

УДК 532.529: 517.4

Б.Б.Рохман, докт. техн. наук (Институт угольных энерготехнологий НАН Украины, Киев)

О технологии газификации твердых топлив в вертикальном поточном реакторе под давлением

Построена модель аэродинамики, теплообмена и химического реагирования мелкодисперсной угольной пыли в вертикальном газогенераторе. Исследован процесс парокислородной газификации под давлением 3,2-3,8 МПа различных комбинаций бинарных смесей: бурого угля (БУ) и газового каменного (ГСШ), антрацитового штыба (АШ) и БУ (или ГСШ). Показано, что при использовании двухступенчатой схемы термохимической переработки твердых топлив содержание метана в синтетическом газе (4,3%) оказывается существенно выше, чем при одноступенчатой (0,06%). При двухстадийном процессе газификации бинарных смесей для исключения сжигания пиролизных газов, которые являются сырьем для производства генераторного газа, в обогащенную окислителем нижнюю часть реактора целесообразно подавать уголь с малым содержанием летучих веществ. Определены оптимальные диаметры частиц ГСШ и БУ (одностадийный процесс), обеспечивающие минимальный механический недожоги при различных соотношениях расходов компонентов бинарной смеси.

Ключевые слова: горение, газ, газификация, реактор, уголь, пиролиз, бинарная смесь.

Побудовано модель аеродинаміки, теплообміну і хімічного реагування дрібнодисперсного вугільного пилу у вертикальному газогенераторі. Досліджено процес парокисневої газифікації під тиском 3,2-3,8 МПа різних комбінацій бінарних сумішей: бурого вугілля (БВ) та газового кам'яного (ГСШ), антрацитового штибу (АШ) і БВ (або ГСШ). Показано, що при використанні двоступеневої схеми термохімічної переробки твердих палив вміст метану в синтетичному газі (4,3%) виявляється істотно вищим, ніж при одноступеневій (0,06%). При двостадійному процесі газифікації бінарних сумішей для виключення спалювання піролізних газів, які є сировиною для виробництва генераторного газу, в збагачену окислювачем нижню частину реактора доцільно подавати вугілля з малим вмістом летких речовин. Визначено оптимальні діаметри частинок ГСШ і БВ (одностадійний процес), які забезпечують мінімальний механічний недопал при різних співвідношеннях витрат компонентів бінарної суміші.

Ключові слова: горіння, газ, газифікація, реактор, вугілля, піроліз, бінарна суміш.

Обозначения

A, N, O, S, V	– массовые доли золы, азота, кислорода, серы и летучих веществ в твердом топливе	R	– универсальная газовая постоянная, кДж/(кмоль·К), или объемная доля компонента газовой смеси
B	– расход, кг/ч	r	– скорость реакции водяного сдвига, кмоль/(м ³ ·с)
C	– концентрации газовых компонентов, кмоль/м ³ , или массовая доля углерода в твердом топливе	t	– температура, °С
c	– теплоемкость, кДж/(кг·К);	u	– скорость, м/с
E	– энергия активации, кДж/кмоль	z	– аксиальная координата, м
F	– сила, Н/м ³	α	– коэффициент массообмена, м/с
f	– сечение, м ²	β	– истинная объемная концентрация частиц
H	– высота, м, или массовая доля водорода	δ	– диаметр частицы, м
h	– коэффициент конвективного теплообмена, кДж/(с·м ² ·К)	μ	– молекулярная масса, кг/кмоль
g	– ускорение свободного падения, м/с ²	ξ	– массовая доля водяного пара в парокислородной смеси
k	– константа скорости реакции, м/с	ρ	– плотность, кг/м ³
K	– константа равновесия	φ	– степень конверсии углерода
Nu	– критерий Нуссельта	АШ, БУ, ГСШ	– антрацитовый штыб, бурый и газовый каменный уголь соответственно
P	– давление газа, Н/м ²	M	– количество фракций
Q	– тепловой эффект реакции (кДж/кмоль) или тепловой поток (кДж/(с·м ³))	D	– коэффициент диффузии, м ² /с

Индексы нижние: a – сила аэродинамического сопротивления частицы; ash – зола; C – углерод; CO, CO₂, CH₄, H₂O, N₂ – окись и двуокись углерода, метан, водяной пар и азот; C + O₂, C + 0,5O₂, C + CO₂, C + H₂, C + H₂O – гетерогенные реакции; CO + O₂, CH₄ + O₂, H₂ + O₂, CO + H₂O, CO₂ + H₂ – гомогенные реакции; conv – конвективный теплообмен; CO₂ → см,

© Б.Б.Рохман, 2014

$O_2 \rightarrow \text{см}$, $CO \rightarrow \text{см}$, $H_2O \rightarrow \text{см}$ – диффузия углекислого газа, кислорода, окиси углерода и водяного пара в газовую смесь; D – диффузия; e – выход; e_q – константа равновесия или эквивалентный параметр; g – газ; $g \rightarrow w$, $j \rightarrow w$, $s \rightarrow w$, $j \rightarrow g$, $s \rightarrow g$ – лучистый теплообмен между газом и стенкой, частицами кокса фракции j и стенкой, золы фракции s и стенкой, кокса фракции j и газом, золы фракции s и газом; $i = j$, $s; j = 1 - M_C; s = 1 - M_{\text{ash}}$; \max – максимальное значение; O_2 – кислород; p – частица; r – реактор; rad – лучистый теплообмен; $gerad$ – переизлучение; экр – экранные поверхности; Σ – сумма; 1–3 – номера фракций; I–XII – номера вариантов; 0 – начальные условия.

Индексы верхние: w – поверхность; d – сухая масса; daf – горючая масса.

В настоящей работе рассматриваются два способа термохимической переработки твердых топлив под давлением $P_g = 3,2-3,8$ МПа (рис. 1). Первый (одностадийный процесс газификации) основан на подаче угля (или бинарной смеси ГСШ и БУ) и парокислородной смеси в нижнюю ошипованную зону реактора 5 (рис. 1а). Второй способ представляет собой двухстадийный (комбинированный) процесс газификации (рис. 1б), когда в торкретированной зоне 5 происходит термохимическая переработка угля типа ГСШ (или АШ), а в верхней нефутерованной части газогенератора 7 – газификация твердого топлива марки БУ (или ГСШ).

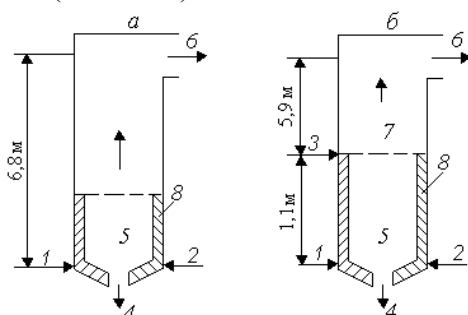


Рис. 1. Одноступенчатая (а) и двухступенчатая (б) схемы газификации углей в вертикальном поточном реакторе: 1 – уголь (или бинарная смесь); 2 – смесь кислорода и водяного пара; 3 – уголь; 4 – шлак; 5 – ошипованная зона; 6 – синтетический газ; 7 – нефутерованная зона газификации; 8 – обмуровка.

Для конструирования подобных устройств необходимо: а) построить модель, описывающую восходящее движение, тепломассообмен и химическое реагирование полидисперсного ансамбля частиц угля в реакторе с учетом лучистого и конвективного теплообмена между газом и частицами, газодисперсным потоком и экранами реактора, межфракционного переизлучения, гетерогенных и гомогенных реакций, сил тяжести и межфазного взаимодействия; б) на ее основе провести численные исследования одностадийного и двухстадийного процессов газификации отдельных видов топлив и бинарных смесей.

Предлагаемая методика расчета базируется на следующих основных предпосылках:

- 1) процесс стационарный;
- 2) стехиометрическая схема реакций включает в себя пять гетерогенных реакций: $C + O_2 = CO_2$; $2C + O_2 = 2CO$; $C + CO_2 = 2CO$; $C + H_2O = CO + H_2$; $C + 2H_2 = CH_4$ и четыре гомогенные: $2CO + O_2 = 2CO_2$; $CH_4 + 2O_2 = CO_2 + 2H_2O$; $2H_2 + O_2 = 2H_2O$; $CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$;
- 3) газовая смесь в реакторе состоит из кислорода, азота, двуокиси и окиси углерода, метана, водяного пара, водорода и сероводорода;
- 4) дисперсная фаза включает в себя M_C фракций коксовых и M_{ash} фракций золовых частиц сферической формы;
- 5) протекание гетерогенных реакций горения и газификации на поверхности коксовых частиц приводит к уменьшению их размера;
- 6) выход летучих веществ (CO , CH_4 , CO_2 , H_2O , H_2 и H_2S) происходит мгновенно на входе в рассматриваемую зону. Считаем, что часть летучих в виде тяжелых углеводородов C_6H_6 остается в частице и подвергается термохимической переработке вместе с фиксированным углеродом;
- 7) будем пренебрегать влиянием летучих АШ ($V^{\text{daf}} = 3,5\%$) на рабочий процесс в газогенераторе.

Основные уравнения. Система уравнений, описывающая аэродинамику, тепломассообмен и химическое реагирование газодисперсного потока в вертикальном газификаторе, может быть представлена в следующем виде.

Уравнения неразрывности для компонентов газа и частиц кокса фракции j :

$$\frac{d(u_g C_{O_2})}{dz} = -6 \sum_{j=1}^{M_C} \frac{\alpha_{D,O_2j} (C_{O_2} - C_{O_2j}^w) \beta_j}{\delta_{Cj}} - k_{CO+O_2} C_{O_2} C_{CO} - 2k_{CH_4+O_2} C_{O_2} C_{CH_4} - k_{H_2+O_2} C_{O_2} C_{H_2}^2 / C_{CO}, \quad (1)$$

$$\begin{aligned} \frac{d(u_g C_{CO_2})}{dz} &= 6 \sum_{j=1}^{M_c} \alpha_{D,CO_2j} (C_{CO_2j}^w - C_{CO_2}) \frac{\beta_j}{\delta_{Cj}} + \\ &+ 2k_{CO+O_2} C_{O_2} C_{CO} + k_{CH_4+O_2} C_{O_2} C_{CH_4} + \\ &+ k_{CO+H_2O} \left[C_{H_2O} C_{CO} - \frac{C_{CO_2} C_{H_2}}{K_{eq,CO+H_2O}} \right], \quad (2) \\ K_{eq,CO+H_2O} &= 0,029 \exp \left(\frac{4094}{t_g + 273} \right), \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{d(u_g C_{CO})}{dz} &= 6 \sum_{j=1}^{M_c} \alpha_{D,COj} (C_{COj}^w - C_{CO}) \frac{\beta_j}{\delta_{Cj}} - \\ &- 2k_{CO+O_2} C_{O_2} C_{CO} - \\ &- k_{CO+H_2O} \left[C_{H_2O} C_{CO} - \frac{C_{CO_2} C_{H_2}}{K_{eq,CO+H_2O}} \right], \quad (3) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{d(u_g C_{CH_4})}{dz} &= -k_{CH_4+O_2} C_{O_2} C_{CH_4} + \\ &+ 7,2 \sum_{j=1}^{M_c} \exp \left(-\frac{E_{C+H_2j}}{R_g(t_{Cj} + 273)} \right) \left[P_{H_2} 10^{-5} - \right. \\ &\left. - \sqrt{P_{CH_4} 10^{-5} / K_{eq,C+H_2j}} \right] \frac{\beta_j}{\delta_{Cj} \mu_C}, \quad (4) \\ K_{eq,C+H_2j} &= \frac{0,175}{34713} \exp \left(\frac{18400}{1,8(t_{Cj} + 273)} \right), \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{d(u_g C_{H_2O})}{dz} &= 2k_{CH_4+O_2} C_{O_2} C_{CH_4} - \\ &- 6 \sum_{j=1}^{M_c} \frac{k_{C+H_2Oj} C_{H_2Oj}^w \beta_j}{\delta_{Cj}} + \\ &+ 2k_{H_2+O_2} C_{O_2} C_{H_2}^2 / C_{CO} - \\ &- k_{CO+H_2O} \left[C_{H_2O} C_{CO} - \frac{C_{CO_2} C_{H_2}}{K_{eq,CO+H_2O}} \right], \quad (5) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{d(u_g C_{H_2})}{dz} &= 6 \sum_{j=1}^{M_c} \frac{k_{C+H_2Oj} C_{H_2Oj}^w \beta_j}{\delta_{Cj}} - \\ &- 2k_{H_2+O_2} C_{O_2} C_{H_2}^2 / C_{CO} - \\ &- 14,4 \sum_{j=1}^{M_c} \beta_j \exp \left(-\frac{E_{C+H_2j}}{R_g(t_{Cj} + 273)} \right) \times \\ &\times \frac{\left[P_{H_2} 10^{-5} - \sqrt{P_{CH_4} 10^{-5} / K_{eq,C+H_2j}} \right]}{\delta_{Cj} \mu_C} + \\ &+ k_{CO+H_2O} \left[C_{H_2O} C_{CO} - \frac{C_{CO_2} C_{H_2}}{K_{eq,CO+H_2O}} \right], \quad (6) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{d(\beta_j u_{pj})}{dz} &= - \left[(k_{C+O_2j} + 2k_{C+0,5O_2j}) C_{O_2j}^w + k_{C+CO_2j} C_{CO_2j}^w + k_{C+H_2Oj} C_{H_2Oj}^w \right] \frac{6\mu_C \beta_j}{\delta_{Cj} \rho_{Cj}} - \\ &- 7,2 \beta_j \exp \left(-\frac{E_{C+H_2j}}{R_g(t_{Cj} + 273)} \right) \times \frac{\left[P_{H_2} 10^{-5} - \sqrt{P_{CH_4} 10^{-5} / K_{eq,C+H_2j}} \right]}{\delta_{Cj} \rho_{Cj}}, \quad (7) \end{aligned}$$

где концентрации газовых компонентов на поверхности углеродной частицы фракции j и коэффициенты массообмена находятся по формулам:

$$\begin{aligned} C_{O_2j}^w &= \frac{\alpha_{D,O_2j} C_{O_2}}{\alpha_{D,O_2j} + k_{C+O_2j} + k_{C+0,5O_2j}}, \quad C_{CO_2j}^w = \frac{\alpha_{D,CO_2j} C_{CO_2} + k_{C+O_2j} C_{O_2j}^w}{\alpha_{D,CO_2j} + k_{C+CO_2j}}, \quad C_{H_2Oj}^w = \frac{\alpha_{D,H_2Oj} C_{H_2O}}{\alpha_{D,H_2Oj} + k_{C+H_2Oj}}, \\ C_{COj}^w &= \frac{\alpha_{D,COj} C_{CO} + 2(k_{C+0,5O_2j} C_{O_2j}^w + k_{C+CO_2j} C_{CO_2j}^w) + k_{C+H_2Oj} C_{H_2Oj}^w}{\alpha_{D,COj}}, \quad \alpha_{D,O_2j} = \frac{D_{O_2 \rightarrow cm} Nu_{Dj}}{\delta_{Cj}}, \quad (8) \\ \alpha_{D,CO_2j} &= \frac{D_{CO_2 \rightarrow cm} Nu_{Dj}}{\delta_{Cj}}, \quad \alpha_{D,COj} = \frac{D_{CO \rightarrow cm} Nu_{Dj}}{\delta_{Cj}}, \quad \alpha_{D,H_2Oj} = \frac{D_{H_2O \rightarrow cm} Nu_{Dj}}{\delta_{Cj}}. \end{aligned}$$

Уравнение переноса импульса частиц фракции i :

$$\frac{d(\beta_i u_{pi}^2)}{dz} = \frac{F_{ai}}{\rho_{pi}} - g\beta_i. \quad (9)$$

Уравнение сохранения количества движения газовой фазы:

$$\frac{d(\rho_g u_g^2)}{dz} = -\frac{dP_g}{dz} - g\rho_g - \sum_{i=1}^{M_c+M_{ash}} F_{ai}. \quad (10)$$

Уравнение сохранения энергии несущей среды:

$$\begin{aligned} \frac{d(\rho_g u_g c_g t_g)}{dz} = & 6 \sum_{i=1}^{M_c+M_{ash}} h_{conv i} (t_{pi} - t_g) \frac{\beta_i}{\delta_i} - \\ & - Q_{rad,g \rightarrow w} + \sum_{i=1}^{M_c+M_{ash}} Q_{rad,i \rightarrow g} + \\ & + k_{CO+O_2} C_{O_2} C_{CO} Q_{CO+O_2} + \\ & + k_{CH_4+O_2} C_{O_2} C_{CH_4} Q_{CH_4+O_2} + \\ & + k_{H_2+O_2} C_{O_2} C_{H_2}^2 Q_{H_2+O_2} / C_{CO} + \\ & + k_{CO+H_2O} Q_{CO+H_2O} \left[C_{H_2O} C_{CO} - \frac{C_{CO_2} C_{H_2}}{K_{eq,CO+H_2O}} \right]. \end{aligned} \quad (11)$$

Уравнение теплового баланса частиц кокса фракции j :

$$\begin{aligned} \frac{d(\beta_j u_{pj} c_{pj} t_{pj})}{dz} = & \left[(k_{C+O_2j} Q_{C+O_2} + k_{C+0,5O_2j} Q_{C+0,5O_2}) \times \right. \\ & \times C_{O_2j}^{w} - k_{C+CO_2j} C_{CO_2j}^{w} Q_{C+CO_2} - k_{C+H_2Oj} C_{H_2Oj}^{w} Q_{C+H_2O} - \\ & - h_{convj} (t_{pj} - t_g) \left. \right] \frac{6\beta_j}{\delta_j \rho_{Cj}} - \frac{Q_{radj \rightarrow w}}{\rho_{Cj}} - \frac{Q_{radj \rightarrow g}}{\rho_{Cj}} - \\ & - \frac{Q_{reradj}}{\rho_{Cj}} + 7,2\beta_j \exp\left(-\frac{E_{C+H_2j}}{R_g(t_{Cj} + 273)}\right) \times \\ & \times \frac{\left[P_{H_2} 10^{-5} - \sqrt{P_{CH_4} 10^{-5} / K_{eq,C+H_2j}} \right] Q_{C+H_2}}{\mu_C \delta_{Cj} \rho_{Cj}}. \end{aligned} \quad (12)$$

Уравнение теплового баланса частиц золы фракции s :

$$\begin{aligned} \frac{d(\beta_s u_{ps} c_{ps} t_{ps})}{dz} = & -h_{convs} (t_{ps} - t_g) \frac{6\beta_s}{\delta_s \rho_{ashs}} - \\ & - \frac{Q_{rads \rightarrow w}}{\rho_{ashs}} - \frac{Q_{rads \rightarrow g}}{\rho_{ashs}} - \frac{Q_{rerads}}{\rho_{ashs}}. \end{aligned} \quad (13)$$

В уравнениях движения фаз (9), (10) фигурируют градиент давления, силы тяжести и межфазного взаимодействия. Правая часть уравнения

(11) учитывает конвективный и радиационный теплообмен между частицами и газом, лучистое тепло, переданное газовой фазой экранам газификатора и тепловыделение гомогенных реакций. Слагаемые уравнения (12) описывают конвективный теплообмен дисперсной фазы с несущей средой, тепловыделение гетерогенных реакций, лучистый теплообмен кокса с настенными поверхностями нагрева и газом, переизлучение между частицами. Температура золовых фракций (13) определяется конвективным и радиационным теплообменом между золой и газовой смесью, лучистым теплообменом дисперсной фазы с поверхностями реактора, межфракционным переизлучением.

На основании системы уравнений (1)–(13) разработана программа для расчета аэродинамики, тепломассообмена и химического реагирования твердого топлива в вертикальном газификаторе.

Некоторые численные результаты. Обсудим результаты расчетов двенадцати вариантов горения и газификации ГСШ, БУ и АШ в реакторе-газификаторе, работающем под давлением $P_g = 3,2-3,8$ МПа. Исходные данные представлены в табл. 1-3. В вариантах I-V рассматривается одностадийный процесс парокислородной газификации коксозольного остатка без учета влияния на рабочий процесс пиролизных газов, а в VI-IX – с учетом их влияния. Варианты X-XII описывают комбинированный процесс газификации, когда в нижней торкретированной зоне происходит термохимическая переработка угля типа ГСШ (или АШ), а в верхней – газификация твердого топлива марки БУ (или ГСШ).

Таблица 1. Элементарный состав исходных углей

Величины	Размерность	C ^d	H ^d	N ^d	O ^d	S ^d	V ^{daf}	A ^d
ГСШ	%	69,66	4,51	1,36	7,88	1,62	36,43	15
ГСШ	%	60,25	4,07	1,2	7,73	1,79	37,44	25
БУ	%	58,65	4,93	0,85	17,17	3,4	60	15
АШ	%	71,4	1,39	0,76	1,93	1,79	3,5	22,694

Таблица 2. Энергии активации исходных углей

Величины	E_{C+O_2} , кДж/кмоль	$E_{C+0.5O_2}$, кДж/кмоль	E_{C+CO_2} , кДж/кмоль	E_{C+H_2O} , кДж/кмоль	E_{C+H_2} , кДж/кмоль
ГСШ	$114 \cdot 10^3$	$125 \cdot 10^3$	$250,8 \cdot 10^3$	$182,4 \cdot 10^3$	$149 \cdot 10^3$
БУ	$98 \cdot 10^3$	$108 \cdot 10^3$	$215 \cdot 10^3$	$156,8 \cdot 10^3$	$140 \cdot 10^3$
АШ	$130 \cdot 10^3$	$143 \cdot 10^3$	$286 \cdot 10^3$	$208 \cdot 10^3$	$170 \cdot 10^3$

Таблица 3. Исходные данные для расчетов

Величины	Размерность	Номера вариантов											
		I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	IX	X	XI	XII
Тип угля. Низ топки	–	ГСШ 15% золы	ГСШ 15% золы	ГСШ 15% золы	ГСШ 15% золы	ГСШ 15% золы и БУ	ГСШ 25% золы и БУ	ГСШ 25% золы и БУ	ГСШ 25% золы и БУ	ГСШ 25% золы и БУ	ГСШ 25% золы	АШ 23% золы	АШ 23% золы
Тип угля. Верх топки	–	–	–	–	–	–	–	–	–	–	БУ 15% золы	БУ 15% золы	ГСШ 15% золы
V_{CO_1}	кг/ч	91,8	91,8	91,8	91,8	3715 ГСШ	1881 ГСШ	1881 ГСШ	1733 ГСШ	1733 ГСШ	$\frac{1616}{1260}$	$\frac{1808}{1478}$	$\frac{1808}{982,8}$
V_{CO_2}	кг/ч	91,8	91,8	91,8	91,8	3914 БУ	2759 БУ	2759 БУ	2648 БУ	2648 БУ	–	–	–
V_{CO_3}	кг/ч	7522	7866	7522	7843	–	–	–	–	–	–	–	–
δ_{CO_1}	мм	0,12	0,12	0,12	0,12	0,08 ГСШ	0,06 ГСШ	0,06 ГСШ	0,07 ГСШ	0,07 ГСШ	$\frac{0,1}{0,06}$	$\frac{0,1}{0,06}$	$\frac{0,1}{0,04}$
δ_{CO_2}	мм	0,1	0,1	0,1	0,1	0,15 БУ	0,15 БУ	0,15 БУ	0,16 БУ	0,16 БУ	–	–	–
δ_{CO_3}	мм	0,08	0,08	0,08	0,08	–	–	–	–	–	–	–	–
t_{C1}	°С	30	30	30	30	30	30	30	30	30	$\frac{30}{130}$	$\frac{30}{200}$	$\frac{30}{200}$
t_{CO_2}	°С	30	30	30	30	30	30	30	30	30	–	–	–
t_{CO_3}	°С	30	30	30	30	–	–	–	–	–	–	–	–
t_g	°С	900	900	900	900	900	350	350	350	500	500	500	500
$B_{O_2 0}$	кг/ч	7500	7500	7500	7500	7500	5000	3900	3900	3820	$\frac{3000}{0}$	$\frac{3000}{0}$	$\frac{3000}{0}$
$B_{CO_2 0}$	кг/ч	0	0	0	0	0	867,6	867,6	828	828	$\frac{105}{340}$	$\frac{0}{399}$	$\frac{0}{65,3}$
$B_{H_2 0}$	кг/ч	0	0	0	0	0	206,7	206,7	195,6	195,6	$\frac{64}{61}$	$\frac{0}{71}$	$\frac{0}{30}$
$B_{CO 0}$	кг/ч	0	0	0	0	0	1663	1663	1582	1581	$\frac{319}{589}$	$\frac{0}{692}$	$\frac{0}{158}$

Величини	Размерность	Номера вариантов											
		I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	IX	X	XI	XII
$B_{CH_4,0}$	кг/ч	0	0	0	0	0	1033	1033	979	979	$\frac{265}{331}$	$\frac{0}{388}$	$\frac{0}{180}$
$B_{N_2,0}$	кг/ч	100	100	100	100	100	100	100	100	100	$\frac{100}{31,5}$	$\frac{100}{37}$	$\frac{100}{25}$
$B_{H_2O,0}$	кг/ч	4000	4000	4000	4000	4000	3000	4600	6910	7900	$\frac{2006}{70}$	$\frac{2200}{82}$	$\frac{2200}{13,5}$
$B_{H_2S,0}$	кг/ч	0	0	0	0	0	377	377	358,6	358,6	$\frac{68}{136}$	$\frac{0}{160}$	$\frac{0}{32,65}$
$t_{кр}$	°C	$\frac{1350}{800}$	$\frac{1350}{800}$	$\frac{1350}{800}$	$\frac{1350}{800}$	$\frac{1350}{800}$	$\frac{850}{800}$	$\frac{850}{800}$	$\frac{850}{800}$	$\frac{850}{800}$	$\frac{1350}{800}$	$\frac{1350}{800}$	$\frac{1350}{800}$
f_r	м ²	0,49	0,49	0,49	0,49	0,49	0,487	0,487	0,487	0,487	$\frac{0,322}{0,35}$	$\frac{0,322}{0,35}$	$\frac{0,322}{0,35}$
H_r	м	6,8	6,8	6,8	6,8	6,8	6,8	6,8	6,8	6,8	$\frac{1,1}{5,9}$	$\frac{1,1}{5,9}$	$\frac{1,1}{5,9}$

Примечание. В числителе приведены параметры нижней зоны реактора, в знаменателе – верхней. В вариантах VI-XII начальные условия для компонентов газовой смеси формируются с учетом состава летучих веществ ГСШ (или БУ) [1, 2].

Расчетный материал проиллюстрирован на рис. 2-10, где представлены профили наиболее важных параметров рабочего процесса в газогенераторе. На рис. 2 показано распределение температур полидисперсного ансамбля коксозольных частиц ГСШ и газовой фазы по высоте реактора для варианта IV (кривые 4-8). На разгонном участке $0 < z < 0,1$ м, где тепловыделение экзотермических гетерогенных и гомогенных реакций

превалирует над лучистым теплообменом между газозвесью и экранами топки, происходит быстрый рост кривых $t_g(z)$, $t_{ash}(z)$ и $t_{Cj}(z)$, в результате чего зависимость $R_{O_2}(z) \rightarrow 0$ (рис. 3в). При этом максимальное значение температуры частиц кокса $t_{C3,max}$ оказывается ниже величин $t_{ash,max}$ и $t_{g,max}$ на 243°C и 270°C соответственно, что обусловлено эндотермическими реакциями, протекающими на поверхности частиц углерода.

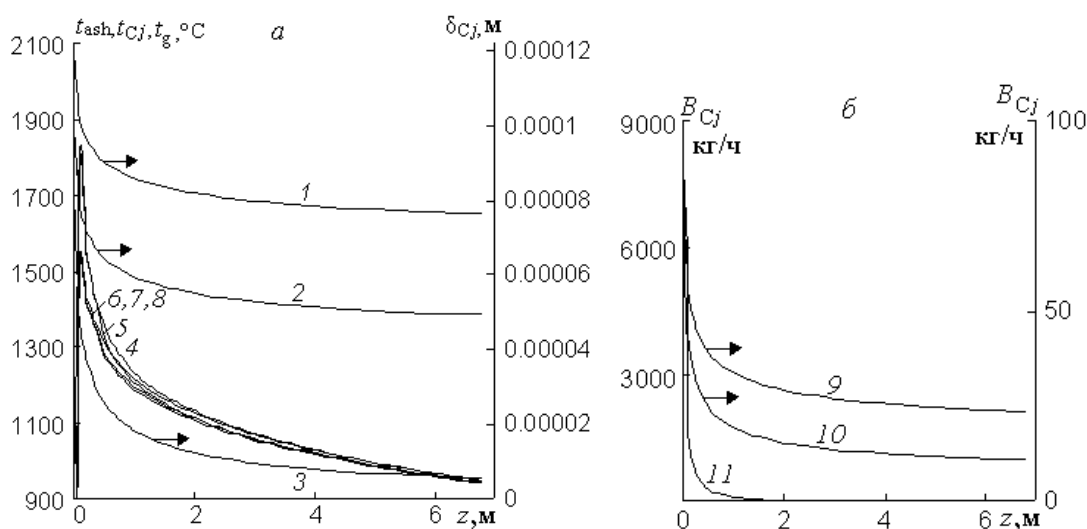


Рис. 2. Распределение температур газа и золы, коксовых частиц ГСШ и их диаметров (а) и расходов углерода (б) по высоте газификатора для варианта IV: 1 – δ_{C1} ; 2 – δ_{C2} ; 3 – δ_{C3} ; 4 – t_g ; 5 – t_{ash} ; 6 – t_{C1} ; 7 – t_{C2} ; 8 – t_{C3} ; 9 – B_{C1} ; 10 – B_{C2} ; 11 – B_{C3} .

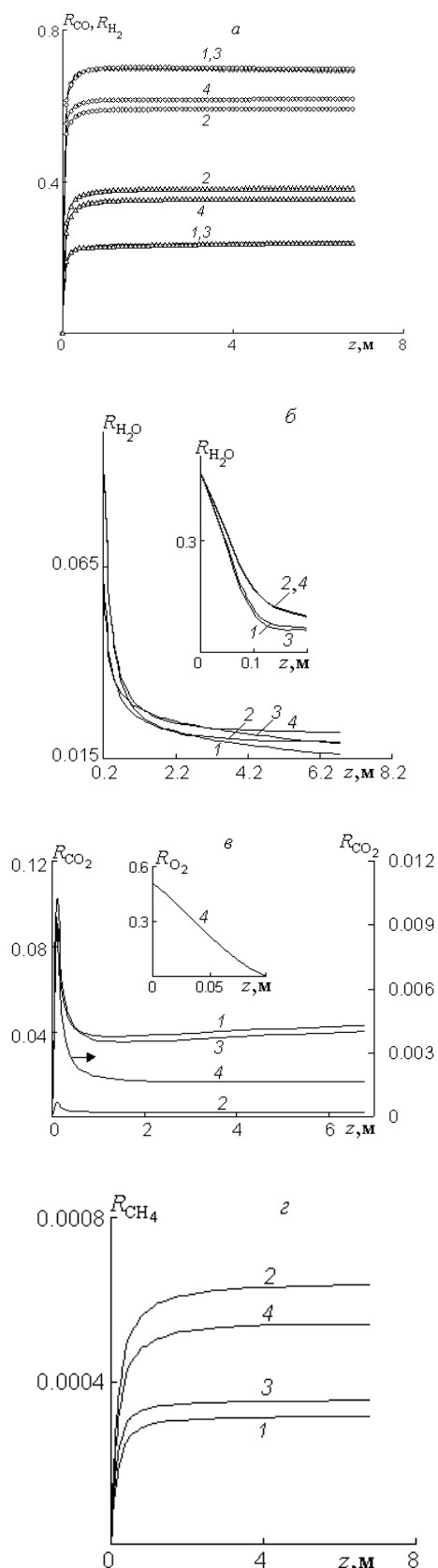


Рис. 3. Распределение объемных долей окиси углерода и водорода (а), водяного пара (б), углекислого газа и окислителя (в), метана (г) по высоте реактора-газификатора: 1 – вариант I; 2 – вариант II; 3 – вариант III; 4 – вариант IV; \diamond – CO; Δ – H₂.

Высокий уровень температур t_g и t_c способствует существенному повышению скоростей гомогенных и гетерогенных химических реакций, что приводит к резкому возрастанию функций $R_{CO_2}(z)$, $R_{H_2}(z)$, $R_{CO}(z)$ и $R_{CH_4}(z)$ и значительному уменьшению объемной доли водяного пара в газовой смеси (рис. 3, а-г, кривые 4). Кроме того, в рассматриваемом диапазоне наблюдается высокая степень конверсии углерода, которая возрастает с уменьшением диаметра коксовых частиц (рис. 2, ср. кривые 1 и 3, 9 и 11).

Быстрое убывание зависимостей $t_g(z)$, $t_{ash}(z)$ и $t_c(z)$ в бескислородной зоне $0,1 \text{ м} < z < 6,8 \text{ м}$ связано, прежде всего, с протеканием эндотермических реакций $C + CO_2 = 2CO$, $C + H_2O = CO + H_2$ и радиационным теплообменом между газодисперсным потоком и настенными поверхностями реактора.

При такой организации процесса термохимической переработки ГСШ на выходе из газификатора получается синтетический газ следующего состава: CO=61,8%, CO₂=1,65%, H₂=35,4%, H₂O=2,2%, CH₄=0,054%. Численные исследования показывают, что при одностадийном процессе парокислородной газификации объемная доля метана в газовой смеси незначительна и составляет менее 0,1% (рис. 3г).

Из рис. 3а следует, что отношение $R_{CO,e} / R_{H_2,e}$ изменяется в зависимости от варианта расчета ($R_{CO,eI} / R_{H_2,eI} = 2,87$ и $R_{CO,eIV} / R_{H_2,eIV} = 1,75$), хотя начальные условия для вариантов I-IV мало отличаются друг от друга (таблица 3). Такое расхождение численных результатов в первую очередь связано с использованием различных эмпирических зависимостей для расчета скорости реакции водяного сдвига, одна из которых присутствует в уравнениях (2), (3), (5), (6) и (11) [3] (вариант I). Приведем выражения для остальных вариантов.

Вариант II:

$$r_{II} = k_{CO+H_2O} C_{H_2O} C_{CO} - k_{CO_2+H_2} C_{CO_2} C_{H_2} \quad [4]; \quad (14)$$

вариант III:

$$r_{III} = 0,5754 \cdot 10^5 \left[\frac{P_{CO}}{P_g} - \frac{P_{CO_2} P_{H_2}}{P_{H_2O} P_g K_{eq, CO+H_2OIII}} \right] \times \exp \left(-\frac{27760}{1,987(t_g + 273)} \right) \frac{P_g^{0,5 - P_g / (250 \cdot 10^5)}}{10^5} \times \exp \left(-8,91 + \frac{5553}{(t_g + 273)} \right) \beta_{ash, eq} \rho_{ash, eq} \quad [5];$$

вариант IV:

$$r_{IV} = k_{CO+H_2O} \left[C_{H_2O} C_{CO} - \frac{C_{CO_2} C_{H_2}}{0,0265} \right] \quad [6]. \quad (16)$$

Сопоставление результатов расчетов вариантов I-IV с данными, представленными в работах [5, 7] показывает, что наиболее близкие расчетные значения объемных долей компонентов газовой смеси получаются при использовании выражения (14).

Рис. 4 иллюстрирует распределение удельных радиационных потоков газа $Q_{rad, g}$, коксовых $Q_{rad, c\Sigma}$ и золовых $Q_{rad, ash}$ частиц ГСШ на стенку реактора для варианта IV. В ошипованной зоне $0,1 \text{ м} < z < 0,5 \text{ м}$, предназначенной для жидкого шлакоудаления ($t_{exp} = 1350^\circ\text{C}$), происходит резкое уменьшение удельных тепловых потоков за счет падения температур фаз (рис. 2а, кривые 4-8). Скачок функций $Q_{rad, c\Sigma}(z)$, $Q_{rad, ash}(z)$ и $Q_{rad, g}(z)$ на входе в верхнюю нефутерованную зону реактора $0,5 \text{ м} < z < 6,8 \text{ м}$ можно объяснить уменьшением температуры загрязненной поверхности экранов с 1350°C до 800°C (таблица 3). Дальнейшее убывание зависимостей $Q_{rad, c\Sigma}(z)$, $Q_{rad, ash}(z)$ и $Q_{rad, g}(z)$ обусловлено эндотермическими гетерогенными реакциями и теплообменом между газозвесью и экранами газогенератора.

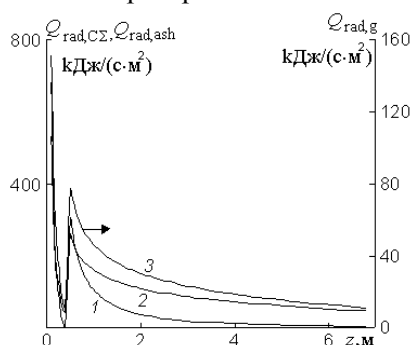


Рис. 4. Распределение удельных радиационных потоков излучения газа, частиц кокса и золы ГСШ на экранные поверхности по высоте реактора-газификатора для варианта IV: 1 – кокс; 2 – зола; 3 – газ.

Перейдем к технологии термохимической переработки бинарной смеси (ГСШ и БУ) в вертикальном поточном реакторе. Рассмотрим одностадийную схему газификации, когда парокислородная 2 и угольная 1 смеси подаются в нижнюю зону реактора 5 (рис. 1а). Для организации указанного процесса необходимо, прежде всего, выбрать соотношение расходов ГСШ и БУ и подобрать оптимальные диаметры частиц $\delta_{CO, ГСШ}$ и $\delta_{CO, БУ}$, при которых механический недожог бинарной смеси был бы минимальным. Численные исследования рабочего процесса для варианта V показывают, что при отношении $B_{CO, БУ} / (B_{CO, БУ} + B_{CO, ГСШ}) = 0,51$ (таблица 3) оптимальными являются размеры частиц кокса $\delta_{CO, БУ} = 0,15 \text{ мм}$ и $\delta_{CO, ГСШ} = 0,08 \text{ мм}$, которые обеспечивают минимальный мехнедожог ГСШ и БУ, о чем свидетельствует рис. 5 (кривые 4-7).

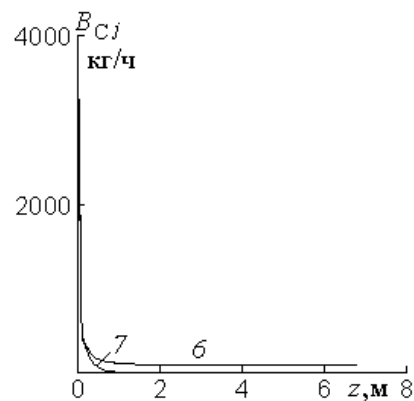
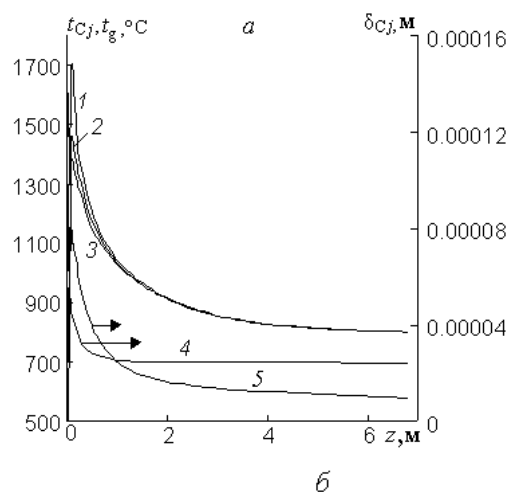


Рис. 5. Распределение температур газа, частиц кокса ГСШ и БУ, их диаметров (а) и расходов (б) по высоте реактора-газификатора для варианта V: 1 – t_g ; 2 – $t_{c, ГСШ}$; 3 – $t_{c, БУ}$; 4 – $\delta_{c, ГСШ}$; 5 – $\delta_{c, БУ}$; 6 – $B_{c, ГСШ}$; 7 – $B_{c, БУ}$.

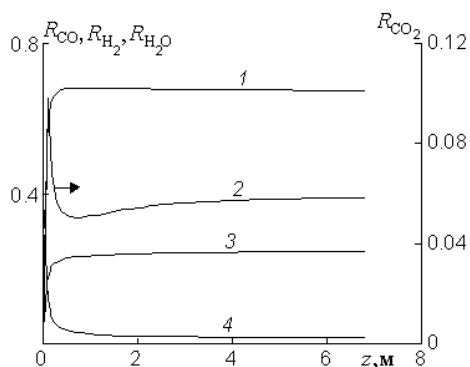


Рис. 6. Распределение объемных долей компонентов газовой смеси по высоте реактора-газификатора при совместном сжигании и газификации пылевидных фракций ГСШ и БУ для варианта V:

1 – CO; 2 – CO₂; 3 – H₂; 4 – H₂O.

Из рис. 5 следует, что степень конверсии крупных частиц кокса БУ $\delta_{CO,БУ} = 0,15$ мм оказывается выше, чем мелких – $\delta_{CO,ГСШ} = 0,08$ мм

$$(\varphi_{БУ} = \frac{B_{CO,БУ} - B_{Ce,БУ}}{B_{CO,БУ}} = 0,99, \varphi_{ГСШ} = 0,97) \text{ за счет}$$

более низких значений энергий активации для БУ по сравнению с ГСШ (таблица 2). При такой организации рабочего процесса на выходе из газогенератора получается синтетический газ (CO=67,5%, CO₂=5,8%, H₂=24,6%, H₂O=1,62%), несколько отличающийся по составу от генераторного газа, полученного в варианте I ($R_{CO,eI} / R_{CO,eV} = 1,03$, $R_{H_2,eI} / R_{H_2,eV} = 0,98$ и $R_{CO_2,eI} / R_{CO_2,eV} = 0,74$; ср. рис. 3, кривые 1 и рис. 6), хотя в обоих вариантах использовались одни и те же эмпирические зависимости для расчета скорости реакции водяного сдвига [3].

На рис. 7 изображены результаты расчетов термохимической переработки бинарной смеси (ГСШ и БУ) с использованием одноступенчатой схемы газификации с учетом влияния летучих веществ на рабочий процесс при различных значениях отношения $\xi = \frac{B_{H_2O}}{B_{H_2O} + B_{O_2}}$ для вариантов VI-IX (таблица 3). Видно, что с увеличением величины ξ от 0,375 (вариант VI) до 0,64 (вариант VIII) происходит уменьшение отношения $R_{CO,e} / R_{H_2,e}$ от 1,27 до 0,77 (рис. 7, кривые 1, 5-7). При этом объемная доля CO₂ в синтетическом

газе возрастает с 5,8 до 14,3%, а содержание H₂O – с 3,95 до 15% (рис. 7, ср. кривые 8 и 13, 9 и 12). Таким образом, повышение содержания H₂O в парокислородной смеси уменьшает теплотворную способность генераторного газа из-за увеличения в нем доли балласта H₂O и CO₂.

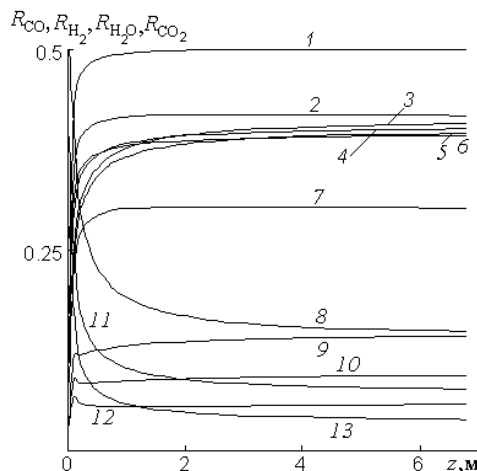


Рис. 7. Распределение объемных долей компонентов газовой смеси по высоте реактора-газификатора при совместной газификации пылевидных фракций ГСШ и БУ для вариантов VI-IX: 1 – CO_{VI}; 2 – CO_{VII}; 3 – H_{2,IX}; 4 – H_{2,VII}; 5 – H_{2,VIII}; 6 – H_{2,VI}; 7 – CO_{VIII}; 8 – H_{2O,VIII}; 9 – CO_{2,VIII}; 10 – CO_{2,VII}; 11 – H_{2O,VII}; 12 – CO_{2,VI}; 13 – H_{2O,VI}.

На рис. 8 приведены численные результаты двухстадийного процесса парокислородной газификации бинарной смеси ГСШ ($A^d=25\%$) и БУ ($A^d=15\%$) для варианта X. В нижней ошипованной зоне реактора 5 (рис. 16) происходит термохимическая переработка ГСШ ($\xi_X=0,4$; таблица 3), результатом которой является генераторный газ (CO=43%, CO₂=1,9%, H₂=20%, H₂O=33,9%), обладающий высокой тепловой энергией ($t_g=1661^\circ\text{C}$; рис. 8а). Благодаря этой энергии в верхней зоне реактора 7 (рис. 16) происходит газификация БУ. Так как этот процесс протекает в бескислородной зоне, содержание метана в синтетическом газе (CO=51,6%, CO₂=1,8%, H₂=36%, H₂O=5,9%, CH₄=3,6%) за счет выхода летучих из БУ оказывается значительно выше, чем при одностадийной схеме термохимической переработки бинарной смеси ($R_{CH_4,e} < 0,1\%$; ср. рис. 3г и рис. 8б, кривая 8).

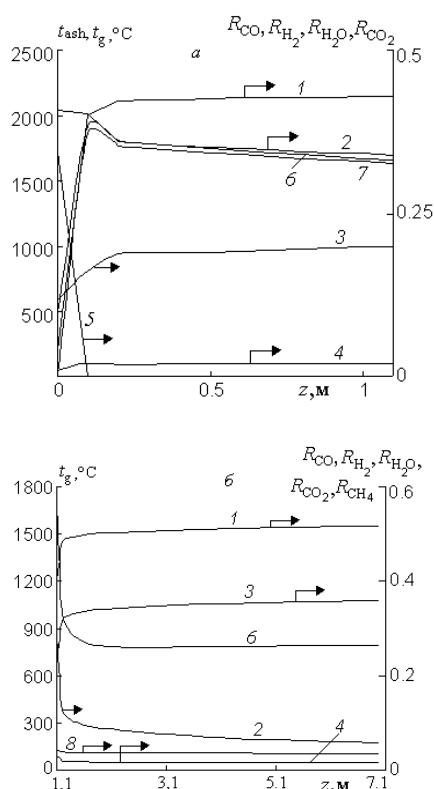


Рис. 8. Распределение температур газа и золы, объемных долей компонентов несущей среды по высоте реактора при двухстадийной схеме термохимической переработки ГСШ и БУ для варианта X: 1 – CO; 2 – H₂O; 3 – H₂; 4 – CO₂; 5 – O₂; 6 – t_g; 7 – t_{ash}; 8 – CH₄; а – нижняя оштробенная зона реактора, где происходит горение и газификация ГСШ; б – верхняя зона газогенератора, предназначенная для газификации БУ.

Недостатком организации рассматриваемого процесса является сжигание пиролизных газов угля марки ГСШ ($A^{daf}=37,44\%$) в обогащенной окислителем нижней зоне газогенератора. Чтобы не расходовать летучие вещества на горение, в оштробенную зону 5 (рис. 1б) следует подавать уголь с малым выходом пиролизных газов, например АШ (рис. 9а). В этом случае на выходе из торкретированной зоны 5 получается синтетический газ ($CO=43\%$, $CO_2=3\%$, $H_2=12,5\%$, $H_2O=41\%$), температура которого оказывается на 197°C выше, чем в варианте X (ср. рис. 8а и рис. 9а, кривые 6). Такое приращение температуры на входе в верхнюю зону топki несколько улучшает качество генераторного газа ($R_{CO,eX1}/R_{CO,eX}=1,05$, $R_{H_2,eX1}/R_{H_2,eX}=0,93$, $R_{CO_2,eX1}/R_{CO_2,eX}=0,79$, $R_{H_2O,eX1}/R_{H_2O,eX}=0,92$ и $R_{CH_4,eX1}/R_{CH_4,eX}=1,2$; ср. рис. 8б и рис. 9б, кривые 1-4, 8) и увеличивает количество прореагировавшего БУ ($B_{CO,ГСШ}/B_{CO,БУ}=1,28$ и $B_{CO,АШ}/B_{CO,БУ}=1,22$; таблица 3).

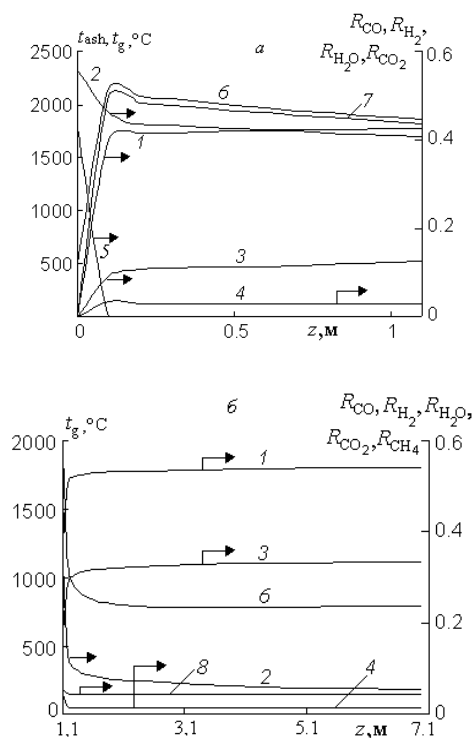


Рис. 9. Распределение температур газа и золы, объемных долей компонентов несущей среды по высоте реактора при двухстадийной схеме термохимической переработки АШ и БУ для варианта XI: 1 – CO; 2 – H₂O; 3 – H₂; 4 – CO₂; 5 – O₂; 6 – t_g; 7 – t_{ash}; 8 – CH₄; а – нижняя оштробенная зона реактора, где происходит горение и газификация АШ; б – верхняя зона газогенератора, предназначенная для газификации БУ.

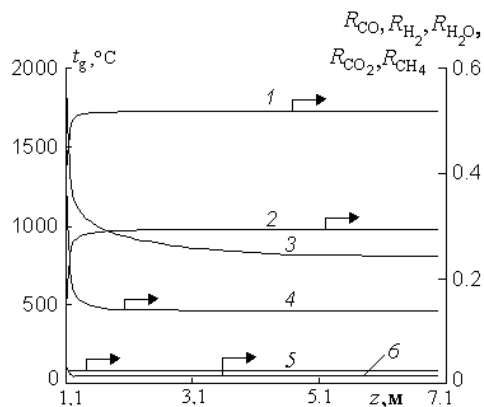


Рис. 10. Распределение температуры и объемных долей компонентов газа по высоте зоны газификации для варианта XII: 1 – CO; 2 – H₂; 3 – t_g; 4 – H₂O; 5 – CH₄; 6 – CO₂ (в нижней торкретированной зоне реактора происходит термохимическая переработка АШ (рис. 9а), в верхней – ГСШ).

При этом степень конверсии углерода в варианте XI ($\varphi_{БУ,XI}=0,99$) оказывается несколько больше, чем в X ($\varphi_{БУ,X}=0,986$). Для достижения высоких значений φ в обоих вариантах используется мелкодисперсная угольная пыль БУ $\delta_{CO}=0,06$ мм. Чтобы получить такую фракцию, необходимо применять

струйные мельницы, поскольку использование традиционных (молотковых, среднеходных и т.д.) малоэффективно.

Если в варианте XI вместо БУ использовать ГСШ ($A^d=15\%$), то калорийность и качество генераторного газа и количество прогазифицированного углерода ГСШ падают (ср. рис. 9б и рис. 10; $B_{CO,ASH}/B_{CO,ГСШ}=1,84$; таблица 3).

Выводы. 1. Предложенная модель позволяет получить детальную информацию о геометрических, аэродинамических, тепловых и физико-химических параметрах парокислородной газификации мелкодисперсной угольной пыли, что может быть полезно при конструировании вертикальных поточных газогенераторов на стадиях технического и рабочего проектирования.

2. Численно исследованы два способа процесса парокислородной газификации (одно- и двухстадийный) следующих бинарных смесей: БУ и ГСШ, АШ и БУ (или ГСШ).

3. Изучено влияние размера углеродных частиц двухкомпонентной смеси и соотношения их расходов на основные параметры рабочего процесса в газификаторе. В частности, найдены оптимальные диаметры частиц кокса (БУ и ГСШ), обеспечивающие минимальный мехнедожог при различных значениях $B_{CO,БУ}/(B_{CO,БУ}+B_{CO,ГСШ})$.

4. Анализ численных результатов показывает, что при одноступенчатой схеме газификации отклонение от оптимальных размеров частиц углерода ГСШ или БУ в ту или иную сторону приводит к росту мехнедожога, что создает значительные трудности в организации, регулировании и управлении рассматриваемым процессом в отличие от двухступенчатой схемы термохимической переработки твердых топлив.

5. Содержание метана в синтетическом газе при использовании двухступенчатой схемы парокислородной газификации (4,3%) оказывается гораздо выше, чем при одноступенчатой (0,06%).

6. При двухстадийном процессе термохимии-

ческой переработки бинарных смесей для исключения выгорания пиролизных газов, которые являются исходным материалом для производства генераторного газа, в нижнюю ошипованную зону реактора, обогащенную окислителем, следует подавать угольную пыль с малым содержанием летучих веществ (например, АШ).

7. Повышение содержания H_2O в парокислородной смеси способствует уменьшению теплотворной способности генераторного газа из-за увеличения в нем доли балласта H_2O и CO_2 .

8. При газификации полидисперсного ансамбля коксозольной примеси степень конверсии углерода ϕ обратно пропорциональна диаметру δ_{CO} .

9. Для достижения высоких значений ϕ в зоне газификации необходимо использовать мелкодисперсную угольную пыль размером $\sim 0,06$ мм. Чтобы получить такую дисперсность, целесообразно применять струйные мельницы, поскольку использование традиционных (молотковых, среднеходных и т.д.) малоэффективно.

1. Chernyavskiy N. The main natural laws of high-rate coal pyrolysis // *Thermal Science*. – 2003. – Vol. 7. – № 2. – P. 77–87.

2. Чернявский Н.В. Механизм торможения газовой выделенной при термоконтатном пиролизе угля // *Промышленная теплотехника*. – 2000. – № 1. – С. 41–48.

3. Gómes-Barea A., Leckner B. Modelling of biomass gasification in fluidized bed // *Progress in Energy and Combustion Science*. – 2010. – Vol. 36. – P. 449–509.

4. Weimer A.W., Clough D.E. Modelling a low pressure steam-oxygen fluidized bed coal gasifying reactor // *J. AIChE*. – 1981. – Vol. 36. – P. 549–567.

5. Wen C.Y., Chaung T.Z. Entrainment Coal Gasification Modeling // *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* – 1979. – Vol. 18. – № 4. – P. 684–695.

6. Zhong L. D., Mei W. H., Hong Z. Kinetic model establishment and verification of the biomass gasification on fluidized bed // *Proceedings of the Eighth International Conference on Machine Learning and Cybernetics*. Baoding, 12-15 July 2009. – P. 2112–2117.

7. Govind R., Shah J. Modelling and Simulation of An Entrained Flow Coal Gasifier // *J. AIChE*. – 1984. – Vol. 30. – № 1. – P. 79–92.