98\%$ и паровоздушной – $CO+H_2 = 45,5\%$, $N_2 = 53,3\%$ и $CO_2 = 1,2-2,13\%$. Отсюда следует, что калорийность и качество генераторного газа при парокислородном ($Q_{H}^{\text{синтез}} = 11962$ кДж/нм³) и паровоздушном ($Q_{H}^{\text{синтез}} = 5543$ кДж/нм³) дутье выше, чем при воздушном ($Q_{H}^{\text{синтез}} = 4338$ кДж/нм³).

5. В зоне максимальных тепловыделений при воздушной газификации температура частиц торфа $t_{p, \max 3} = 1786$ °С превышает температуру жидкоплавкого состояния золы 1350 °С, в отличие от паровоздушной, где температура твердой фазы в окислительной области не превышает 1100 °С и оказывается ниже температуры начала деформации золы 1140 °С. Таким образом, при воздушной газификации торфа в реакторе следует организовывать процесс с устойчивым жидким шлакоудалением, а в варианте 4 – с твердым шлакоудалением.

6. Предложен оригинальный способ подачи высококонцентрированной пыли в основные горелки под разрежением с использованием газоструйного эжектора в отличие от парового эжектора, который применяется на некоторых ТЭС и способствует снижению концентрации O_2 в дымовых газах в активной зоне горения, тем

самым тормозит процессы прогрева, воспламенения и выгорания пылеугольных частиц и приводит к затягиванию факела и шлакованию ширм. В предложенном варианте в активную реакционную зону вместо водяного пара впрыскиваются горючие вещества CO , CH_4 и H_2 , что благоприятно влияет на процесс горения и стабилизацию пылеугольного факела, особенно это касается частиц АШ с низким выходом летучих веществ. При этом количество горючих веществ, вводимых в реакционную зону, а, следовательно, и калорийность синтетического газа $4338-11962$ кДж/нм³, можно регулировать в зависимости от вида сжигаемой угольной пыли путем насыщения вводимого в газогенератор воздуха кислородом и водяным паром.

1. Рохман Б.Б. Математическое описание процесса газификации твердого топлива в фиксированном слое: 1. Численные результаты термохимической переработки торфа в парокислородной смеси под давлением 3 Мпа. Відновлювана енергетика. 2019. № 3. С. 78-90.

2. Wen C.Y., Chaung T.Z. Entrainment Coal Gasification Modeling. Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 1979. Vol. 18. № 4. Pp. 684-695.

3. Tiilikka M., Bolhàr-Nordenkamp M., Honkola T. Advanced Gasification Technologies for Large Scale Energy. Biomass and Secondary Fuels. Power-Gen Europe. 2014. 16 p.

4. Здановский В.Г. Модернизация котлоагрегатов тепловой электростанции. К. Техника. 1990. 104 с.

REFERENCES

1. Rokhman B.B. Matematicheskoe opisanie processa gazifikacii tverdogo topliva v fiksirovannom sloe: 1. Chislennyye rezultaty termohimicheskoy pererabotki torfa v parokislородной smesi pod davleniem 3 Mpa. [Mathematical description of the solid fuel gasification in a fixed bed: 1. Numerical results of thermal-chemical processing of peat in a vapor-oxygen mixture under a pressure of 3 MPa]. Vidnovluvana energetika. No. 3 Pp. 78-90. [in Russian].

2. Wen C.Y., Chaung T.Z. Entrainment Coal Gasification Modeling. Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. Vol. 18. No. 4. Pp. 684-695. [in English].

3. Tiilikka M., Bolhàr-Nordenkamp M., Honkola T. Advanced Gasification Technologies for Large Scale Energy. Biomass and Secondary Fuels. Power-Gen Europe. 2014. 16 p. [in English].

4. Zdanovskij V.G. Modernizaciya kotloagregatov teplovoj elektrostancii. [Modernization of thermal power plant boilers]. K. Tehnika. 104 p. [in Russian].

МАТЕМАТИЧНИЙ ОПИС ПРОЦЕСУ ГАЗИФІКАЦІЇ ТВЕРДОГО ПАЛИВА В ФІКСОВАНОМУ ШАРІ: 2. ТЕОРЕТИЧНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ БАГАТОСТАДІЙНОГО ПРОЦЕСУ ПЕРЕРОБКИ ТОРФА В ПОВІТРЯНОМУ І ПАРОВОПІТРЯНОМУ СЕРЕДОВИЩІ ПРИ РІЗНИХ ТИСКАХ

Б.Б. Рохман, докт. техн. наук

Інститут відновлюваної енергетики НАН України,
02094, вул. Гната Хоткевича, 20А м. Київ, Україна.
Інститут вугільних енерготехнологій НАН України,

04070, вул. Андріївська 19, м. Київ, Україна.

З використанням розробленої двовимірної моделі, наведеної в першій частині цієї роботи, теоретично досліджено нестационарний процес газифікації торфу в фіксованому шарі в повітряному і пароповітряному середовищах при тисках 1 Мпа і 0,18 МПа, відповідно. Проведено порівняльний аналіз термохімічної переробки торфу в парокисневому, повітряному і пароповітряному середовищах. Показано, що: 1) в окислювальній зоні при повітряному дутті температура дисперсної фази виявляється трохи вищою за температуру частинок при парокисневому дутті, незважаючи на менший вміст кисню в газі. Це пов'язано з інтенсивним протіканням ендотермічної реакції $C + H_2O = CO + H_2$ в зоні максимальних тепловиділень; 2) вихід летких речовин при парокисневій газифікації відбувається значно швидше, ніж при повітряній через більш швидке прогрівання маси шару за рахунок більш високої швидкості переміщення зони максимальних тепловиділень по висоті шару; 3) при повітряній газифікації в окислювальній зоні температура частинок перевищує температуру жидкоплавкого стану золи, що дозволяє організувати стійке рідке шлаковидалення з реактора; 4) процес

пароповітряної газифікації в фіксованому шарі організується з сухим шлаковидаленням, так як рівень температур торфу в зоні максимальних тепловиділень не перевищує $1100\text{ }^\circ\text{C}$ і виявляється нижчим за температуру початку деформації золи $1140\text{ }^\circ\text{C}$; 5) склад генераторного газу на виході з реактора при повітряній газифікації має меншу горючу частину $CO = 34,33\%$ і більший вміст баласту $N_2 = 65,67\%$, на відміну від парокисневої – $CO_2 = 1,5-2\%$, $H_2O = 0,1-0,6\%$, $CO + H_2 = 98\%$ і пароповітряної – $CO + H_2 = 45,5\%$, $N_2 = 53,3\%$ і $CO_2 = 1,2-2,13\%$. Звідси випливає, що калорійність і якість генераторного газу при парокисневому і пароповітряному дутті вище, ніж при повітряному. Запропоновано оригінальний спосіб подачі високонцентрованого пилу в основні пальники під розрідженням з використанням газоструменевого ежектора (робоче середовище – синтетичний газ $P_g = 1-1,5\text{ МПа}$), що забезпечує стійке займання і стабілізацію пилувугільного факела. Бібл. 4, рис.11, табл. 1.

Ключові слова: нерухомий шар, торф, теплопровідність, парокиснева газифікація, кондуктивний, радіаційний, температура, повітря, пароповітряне середовище.

Стаття надійшла до редакції 22.07.19
Остаточна версія 18.12.19



III Міжнародна спеціалізована виставка
низьковольтної електротехніки
та електроніки

**ELECTRO
INSTALL
2020**

Листопад 10 – 12

IEC МІЖНАРОДНИЙ ВИСТАВКОВИЙ ЦЕНТР
Україна, м. Київ, Броварський пр-т, 15
тел.: (044) 201-11-57, 206-87-96, e-mail: lyudmila@iec-expo.com.ua
www.iec-expo.com.ua, www.tech-expo.com.ua