

Topal A.I.

¹ *Coal Energy Technology Institute, Kiev*

The Experimental Studies of Thermal Conversion Generalized Results of Various Origin Fuels

The experimental studies results of special features of different fuel origin combustion determination: from high reactive ones based on sunflower husk to low reactive ones based on thermally treated delayed coke and the fuels with not yet realized application potential are presented. The basic laws determination of the fuels thermal conversion and also traditional coal is carried out during tests of kinetics and dynamics of samples combustion in air oxygen in wide range of temperatures (400–1000 °C), pressures (0,1–1,2 MPa), particle sizes (0,1–1,6 mm).

Key words: coal, sunflower husk, coke, combustion, conversion degree, activation energy.

Received June 12, 2012

УДК 532.529:517.4

Рохман Б.Б.¹, Матвейчук А.С.²

¹ *Институт угольных энерготехнологий НАН Украины, Киев*

² *Институт возобновляемой энергетики НАН Украины, Киев*

Моделирование и численное исследование процессов термохимической переработки биомассы и углей в топочных устройствах. 2. Зона пневмотранспорта

Построена математическая модель аэродинамики и физико-химических процессов, с помощью которой численно исследовано два способа термохимической переработки бинарных смесей: комбинированное сжигание бурого угля и соломы в реакторах с неподвижным слоем; совместное сжигание угля и биомассы в камерных топках в режиме пневмотранспорта. Определены оптимальные диаметры частиц угля, обеспечивающие минимальный механический недожог, при разных соотношениях расходов компонентов бинарной смеси. Показана возможность организации процесса сжигания антрацитового штыба и соломы в камерных топках с сухим шлакоудалением, что способствует снижению вредных выбросов азота и серы в окружающую среду.

Ключевые слова: горение, газ, топка, надслоевое пространство, биомасса, уголь.

Побудовано математичну модель аеродинаміки та фізико-хімічних процесів, за допомогою якої чисельно досліджено два способи термохімічної переробки бінарних сумішей: комбіноване спалювання бурого вугілля та соломи у реакторах з нерухомим шаром; спільне спалювання вугілля та біомаси у камерних топках у режимі пневмотранспорту. Визначено оптимальні діаметри частинок вугілля, що забезпечують мінімальний механічний недопал, при різних співвідношеннях витрат компонентів бінарної суміші. Показано можливість організації процесу спалювання антрацитового штибу та соломи у камерних топках із сухим шлаковидаленням, що сприяє зниженню шкідливих викидів азоту та сірки у навколишнє середовище.

Ключові слова: горіння, газ, топка, надшаровий простір, біомаса, вугілля.

В работе [1] описана технология сжигания твердого топлива, которая включает в себя неподвижный слой (НС), расположенный в нижней части топки, и надслоевое пространство (НП), где происходит дожигание мелкодисперсных фракций в режиме пневмотранспорта. Такая технология может быть использована не только для термохимической переработки одного вида топлива, например, лузги, при которой 90 % исходного топлива сжигается и газифицируется в НС и 10 % выгорает в НП, но и для комбинированного сжигания бинарных смесей, например, бурого угля (БУ) и соломы. При такой организации процесса 80 % БУ подвергается термической переработке в НС и 20 % соломы сгорает в НП. В [1] построена инженерная методика расчета и проведены численные исследования основных параметров процессов горения и газификации лузги и БУ в кислородной и окислительной зонах НС при организации противоточной схемы слоевого процесса.

Целесообразно рассмотреть еще один способ термохимической переработки бинарных смесей — совместное сжигание пылевидных фракций угля и биомассы, при котором мелкодисперсные частицы БУ (или АШ) после системы пылеприготовления и солома подаются в камерную топку, где сгорают в режиме пневмотранспорта. Для конструирования подобных устройств необходимо решить проблему, связанную с математическим описанием рабочего процесса в НП реактора с НС и в камерных топках.

Цель настоящей работы — построение математической модели восходящего движения, теплообмена и горения полидисперсного ансамбля частиц угля и биомассы в зоне пневмотранспорта (ЗП) с учетом лучистого и конвективного теплообмена между газом и частицами, газодисперсным потоком и стенкой реактора, гетерогенных и гомогенных реакций, силы межфазного взаимодействия.

Предлагаемая методика расчета базируется на следующих основных предпосылках: 1) процесс стационарный; 2) стехиометрическая схема реакций включает в себя три гетерогенные реакции ($C + O_2 = CO_2$, $2C + O_2 = 2CO$, $C + CO_2 = 2CO$) и две гомогенные ($2CO + O_2 = 2CO_2$ и $CH_4 + 2O_2 = CO_2 + 2H_2O$); 3) выход летучих веществ (CO , CH_4 , CO_2 и т. д.), а также испарение влаги исходного топлива происходят мгновенно на входе в ЗП; 4) газовая смесь в ЗП состоит из кислорода, азота, диоксида и оксида углерода, метана, водяного пара и диоксида серы; 5) дисперсная фаза в ЗП

включает в себя M_C фракций коксовых и M_{ash} фракций зольных частиц сферической формы; 6) гетерогенное горение протекает на поверхности коксовых частиц, вследствие чего их размер уменьшается.

Основные уравнения

Система уравнений, описывающая аэродинамику, теплообмен и химическое реагирование газодисперсного потока в ЗП, может быть представлена в следующем виде.

Уравнения неразрывности для компонентов газа и частиц кокса фракции j :

$$\frac{d(u_g C_{O_2})}{dz} = -6 \sum_{j=1}^{M_C} \alpha_{D,\gamma,j} (C_{O_2} - C_{O_{2j}}^w) \frac{\beta_j K_j}{\delta_{C,j}} - k_{CO+O_2} C_{O_2} C_{CO} - 2k_{CH_4+O_2} C_{O_2} C_{CH_4}; \quad (1)$$

$$\frac{d(u_g C_{CO_2})}{dz} = 6 \sum_{j=1}^{M_C} \alpha_{D,z,j} (C_{CO_2}^w - C_{CO_2}) \frac{\beta_j K_j}{\delta_{C,j}} + 2k_{CO+O_2} C_{O_2} C_{CO} + k_{CH_4+O_2} C_{O_2} C_{CH_4}; \quad (2)$$

$$\frac{d(u_g C_{CO})}{dz} = 6 \sum_{j=1}^{M_C} \alpha_{D,\theta,j} (C_{CO_j}^w - C_{CO}) \frac{\beta_j K_j}{\delta_{C,j}} - 2k_{CO+O_2} C_{O_2} C_{CO}; \quad (3)$$

$$\frac{d(u_g C_{CH_4})}{dz} = -k_{CH_4+O_2} C_{O_2} C_{CH_4}; \quad (4)$$

$$\frac{d(u_g C_{H_2O})}{dz} = 2k_{CH_4+O_2} C_{O_2} C_{CH_4}; \quad (5)$$

$$\frac{d(\beta_j u_{p,j})}{dz} = -[\alpha_{D,\theta,j} (C_{CO_j}^w - C_{CO}) + \alpha_{D,z,j} (C_{CO_2}^w - C_{CO_2})] \frac{6\mu_c \beta_j K_j}{\delta_{C,j} \rho_{C,j}}, \quad (6)$$

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

$$C_{O_{2j}}^w = \frac{\alpha_{D,\gamma,j} C_{O_2}}{\alpha_{D,\gamma,j} + k_{C+O_{2j}} + k_{C+0,5O_{2j}}};$$

$$C_{CO_{2j}}^w = \frac{\alpha_{D,z,j} C_{CO_2} + k_{C+O_{2j}} C_{O_{2j}}^w}{\alpha_{D,z,j} + k_{C+CO_{2j}}};$$

$$C_{CO_j}^w = \frac{\alpha_{D,\theta,j} C_{CO} + 2(k_{C+0,5O_{2j}} C_{O_{2j}}^w + k_{C+CO_{2j}} C_{CO_{2j}}^w)}{\alpha_{D,\theta,j}}; \quad (7)$$

$$\alpha_{D,\gamma,j} = \frac{D_{O_2 \rightarrow \text{см}} Nu_{D,j}}{\delta_{C,j}}; \quad \alpha_{D,z,j} = \frac{D_{CO_2 \rightarrow \text{см}} Nu_{D,j}}{\delta_{C,j}};$$

$$\alpha_{D,\theta,j} = \frac{D_{CO \rightarrow \text{см}} Nu_{D,j}}{\delta_{C,j}}.$$

Уравнение переноса импульса частиц фракции i :

$$d(\beta_i u_{p,i}^2)/dz = F_{a,i}/\rho_{p,i} - g \beta_i. \quad (8)$$

Уравнение сохранения количества движения газовой фазы:

$$d(\rho_g u_g^2)/dz = -dP/dz - g\rho_g - \sum_{i=1}^{M_C+M_{ash}} F_{a,i}. \quad (9)$$

Уравнение сохранения энергии несущей среды записывается с учетом тепла, выделившегося в результате гомогенных реакций $2CO + O_2 = 2CO_2$ и $CH_4 + 2O_2 = CO_2 + 2H_2O$:

$$\frac{d(\rho_g u_g c_g t_g)}{dz} = 6 \sum_{i=1}^{M_C+M_{ash}} \alpha_{conv,i} (t_{p,i} - t_g) \frac{\beta_i K_i}{\delta_{c,i}} - Q_{g \rightarrow \text{экp}} + \sum_{i=1}^{M_C+M_{ash}} Q_{i \rightarrow g} + k_{CO+O_2} C_{CO} C_{O_2} Q_{CO+O_2} + k_{CH_4+O_2} C_{CH_4} C_{O_2} Q_{CH_4+O_2}, \quad (10)$$

а уравнение теплового баланса частиц кокса фракции j — с учетом эндотермических и экзотермических гетерогенных реакций:

$$d(\beta_j u_{p,j} c_{p,j} t_{p,j})/dz = [(k_{C+O_2} Q_{C+O_2} + k_{C+0,5O_2} Q_{C+0,5O_2}) \times C_{O_2}^w - k_{C+CO_2} C_{CO_2}^w Q_{C+CO_2} - \alpha_{conv,j} (t_{p,j} - t_g)] \times 6 \beta_j K_j / (\delta_{c,j} \rho_{c,j}) - Q_{j \rightarrow \text{экp}} / \rho_{c,j} - Q_{j \rightarrow g} / \rho_{c,j}. \quad (11)$$

Уравнение теплового баланса зольных частиц фракции s :

$$d(\beta_s u_{p,s} c_{p,s} t_{p,s})/dz = -\alpha_{conv,s} (t_{p,s} - t_g) \times 6 \beta_s K_s / (\delta_s \rho_{ash,s}) - Q_{s \rightarrow \text{экp}} / \rho_{ash,s} - Q_{s \rightarrow g} / \rho_{ash,s}, \quad (12)$$

где лучистая энергия $Q_{i \rightarrow \text{экp}}$, фигурирующая в уравнениях (11) и (12), определяется по следующей формуле

$$Q_{i \rightarrow \text{экp}} = a_{\text{пр}} \sigma_0 [(t_{p,i} + 273)^4 - (t_{\text{экp}} + 273)^4] \cdot 6 \beta_i K_i / \delta_i. \quad (13)$$

а тепло, переданное излучением от газового потока к настенным экранам, определяется из выражения

$$Q_{g \rightarrow \text{экp}} = \alpha_{rad,g} (t_g - t_{\text{экp}}) \Pi_{3П} / f_{3П}. \quad (14)$$

Здесь коэффициент лучистого теплообмена между газовым потоком и экранами топki $\alpha_{rad,g}$ вычисляется по рекомендациям работы [2].

Радиационный теплообмен между частицами фракции i и газом, присутствующий в уравнениях (10)–(12), рассчитывается по формуле

$$Q_{i \rightarrow g} = a_{\text{пр},i \rightarrow g} \sigma_0 [a_{g1i} (t_{p,i} + 273)^4 -$$

$$- a_{g2} (t_g + 273)^4] \cdot 6 \beta_i K_i / \delta_i. \quad (15)$$

Уравнение (8) включает в себя силы тяжести и аэродинамического сопротивления. В уравнении движения газовой фазы (9) фигурируют градиент давления, силы тяжести и межфазного взаимодействия. Правая часть уравнения (10) учитывает конвективный и радиационный теплообмен между частицами и газом, лучистое тепло, переданное газовой фазой испарительным экранам ЗП и тепловыделение из-за гомогенных реакций. Слагаемые правой части уравнения (11) описывают конвективный теплообмен коксовых частиц с несущей средой, тепловыделение гетерогенных реакций, лучистый теплообмен частиц с настенными поверхностями ЗП и газом. Температура зольных фракций (см. (12)) определяется конвективным и радиационным теплообменом между золой и газовой смесью и лучистым теплообменом между дисперсной фазой и теплообменными поверхностями топki.

На основании систем уравнений (1)–(15) разработана программа для расчета аэродинамики, тепломассообмена и горения биомассы и угля в ЗП.

Некоторые численные результаты расчетов камерных топок и НП реакторов с НС

Обсудим результаты расчетов восьми вариантов горения полидисперсного ансамбля коксозольных частиц биомассы (лузга, солома), днепровского бурого угля и АШ в камерных топках и в НП реактора с неподвижным слоем. Исходные данные представлены в таблице, расчетный материал — на рис.1–9, где изображены профили наиболее важных параметров рабочего процесса. Рассмотрим вначале особенности процесса сжигания лузги в НП реактора с НС.

На рис.1 показано распределение температур газодисперсного потока по высоте НП для вариантов I–III. Видно, что на участке $0 < z < 0,6$ м (рис.1, б, в, кривые 4) можно выделить два характерных интервала, в первом ($0 < z < 0,4$ м) из которых температура дымовых газов незначительно повышается. Это связано с тем, что тепловыделение, обусловленное протеканием гомогенной реакции $2CO + O_2 = 2CO_2$ практически полностью расходуется на нагрев частиц кокса и золы (рис.1, б, в, кривые 1–3, 5) за счет межфазного теплообмена между дисперсной и газовой фазами (см. (10)). На разгонном участке $0,4 \text{ м} < z < 0,6 \text{ м}$ происходит быстрый рост кривой $t_g(z)$ из-за интенсивного выгорания

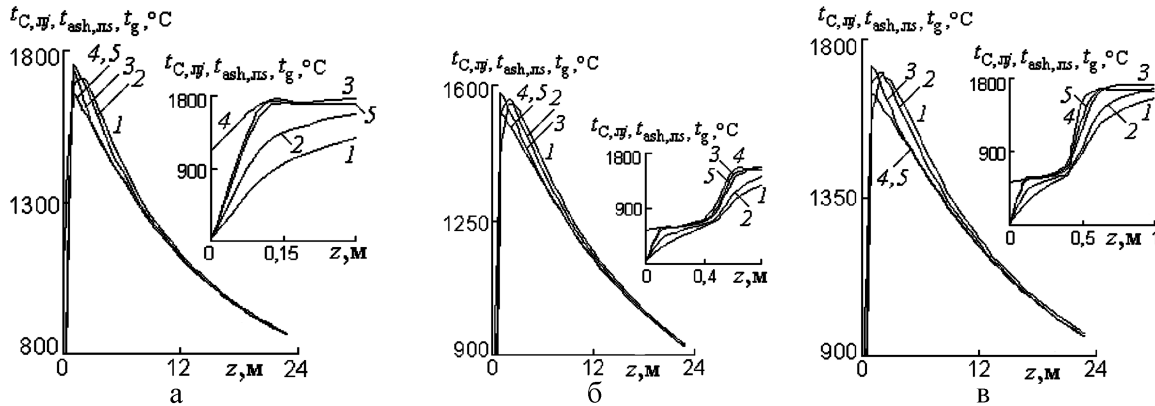


Рис.1. Распределение температур газа, коксовых и зольных частиц лузги по высоте НП для вариантов I (а), II (б) и III (в): 1 – $t_{C,л1}$; 2 – $t_{C,л2}$; 3 – $t_{C,л3}$; 4 – t_g ; 5 – $t_{ash,л}$.

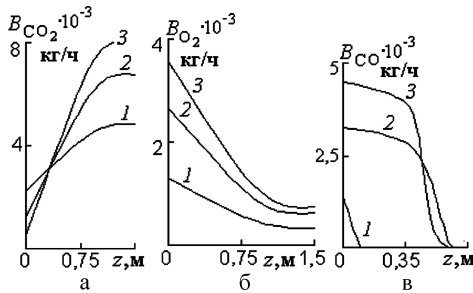


Рис.2. Распределение расходов углекислого газа (а), кислорода (б) и оксида углерода (в) по высоте НП: 1 – вариант I; 2 – вариант II; 3 – вариант III.

оксида углерода, в результате чего функция $B_{O_2}(z)$ резко убывает, а зависимость $B_{CO_2}(z)$ возрастает (рис.2, кривые 2, 3). С повышением температуры несущей среды $t_{г0}$ и уменьшением расхода B_{CO_0} горизонтальный интервал исчезает, а разгонный участок уменьшается до размера $0 < z < 0,1$ м (рис.1, а), что способствует более быстрому прогреву дисперсной фазы (кривые 1–3, 5) по сравнению с вариантами II и III.

Сопоставим степени конверсии мелких фракций кокса $\delta_{C,л03} = 0,2$ мм для вариантов I и III. Анализ численных результатов показывает, что степень выгорания углеродных частиц $\delta_{C,л03} = 0,2$ мм в варианте I $\phi_{3,I} = 64$ % в диапазоне $0,1 \text{ м} < z < 1$ м существенно выше, чем в III – $\phi_{3,III} = 33$ % ($0,6 \text{ м} < z < 1$ м). Это можно объяснить тем, что процесс горения мелких фракций протекает в переходной области реагирования, поэтому зависит от константы скорости реакции и коэффициента массообмена, которые в варианте I оказываются выше, чем в III из-за более высоких значений функции $t_{C,л}(z)$ (рис.1, а, в, ср. кривые 3) и более низких величин $\delta_{C,л}$ (рис.3, в, ср. кривые 1 и 3). Кроме того, время пребывания дисперсной фазы $\delta_{C,л03} = 0,2$ мм в

рассматриваемых интервалах в варианте I в 2,5 раза больше, чем в III.

На отметках реактора $z = 0,4$ м и $z = 0,9$ м кривые 3 (рис.1, а, в) достигают максимальных значений температур $t_{C,3,I} = 1754$ °C и $t_{C,3,III} = 1719$ °C из-за равенства тепловыделения за счет гетерогенных реакций $C + O_2 = CO_2$ и $2C + O_2 = 2CO$ и конвективного и радиационного теплообмена между дисперсной фазой и газом и настенными экранами топки (см. (11)). С повышением диаметра твердой фазы $\delta_{C,л01} = 0,7$ мм степень конверсии углерода в указанных диапазонах падает ($\phi_{1,I} = 13$ %, $\phi_{1,III} = 6,6$ %), поэтому рост кривых 1 (рис.1, а, в) обеспечивается преимущественно за счет межфазного теплообмена.

На участке $1 \text{ м} < z < 23$ м, где температуры дисперсной фазы и газа уменьшаются из-за преобладания лучистого теплообмена между газозвесью и экранами топки над тепловыделением, обусловленным гетерогенными реакциями, степень выгорания крупных фракций кокса $\delta_{C,л01} = 0,7$ мм в варианте III $\phi_{1,III} = 86,6$ % оказывается выше, чем в I – $\phi_{1,I} = 82$ % и в II – $\phi_{1,II} = 73$ % (рис.3, а). Такая же тенденция прослеживается у частиц среднего класса $\delta_{C,л02} = 0,4$ мм (рис.3, б). Иная картина в рассматриваемом диапазоне наблюдается у мелких фракций

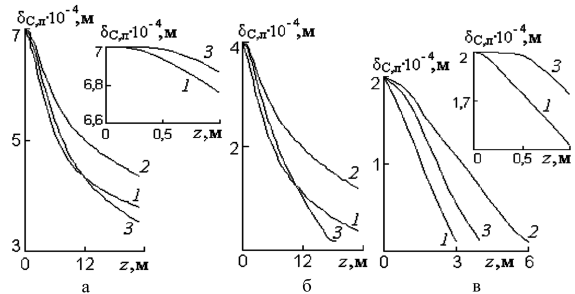


Рис.3. Распределение диаметров коксовых частиц лузги по высоте НП: а – $\delta_{л01} = 7 \cdot 10^{-3}$ м; б – $\delta_{л02} = 4 \cdot 10^{-3}$ м; в – $\delta_{л03} = 2 \cdot 10^{-3}$ м; 1 – вариант I; 2 – вариант II; 3 – вариант III.

Исходные данные для расчета камерных топок и НП реакторов с НС

Наименование	Варианты						
	I	II	III	IV	V	VI	VII
Марка топлива, кг/ч	лузга	лузга	лузга	солома	солома и БУ	солома и АШ	солома и АШ
Диаметр частиц, м:							
δ_{C01}	0,0007	0,0007	0,0007	0,0022	0,0022 солома	0,0022 солома	0,0022 солома
δ_{C02}	0,0004	0,0004	0,0004	—	0,0003 БУ	$7,5 \cdot 10^{-5}$ АШ	0,00014 АШ
δ_{C03}	0,0002	0,0002	0,0002	—	—	—	—
δ_{ash1}	0,0001	0,0001	0,0001	0,0017	0,0017 солома	0,0017 солома	0,0017 солома
δ_{ash2}	—	—	—	—	0,0001 БУ	0,0001 АШ	0,0001 АШ
Плотность, кг/м ³ :							
ρ_{C1}	500	500	500	80	50 солома	50 солома	50 солома
ρ_{C2}	—	—	—	—	510 БУ	1300 АШ	1300 АШ
ρ_{ash1}	900	900	900	80	50 солома	50 солома	50 солома
ρ_{ash2}	—	—	—	—	700 БУ	1600 АШ	1600 АШ
Температура, °С							
частиц	30	30	30	30	30	30	30
настенных экранов	500	500	500	500	750	800	800
газов	1110	550	532	600	800	1150	1150
Расход твердой фазы, кг/ч:							
кокса биомассы	88	121	144	374	63	63	252
кокса угля	—	—	—	—	328	1360	1360
зола биомассы	10	13,4	16	193	32	32	128
зола угля	—	—	—	—	180	180	180
Расход газовых компонентов, кг/ч:							
кислород	1302	2652	3553	6241	2690	4906	6570
углекислый газ	2254	1186	473	2600	96,6	71	282
оксид углерода	1452	3261	4468	1621	353	85	340
метан	—	—	—	813	249	61	245
азот	10427	14945	17961	26955	9007	16426	21996
водяной пар	745	1036	1231	2933	1098	268	533

Примечание. В варианте VIII $\delta_{C,АШ0} = 5,5 \cdot 10^{-5}$ м и $t_{g0} = 1000$ °С; остальные начальные параметры соответствуют варианту VI. Факторы формы $K_{БУ} = K_{АШ} = K_{л} = 1$, $K_{col} = 2$.

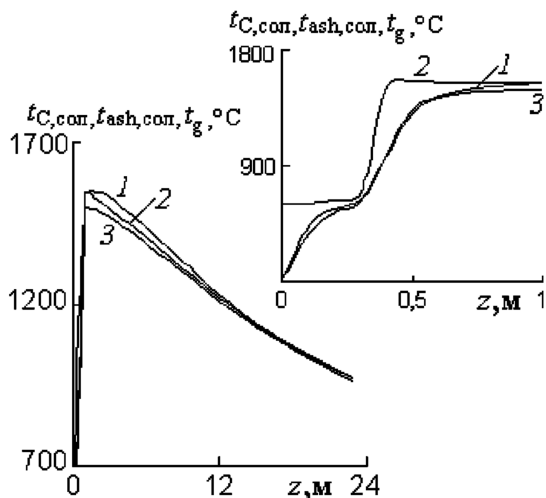


Рис.4. Распределение температур газа, коксовых и золовых частиц соломы по высоте НП для варианта IV: 1 – $t_{C,con}$; 2 – t_g ; 3 – $t_{ash,col}$.

$\delta_{C,л03} = 0,2$ мм: скорость их выгорания $d\delta_{C,л}/dz$ в варианте I значительно выше, чем в II и III (рис.3, в). Из рис.3 видно, что степень конверсии всех фракций углерода в интервале $0 < z < 23$ м в варианте II меньше, чем в I и III, что обусловлено более низкими значениями температур $t_{C,II}$, по сравнению с величинами $t_{C,I}$ и $t_{C,III}$ (рис.1, кривые 1–3).

В [1] были выполнены численные исследования горения и газификации БУ в НС по технологии комбинированного сжигания бурого угля и соломы. Это дает основание для анализа рабочего процесса термохимической переработки соломы в НП. На рис.4 изображено распределение температур газозвеси по высоте НП для варианта IV. Подобно вариантам II, III интервал $0 < z < 0,5$ м включает в себя горизонтальный и разгонный участки. Однако в варианте IV поведение функции $t_g(z)$ (кривая 2) формируется не только за счет тепловыделения, обусловленного протеканием гомогенной реак-

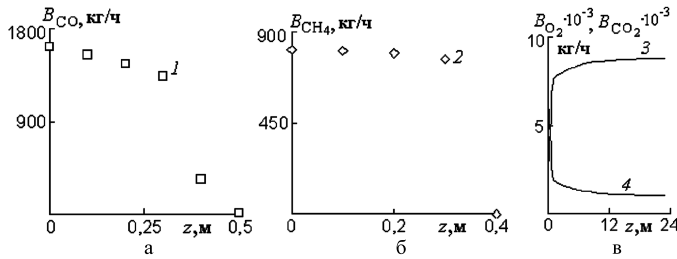


Рис.5. Распределение расходов оксида углерода (а), метана (б), кислорода и углекислого газа (в) по высоте НП для варианта IV: 1 – V_{CO} ; 2 – V_{CH_4} ; 3 – V_{CO_2} ; 4 – V_{O_2} .

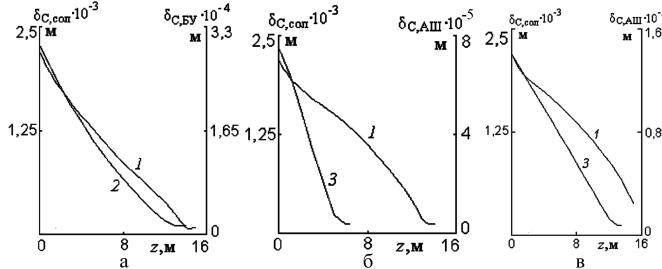


Рис.6. Распределение диаметров коксовых частиц соломы (1), бурого угля (2) и антрацитового штыба (3) по высоте топки: а – вариант V; б – вариант VI; в – вариант VII.

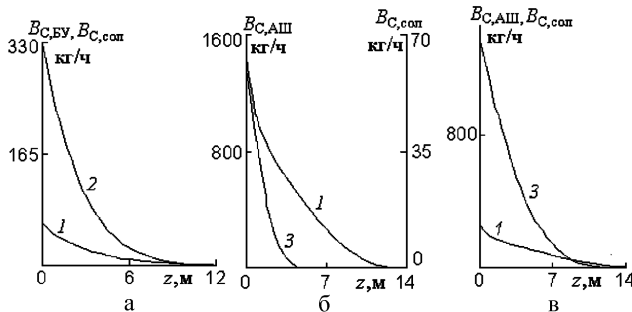


Рис.7. Распределение расходов частиц кокса соломы (1), бурого угля (2) и антрацитового штыба (3) по высоте топки: а – вариант V; б – вариант VI; в – вариант VII.

ции $2 CO + O_2 = 2 CO_2$, как это было в вариантах II, III, но и под влиянием теплоты, полученной в результате выгорания метана $CH_4 + 2 O_2 = CO_2 + 2 H_2O$ (рис.5, а, б). В итоге происходит резкое убывание зависимости (4) и возрастание кривой 3 (рис.5, в). В рассматриваемом диапазоне кислород в основном расходуется на гомогенные реакции, так как степень конверсии углерода составляет всего лишь 5 %, поэтому рост кривой 1 (см. рис.4) обеспечивается за счет межфазного теплообмена. В интервале $0,5 м < z < 1 м$ на характер распределения кривой 1 оказывает влияние не только теплообмен, но и тепловыделение из-за гетерогенных реакций ($\varphi_{IV} = 17 \%$). На участке $1 м < z < 14 м$, где выгорает 77 % углерода соломы, несмотря на значительное понижение температуры $t_{C,сол}$,

отношение константы скорости реакции к коэффициенту массообмена больше единицы ($3,4 \leq k_{C+O_2} / \alpha_{D,\gamma} \leq 21,3$). Это говорит о том, что процесс горения соломы протекает преимущественно в диффузионной области реагирования и зависит в основном от величины потока диффундирующего окислителя через приведенную пленку к поверхности углеродной частицы.

Перейдем к технологии совместного сжигания соломы и БУ (или АШ) в камерных топках в режиме пневмотранспорта. Для организации указанного процесса необходимо прежде всего выбрать соотношение расходов биомассы и угля, обеспечивающее бесплаковую работу котла, после чего подобрать оптимальный диаметр частиц угля ($\delta_{C,сол0} = idem$), при котором механический недожог бинарной смеси был бы минимальным. Проведенные широкие численные исследования рабочего процесса в камерных топках при $\delta_{C,сол0} = 2,2$ мм показывают, что при сжигании соломы и БУ (или АШ) при $V_{сол0} / V_{p\Sigma 0} = 20 \%$ (варианты V, VII) оптимальными являются размеры частиц кокса $\delta_{C,бу0} = 0,3$ мм (или $\delta_{C,аш0} = 0,14$ мм), а при сжигании соломы и АШ ($V_{сол0} / V_{p\Sigma 0} = 6 \%$; вариант VI) – $\delta_{C,аш0} = 0,075$ мм, которые обеспечивают минимальный механический недожог бинарной смеси, о чем свидетельствуют рис.6, 7. Расчеты показывают, что отклонение от оптимального размера $\delta_{C,бу0}$ (или $\delta_{C,аш0}$) в сторону уменьшения или повышения приводят соответственно к значительному росту механического недожога соломы или БУ (АШ).

Из рис.6, б, в и 7, б, в видно, что мелкие частицы АШ $\delta_{C,аш0} = 0,075$ мм практически полностью сгорают в диапазоне $0 < z < 4,5$ м, а крупные $\delta_{C,аш0} = 0,14$ мм – на участке $0 < z < 12$ м. При этом скорость выгорания углеродных частиц соломы значительно ниже, чем у АШ, особенно это касается мелких фракций. Анализ численных результатов показывает, что коксовые частицы соломы и БУ выгорают преимущественно в диффузионной области реагирования, а углеродные частицы АШ $\delta_{C,аш0} = 0,075$ мм – в кинетической области и $\delta_{C,аш0} = 0,14$ мм – в переходной.

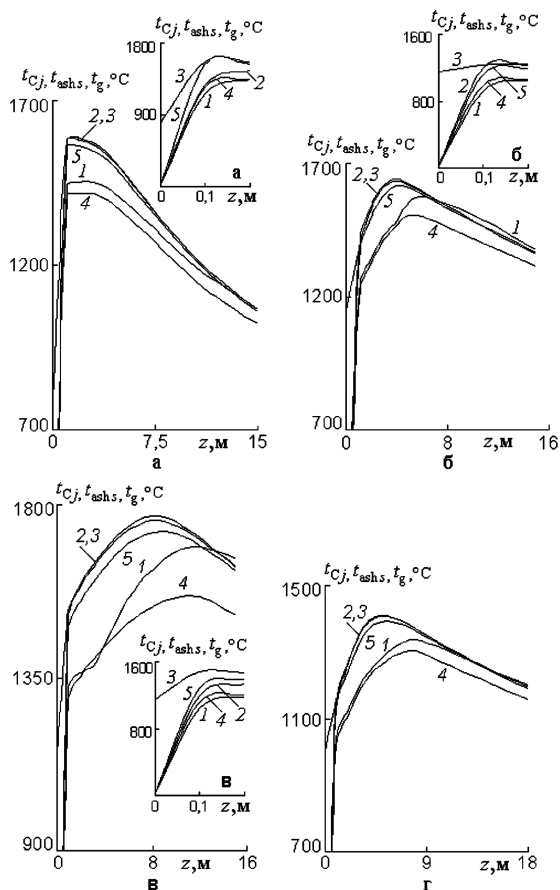


Рис.8. Распределение по высоте топки температур газа (3), частиц кокса (1) и золы (4) соломы (2) и золы (5) БУ для варианта V (а); кокса (2) и золы (5) АШ для вариантов VI (б), VII (в) и VIII (г).

На рис.8 представлено распределение температур дисперсионной и газовой фаз по высоте топки для вариантов V–VIII. На разгонном участке $0 < z < 0,1$ м, где происходит интенсивный прогрев коксозольных частиц биомассы и угля (кривые 1, 2, 4, 5), скорость возрастания функции $t_g(z)$ (кривая 3) зависит от количества выгоревших оксида углерода и метана в рассматриваемой зоне (рис.9). Поэтому в варианте

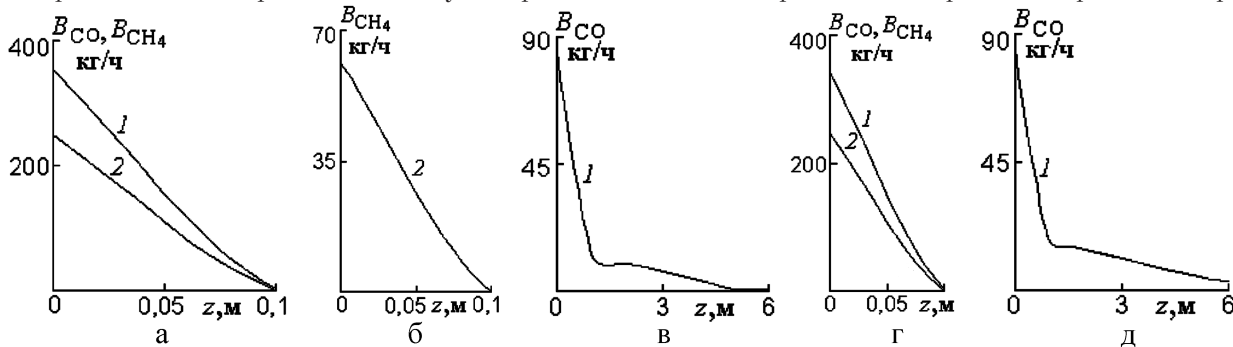


Рис.9. Распределение расходов оксида углерода (1) и метана (2) по высоте топки для вариантов V (а), VI (б, в), VII (г) и VIII (д).

VI значение производной dt_g/dz существенно меньше, чем в V и VII (рис.8, кривые 3). В интервале $0,1 \text{ м} < z < 1 \text{ м}$ из-за выгорания 27 % БУ и 29 % соломы температуры коксовых частиц $t_{C,БУ}$ и $t_{C,сол}$ продолжают возрастать и достигают максимумов на отметке реактора 1 м (рис.8, а, кривые 1, 2). При замене в бинарной смеси БУ на АШ расположение максимумов функций $t_{C,АШ}(z)$ и $t_{C,сол}(z)$ сдвигается вверх вдоль вертикальной оси z , а их значения увеличиваются, причем с повышением отношения $V_{сол0}/V_{р\Sigma0}$ и размера $\delta_{C,АШ0}$ этот сдвиг возрастает (рис.8, б, в, кривые 1, 2), вследствие чего возникает опасность шлакования ширмовых поверхностей нагрева топki (рис.8, в, кривые 4, 5). Существуют несколько способов понижения температуры на выходе из топki. Первый из них заключается в уменьшении содержания соломы в бинарной смеси (ср. рис.8, б, в), второй – в снижении температуры поджигающих газов t_{g0} и повышении высоты топki (ср. рис.8, б, г).

Смещение максимума зависимостей $t_{C,АШ}(z)$ (рис.8, б, г, кривые 2) и рост удельной реакционной поверхности коксовых частиц АШ $6\beta_{C,АШ}/\delta_{C,АШ}$ за счет уменьшения их диаметра $\delta_{C,АШ0} = 0,055\text{--}0,075$ мм приводит к возрастанию скорости генерации оксида углерода из-за гетерогенных реакций $2C + O_2 = 2CO$, $C + CO_2 = 2CO$, вследствие чего процесс выгорания CO затягивается. Так, например, в варианте VIII 26 % CO догорает на участке $1 \text{ м} < z < 7 \text{ м}$, а в вариантах V, VII весь оксид углерода выгорает в значительно меньшем интервале $0 < z < 0,1$ м (ср. рис.9, а, г, кривые 1 и рис.9, д).

В отличие от сжигания АШ в топках с жидким шлакоудалением, где температура поджигающих газов t_{g0} превышает 1400 °С, при совместном сжигании АШ и соломы значение t_{g0} может быть уменьшено до 1000 °С (см. таблицу, вариант VIII), то есть появляется возможность организации процесса горения бинар-

ной смеси в камерных топках с сухим шлакоудалением при более низких температурах газодисперсного потока (рис.8, г). Такая технология позволит существенно сократить выбросы оксидов азота и серы в атмосферу.

Выводы

Построена стационарная одномерная математическая модель восходящего движения, теплообмена и горения полидисперсного ансамбля коксозольных частиц биомассы и угля, основанная на уравнениях неразрывности, движения и энергии фаз с учетом лучистого и конвективного теплообмена между газом, дисперсной фазой и настенными экранами топки, гомогенных и гетерогенных реакций, силы межфазного взаимодействия. С использованием разработанной методики расчета проведены широкие численные исследования особенностей рабочего процесса в НП реактора с НС и в камерных топках при сжигании бинарных смесей. Изучено влияние размера угольных частиц и соотношения расходов компонентов бинарной смеси на основные параметры рабочего процесса. В частности, найдены оптимальные диаметры $\delta_{С,БУ0}$ ($\delta_{С,АШ0}$), обеспечивающие минимальный механический недожог, при различных значениях $V_{СОЛ0}/V_{р\Sigma 0}$. Показано, что отклонение от оптимального размера $\delta_{С,БУ0}$ ($\delta_{С,АШ0}$) в ту или иную сторону приводит к значительному росту механического недожога бинарных смесей. Показана возможность организации процесса горения АШ и соломы в камерных топках с сухим шлакоудалением при более низких температурах по сравнению с существующими котлоагрегатами, сжигающими АШ с жидким шлаком, что способствует снижению вредных выбросов азота и серы в окружающую среду. Разработанная модель позволяет минимизировать температуру поджигающих газов, при которой будет происходить устойчивое зажигание и выгорание бинарных смесей в камерных топках при минимальных значениях механического недожога.

Условные обозначения

a	– степень черноты
a_{g2}, a_{g1}	– степень черноты несущего потока при температурах газа и частиц
B	– расход, кг/ч
C	– концентрации газовых компонентов, кмоль/м ³
c	– теплоемкость, кДж/(кг·К)
D	– коэффициент диффузии, м ² /с
F	– сила, Н/м ³
f	– сечение, м ²

g	– ускорение свободного падения, м/с ²
k	– константа скорости реакции, м/с
K	– фактор формы
Nu	– критерий Нуссельта
P	– давление газа, Н/м ²
Q	– тепловой эффект реакции (кДж/кмоль) или тепловой поток (кДж·с/м ³)
t	– температура, °С
u	– скорость, м/с
z	– аксиальная координата, м
α	– коэффициент массообмена (м/с) или коэффициент теплообмена, кДж/(с·м ² ·К)
β	– истинная объемная концентрация частиц
δ	– диаметр частицы, м
μ	– молекулярная масса, кг/кмоль
ρ	– плотность, кг/м ³
σ_0	– постоянная Стефана – Больцмана, кДж/(с·м ² ·К ⁴)
φ	– степень конверсии углерода
M	– количество фракций
Π	– периметр, м

Индексы

Нижние: a – сила аэродинамического сопротивления частицы; ash – зола; C – углерод; CO , CO_2 , CH_4 , H_2O – оксид и диоксид углерода, метан и водяной пар; $C + O_2$, $C + 0,5O_2$, $C + CO_2$ – гетерогенные реакции горения и газификации углерода; $CO + O_2$, $CH_4 + O_2$ – гомогенные реакции горения окиси углерода и метана; $conv$ – конвективный теплообмен; $CO_2 \rightarrow см$, $O_2 \rightarrow см$, $CO \rightarrow см$ – диффузия углекислого газа, кислорода и окиси углерода в газовую смесь; D – диффузия; g – газ; $g \rightarrow экр$, $j \rightarrow экр$, $s \rightarrow экр$, $j \rightarrow g$, $s \rightarrow g$ – 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 ; $j = 1 - M_C$; $s = 1 - M_{ash}$; O_2 – кислород; p – частица; rad – лучистый теплообмен; γ , χ , θ – параметры; АШ – антрацитовый штыб; БУ – бурый уголь; ЗП – зона пневмотранспорта; л – лужга; пр – приведенный; сол – солома; экр – экранные поверхности; Σ – сумма; 1, 3 – номера фракций; I–IV – номера вариантов; 0 – начальные условия.

Верхние: w – поверхность.

Список литературы

1. Рохман Б. Б., Матвейчук А. С. Моделирование и численное исследование процессов термохимической переработки биомассы и углей в топочных устройствах. 1. Неподвижный слой // Энерготехнологии и ресурсосбережение. – 2012. – № 2. – С. 4–10.
2. Кузнецов Н.В., Митор В.В. и др. Тепловой расчет котельных агрегатов (Нормативный метод). – М.: Энергия, 1973. – 296 с.

Поступила в редакцию 12.03.12

Rokhman B.B.¹, Matviichuk A.S.²

¹ Coal Energy Technology Institute of NASU, Kiev

² Institute of Renewable Energy of NASU, Kiev

The Simulation and Numerical Study of Biomass and Coal Thermochemical Processing in Furnace Devices. 2. Pneumatic Transport Zone

The mathematical model of aerodynamics and physical and chemical processes is constructed. By the model two methods of thermochemical processing of binary mixtures such as combined combustion of brown coal and straw in fixed bed reactor and co-combustion of coal and biomass in chamber furnaces in pneumatic mode are numerically investigated. The optimal coal particles diameter providing minimal mechanical underburning with different ratios of binary mixture components consumption are determined. The possibility of anthracite culm and straw combustion process organization in chamber furnaces with dry slag removal helping to reduce nitrogen and sulfur emissions in environment is displayed.

Key words: combustion, gas, combustion chamber, freeboard, biomass, coal.

Received March 12, 2012

з 10 квітня!

Передплатіть наше видання на II півріччя 2012 року!

У кожному поштовому відділенні України!

А також на сайті **www.presa.ua**

Подписывайтесь на журнал
«**Енерготехнології и ресурсосбереження**»
(индекс 74546)

на II полугодие 2012 г.
по Каталогу изданий Украины,
Каталогу Агентства «Роспечать»,
Сводному Каталогу агентства
«УКРИНФОРМНАУКА»

**Информацию о журнале
и правилах оформления статей
можно найти на сайтах:**

<http://www.ingas.org.ua/index.files/Page765.html>
<http://www.nbu.gov.ua/portal/natural/ETRS/index.html>