

УДК 532.529: 662.62

РОХМАН Б.Б.<sup>1</sup>,  
КЕСОВА Л.А.<sup>2</sup>, ШАМИС Л.Б.<sup>3</sup><sup>1</sup>Институт угольных энерготехнологий НАН и Минтопэнерго Украины<sup>2</sup>Национальный технический университет Украины “Киевский политехнический институт”<sup>3</sup>ОАО “Киевский институт “Энергопроект””

# МЕТОДИКА РАСЧЕТА И АНАЛИЗ АППАРАТОВ ДЛЯ ГАЗИФИКАЦИИ ТВЕРДОГО ТОПЛИВА В КИПЯЩЕМ СЛОЕ ПОД ДАВЛЕНИЕМ ЧАСТЬ I. МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ

Розроблено математичну модель аеродинаміки, тепломасообміну й хімічного реагування твердого палива, призначену для розрахунку зон горіння й газифікації реактора із псевдозрідженим шаром під тиском. Методика дозволяє оперативно оцінити основні параметри робочого процесу в реакторі при роботі котла на різних навантаженнях.

Разработана математическая модель аэродинамики, тепломассообмена и химического реагирования твердого топлива, предназначенная для расчета зон горения и газификации реактора с псевдооживленным слоем под давлением. Методика позволяет оперативно оценить основные параметры рабочего процесса в реакторе при работе котла на различных нагрузках.

The mathematical model of aerodynamics, heat and mass transfer, and chemical reaction of solid fuel for calculation of the zones of burning and gasification in a reactor with fluidized bed under pressure is developed. The procedure enables one to estimate operatively the key parameters of working process in the reactor for different boiler loadings.

$Ar$ ,  $Re$ ,  $Nu$ ,  $Pr$  – числа Архимеда, Рейнольдса, Нуссельта, Прандтля;

$A_d$ ,  $V_d$  – доли золы и летучих в твердом топливе (на сухую массу);

$a$  – степень черноты;

$B$  – расход твердой фазы;

$C$  – концентрация;

$c$  – теплоемкость;

$D$  – коэффициент диффузии;

$D_{O_2 \rightarrow см}^{гор}$  – коэффициент диффузии кислорода в газовую смесь в зоне горения;

$d_b$  – внутренний диаметр реактора;

$d_{из}$  – внешний диаметр изоляции;

$d_e$  – внешний диаметр реактора;

$E$  – энергия активации;

$f$  – сечение;

$G$  – расход газа;

$g$  – ускорение свободного падения;

$H$  – высота;

$H_{b0}^{газ}$  – высота слоя в зоне газификации при  $\varepsilon = \varepsilon_{min}$ ;

$k$  – константа скорости реакции;

$k_0$  – предэкспоненциальный множитель;

$L$  – коэффициент избытка воздуха;

$m$  – масса твердого вещества в псевдооживленном слое;

$P$  – давление;

$Q$  – тепловые эффекты химической реакции;

$Q_{b \rightarrow w}$  – тепловой поток на стенку реактора;

$Q_{H_2O, угл}$  – теплота, затраченная на подогрев и испарение влаги, содержащейся в угле;

$R$  – универсальная газовая постоянная;

$r$  – массовая доля компонента газовой смеси;

$t$  – температура;

$u$  – скорость;

$W_r$  – доля влаги в твердом топливе;

$z$  – продольная координата;

$\alpha$  – коэффициент (тепло) массообмена;

$\delta$  – диаметр частицы;

$\varepsilon$  – порозность слоя;

$\eta$  – кинематический коэффициент вязкости;

$\lambda$  – коэффициент теплопроводности;

$\mu$  – молекулярная масса;

$\rho$  – плотность;

$\sigma_0$  – постоянная Стефана – Больцмана;

$\Delta G_{O_2, b}$  – количество кислорода, сгоревшего в КС.

**Индексы нижние:**

*air* – воздух;  
*b* – кипящий слой;  
*C* – углерод;  
*CO* – окись углерода;  
*CO<sub>2</sub>* – двуокись углерода;  
*con* – кондуктивно-конвективный теплообмен;  
*D* – диффузия;  
*e* – выходное сечение КС;  
*F* – фиктивный;  
*g* – газ;  
*H<sub>2</sub>O* – водяной пар (вода);  
*H<sub>2</sub>* – водород;  
*m* – среднее значение;  
*min* – минимальное значение;  
*N<sub>2</sub>* – азот;  
*O<sub>2</sub>* – кислород;  
*p* – частица;  
*rad* – теплообмен излучением;

*T* – теплообмен между частицей и слоем таких же частиц по размеру;

*w* – стенка;  
*зл* – зола;  
*из* – изоляция;  
*лет* – летучие;  
*прих* – теплота, поступившая (выделившаяся) в КС;  
*слив* – сливная зола (шлак);  
*угл* – уголь;  
*хим* – химические реакции;  
*I, II, III, IV* – номера реакций;  
*\** – входное сечение КС.

**Индексы верхние:**

*col* – холодный;  
*hit* – горячий;  
*0* – нормальные условия;  
*Ω* – доля водяного пара, прореагировавшего в зоне газификации;  
*гор* – зона горения;  
*газ* – зона газификации.

### Введение и предпосылки

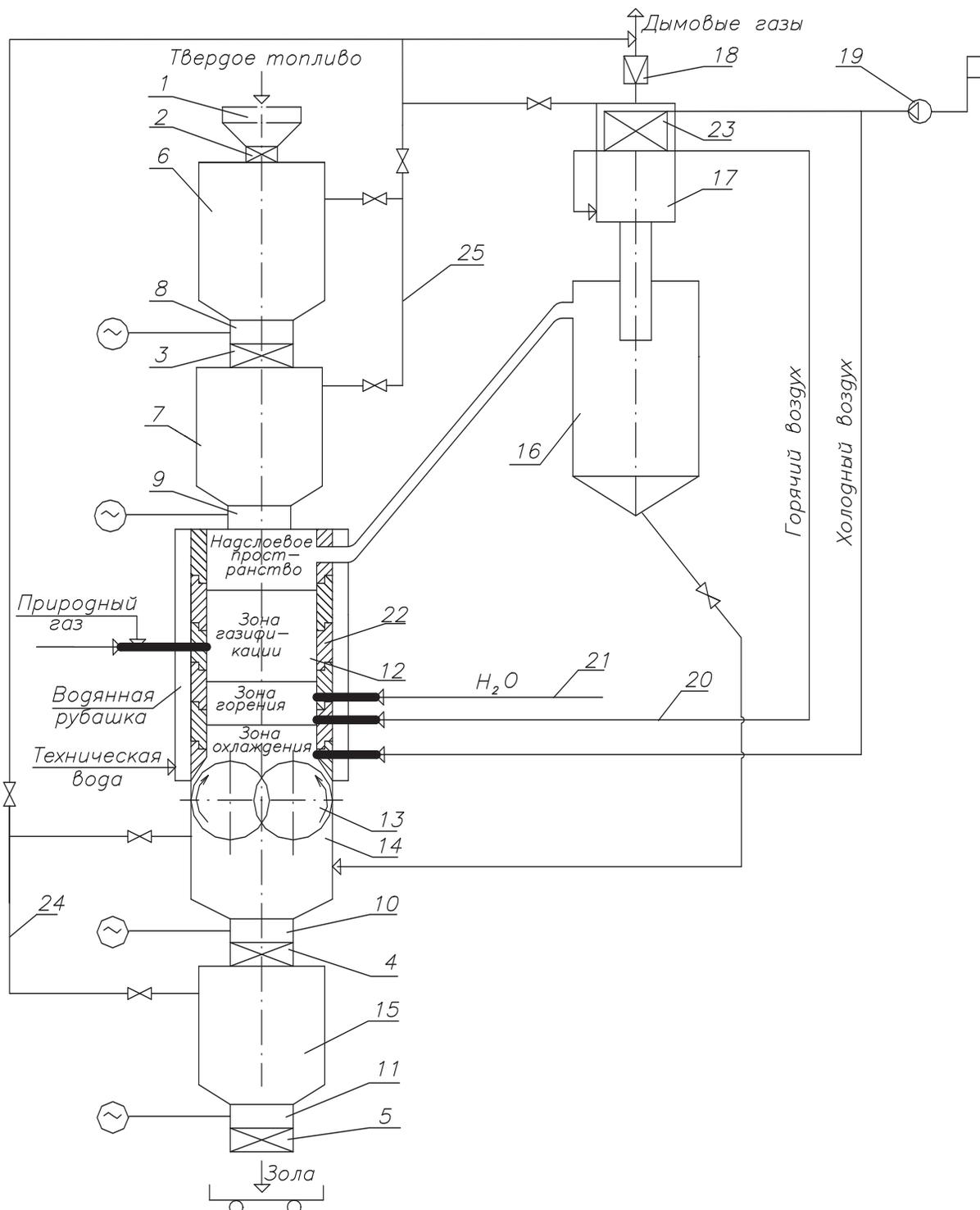
Высокозольные угли, поступающие на электростанции, по своим характеристикам, как правило, отличаются от нормативных. Сжигание таких углей в существующих пылеугольных котлах требует “подсветки” газом или мазутом, что препятствует вытеснению жидкого и газообразного топлива из энергетики и ухудшает экологические и экономические показатели котлов. Более эффективной технологией переработки высокозольных углей в настоящее время можно считать сжигание в кипящем слое (КС).

Для термохимической переработки низкотемпературных высокозольных твердых топлив предпочтительна технология КС под давлением, которая позволяет: а) уменьшить габариты установки; б) повысить коэффициенты теплоотдачи и константы скоростей химических реакций; в) использовать топки КС под давлением в комбинированных парогазовых циклах.

Однако, несмотря на большой опыт промышленного использования устройств с КС и значительное число работ, посвященных данной теме, удовлетворительной теории процессов переноса в КС не существует. Это объясняется сложностью аэродинамических и физико-химических про-

цессов в подобных устройствах. Между тем в условиях роста производительности проектируемых и строящихся топок КС разработка надежных методов расчета процессов переноса в топках КС приобретает первостепенное значение.

На рис. 1 приведена принципиальная схема пилотной установки для газификации твердого топлива в КС под давлением на Зуевской экспериментальной ТЭЦ, разработанная Научно-исследовательским институтом теплоэнергетики (НЦИТЭ) УГПО “Энергопрогресс” Минтопэнерго Украины. Основным элементом установки является реактор-газификатор 12, где происходит термохимическая переработка твердого топлива. Условно объем газификатора можно разделить на четыре части: надслоевое пространство, зоны горения, газификации и охлаждения шлака. Подача исходного угля в КС осуществляется в несколько этапов: вначале при атмосферном давлении заполняется бункер-накопитель 6; затем при закрытых клапанах 2 и 3 в нем устанавливается давление, равное давлению в газификаторе; после чего открывается клапан 3 и исходное топливо последовательно подается в расходный бункер 7, а потом в реактор-газификатор 12. Воздух после воздухоудовки 19 делится на два потока. Первый (холодный воздух) непосредственно



**Рис. 1. Схема установки для газификации твердого топлива в кипящем слое под давлением:**  
 1 – приемный ковш угля; 2 – 5 – отсекающие клапаны; 6, 7 – бункер-накопитель и расходный бункер топлива; 8 – 11 – питатели; 12 – реактор-газификатор; 13 – питатель-дробилка; 14, 15 – промежуточный и зольный бункеры; 16 – циклон; 17 – камера сгорания; 18 – клапан редукционный; 19 – воздухоподувка; 20 – горячий воздух; 21 –  $H_2O$ ; 22 – футеровка; 23 – воздухоподогреватель; 24, 25 – линии выравнивания давления между зольным и основным бункерами твердого топлива.

поступает во входное сечение зоны охлаждения, а второй, пройдя через воздухоподогреватель 23, разделяется на две части: одна из них подается в камеру сгорания 17, другая – во входное сечение зоны горения. Туда же по трубопроводу 21 подводится вода. Запыленный синтетический газ из надслоевого пространства поступает в циклон 16, где происходит отделение газа от пыли. Пыль через опускной стояк отводится в промежуточный бункер 14, а синтетический газ направляется в камеру сгорания 17, после чего продукты сгорания охлаждаются в воздухоподогревателе 23 и через дроссельный клапан 18 сбрасываются в дымовую трубу. Образовавшийся шлак из зоны горения поступает в зону охлаждения, а затем в питатель-дробилку 13, и далее в промежуточный бункер 14. В зольном бункере 15 при закрытых клапанах 4 и 5 устанавливается давление, равное давлению в газификаторе 12, после чего открывается клапан 4 и шлак подается в зольный бункер 15. Вывод шлака из системы осуществляется питателем 11 после сброса избыточного давления в бункере 15.

Для разогрева газового тракта установки включается воздуходувка и зажигается газовая горелка на одной из фурм подачи газового дутья. Газовый тракт нагревается до уровня воспламенения твердого топлива, что соответствует повышению температуры футеровки реактора-газификатора до 1000 °С. Реактор-газификатор охлаждается проточной технической водой, которая проходит сквозь зазор между внешними слоями футеровки и корпуса газификатора (рис. 1).

Математическая модель зоны охлаждения подробно описана в работе [1]. В настоящей работе приводится методика расчета зон горения и газификации реактора-газификатора, построенная главным образом на использовании балансовых уравнений (балансы массы и энергии), т.е. задача рассматривается в “нуль-мерной” постановке. Исключение сделано для химических реакций горения и газификации, кинетика которых рассчитывается в одномерной постановке, т.е. учитывается изменение расходов реагирующих веществ по высоте КС.

Предлагаемая методика базируется на следующих основных предпосылках: 1) твердая фаза распределена равномерно по всему слою, а газ движется в режиме идеального вытеснения;

2) процесс стационарный; 3) газовая смесь состоит из кислорода, окиси и двуокиси углерода, азота, водяного пара и водорода; 4) дисперсная фаза в КС – монодисперсные сферические коксозольные частицы; 5) стехиометрическая схема реакций включает в себя три гетерогенных реакции: (I)  $C + 0,75O_2 = 0,5CO_2 + 0,5CO$ , (II)  $C + CO_2 = 2CO$ , (III)  $C + H_2O = CO + H_2$  и одну гомогенную реакцию (IV)  $H_2 + 0,5O_2 = H_2O$ , скорость которой существенно выше скорости гетерогенной реакции  $C + H_2O = CO + H_2$ . Принимается, что весь водород, образующийся по реакции  $C + H_2O = CO + H_2$ , сгорает вблизи поверхности коксозольной частицы; 6) для описания процесса горения топливных частиц в плотной фазе используется модель “сжимающегося ядра”, в которой горение происходит на поверхности частиц; 7) КС условно разбивается на две зоны: в нижней части КС происходит горение, а в верхней – газификация; 8) лимитирующей стадией процесса горения является диффузия, а газификации – химическая кинетика; 9) концентрация углерода осредняется по всему объему КС; 10) температура частиц в зоне газификации равна температуре газа; 11) на выходе из реактора-газификатора (после зоны горения) количество углерода в шлаке пренебрежимо мало (механический недожог не учитывается); 12) на верхней границе зоны газификации происходит мгновенный прогрев и выход летучих из частиц исходного угля, а твердый остаток газифицируется в реакторе-газификаторе. При этом летучие не участвуют в процессе газификации; 13) в надслоевом пространстве реактора-газификатора происходит смешение генераторного газа, полученного из коксозольных частиц, с летучими.

Алгоритм расчета основан на построении итерационных процессов и применения метода стрельбы (проб и ошибок), поскольку значения ряда величин задаются предварительно, а затем проверяются, удовлетворяют ли они соответствующим условиям (соотношениям). При необходимости вводятся новые значения этих величин, и расчет повторяется до достижения требуемой точности.

### **Основные уравнения**

Расходные характеристики для газовой фазы на входе в КС определяются из соотношений:

$$G_{H_2O^*} = r_{H_2O^*} G_*; G_{H_2O^e} = G_{H_2O^*} (1 - r_{H_2O}^{\Omega}); \quad (1)$$

$$G_{air^*} = G_* - G_{H_2O^*}; G_{air^*}^{hit} = r_{air}^{hit} G_{air^*}; G_{air^*}^{col} = G_{air^*} - G_{air^*}^{hit}; \quad (2)$$

$$G_{O_2^*} = 0,23 G_{air^*}; \Delta G_{O_2,b} = G_{O_2^*} / L; \\ G_{O_2^e} = G_{O_2^*} - \Delta G_{O_2,b}; r_{O_2^*} = G_{O_2^*} / G_*; \quad (3)$$

$$G_{N_2^*} = G_{air^*} - G_{O_2^*}; r_{N_2^*} = G_{N_2^*} / G_*, \quad (4)$$

а ее плотность —

$$\rho_{g^*} = 273(\rho_{H_2O}^0 r_{H_2O^*} + \rho_{O_2}^0 r_{O_2^*} + \rho_{N_2}^0 r_{N_2^*}) P_g / (273 + t_g). \quad (5)$$

Средние значения скорости и плотности несущей среды в псевдоожигенном слое рассчитываются по формулам:

$$u_{gm} = (u_{g^*} + u_{g^e}) / 2; \rho_{gm} = (\rho_{g^*} + \rho_{g^e}) / 2, \quad (6)$$

где

$$u_{g\pi} = G_{\pi} / (3600 f_b \rho_{g\pi}); (\pi = *, e); \quad (7)$$

$$\rho_{g^e} = 273 \sum_{j=1}^6 \rho_j^0 r_{j^e} P_g / (273 + t_g); r_{j^e} = G_{j^e} / G_e; \\ (j = N_2, H_2O, CO, H_2, O_2, CO_2). \quad (8)$$

Аэродинамические характеристики КС вычисляются согласно выражениям [2]:

$$Ar_b = \frac{g \delta_{p,b}^3 (\rho_p - \rho_{gm})}{\eta_g^2 \rho_{gm}}; Re_b = \frac{u_{gm} \delta_{p,b}}{\eta_g}; \\ \varepsilon = \left[ \frac{Re_b (18 + 0,372 Re_b)}{Ar_b} \right]^{0,21}. \quad (9)$$

Как отмечалось выше, рассматривается случай, когда лимитирующей стадией процесса газификации является химическая кинетика гетерогенных реакций  $C + CO_2 = 2CO$  и  $C + H_2O = CO + H_2$ . Константы скоростей указанных реакций находятся по закону Аррениуса [3]:

$$G_{CO_2^e}^{газ} = \ln \left[ (G_{CO_2^e}^{гор})^{0,65} - \frac{3,9 C_C k_{CO_2}^{газ} (1 - \varepsilon) H_b^{газ} C_{CO_2 F}^{0,65} (3600 u_{gm} \mu_{CO_2} f_b)^{0,65}}{u_{gm} \delta_{p,b}} \right]^{1,539}, \quad (16)$$

$$k_j^{\tau} = \frac{\delta_{p,b}}{\delta_F} k_{0j} \exp \left[ -E_j / ((t_p^{\tau} + 273)R) \right], \quad (10)$$

где  $j = H_2O, CO_2$ ;  $\tau$  = зона горения, зона газификации.

Лимитирующей стадией процесса горения является диффузия кислорода к поверхности горящих частиц. Поэтому, прежде всего, необходимо определить коэффициент массообмена в зоне горения. Для этого находятся коэффициенты взаимной диффузии кислорода с другими компонентами газовой смеси [4]:

$$D_j^{гор} = \frac{D_j^{гор,0} \left( \frac{273 + t_g}{273} \right)^{1,75}}{P_g}; \\ (j = N_2, H_2O, CO, CO_2), \quad (11)$$

средний расход газов в зоне горения

$$G_m^{гор} = \sum_{j=1}^5 G_{jm}^{гор}; G_{jm}^{гор} = (G_{j^e}^{гор} + G_{j^*}) / 2; \\ (j = N_2, H_2O, O_2, CO, CO_2), \quad (12)$$

коэффициент диффузии кислорода в газовую смесь [4]

$$D_{O_2 \rightarrow см}^{гор} = (1 - r_{O_2 m}^{гор}) / \sum_{i=1}^4 \frac{r_{jm}^{гор}}{D_j^{гор}}; r_{jm}^{гор} = G_{jm}^{гор} / G_m^{гор}, \quad (13)$$

диффузионное число Нуссельта

$$Nu_D^{гор} = 2 + 0,51 Re_b^{0,52} Pr_g^{0,33}, \quad (14)$$

искомый коэффициент массообмена в зоне горения [4]

$$\alpha_D^{гор} = \frac{D_{O_2 \rightarrow см}^{гор} Nu_D^{гор}}{\delta_{p,b}}. \quad (15)$$

Интегрирование уравнения неразрывности для двуокиси углерода приводит к следующему соотношению для изменения ее расхода в зоне газификации:

где высота зоны газификации в рабочем состоянии вычисляется по формуле [2]

$$H_b^{\text{газ}} = H_{b0}^{\text{газ}} (1 - \varepsilon_{\min}) / (1 - \varepsilon); \quad (17)$$

концентрация углерода в частицах КС рассчитывается из выражения

$$C_C = \frac{u_{gm} \delta_{p,b} (G_{H_2O^*}^{0,65} - G_{H_2Oe}^{0,65})}{3,9 k_{H_2O}^{\text{газ}} (1 - \varepsilon) H_b^{\text{газ}} C_{H_2O,F}^{0,65} (3600 f_b u_{gm} \mu_{H_2O})^{0,65}}. \quad (18)$$

Далее определяются расходы газовых компонентов в различных зонах.

*Зона горения.* Расходы окиси и двуокиси углерода, водорода, образовавшихся по реакциям  $C + H_2O = CO + H_2$  и  $C + 0,75O_2 = 0,5CO_2 + 0,5CO$  находятся из выражений

$$\Delta G_{CO(III)}^{\text{гор}} = \frac{21600 k_{H_2O}^{\text{гор}} (C_{H_2O}^{\text{гор}})^{0,35} C_{H_2O,F}^{0,65} (1 - \varepsilon) C_C H_b^{\text{гор}} \mu_{CO} f_b}{\delta_{p,b}};$$

$$C_{H_2O}^{\text{гор}} = G_{H_2O^*} / (3600 f_b \mu_{H_2O} u_{gm}); \quad (19)$$

$$\Delta G_{H_2(III)}^{\text{гор}} = \Delta G_{CO(III)}^{\text{гор}} / 14; \quad (20)$$

$$\Delta G_{CO(I)}^{\text{гор}} = \frac{7 \Delta G_{O_2(I)}^{\text{гор}}}{12}; \quad G_{CO_2e}^{\text{гор}} = \frac{11 \Delta G_{O_2(I)}^{\text{гор}}}{12}; \quad (21)$$

количество кислорода, участвовавшего в реакциях  $H_2 + 0,5O_2 = H_2O$  и  $C + 0,75O_2 = 0,5CO_2 + 0,5CO$ , вычисляется по формулам:

$$\Delta G_{O_2(IV)}^{\text{гор}} = 8 \Delta G_{H_2(III)}^{\text{гор}}; \quad \Delta G_{O_2(I)}^{\text{гор}} = \Delta G_{O_2,b} - \Delta G_{O_2(IV)}^{\text{гор}}. \quad (22)$$

Затем определяется суммарный расход окиси углерода на выходе из зоны горения

$$G_{COe}^{\text{гор}} = \Delta G_{CO(I)}^{\text{гор}} + \Delta G_{CO(III)}^{\text{гор}}, \quad (23)$$

что дает возможность найти расход газовой смеси на выходе из этой зоны

$$G_e^{\text{гор}} = G_{N_2^*} + G_{CO_2e}^{\text{гор}} + G_{COe}^{\text{гор}} + G_{O_2e} + G_{H_2O^*}. \quad (24)$$

*Зона газификации.* Количество двуокиси углерода, участвовавшей в реакции  $C + CO_2 = 2CO$ , рассчитывается, исходя из выражения:

$$\Delta G_{CO_2}^{\text{газ}} = G_{CO_2e}^{\text{гор}} - G_{CO_2e}^{\text{газ}}, \quad (25)$$

а выход окиси углерода по той же реакции – по формуле

$$\Delta G_{CO(II)}^{\text{газ}} = \frac{14 \Delta G_{CO_2}^{\text{газ}}}{11}. \quad (26)$$

Далее вычисляется количество водяного пара, прореагировавшего по реакции  $C + H_2O = CO + H_2$ :

$$\Delta G_{H_2O}^{\text{газ}} = G_{H_2O^*} - G_{H_2Oe} \quad (27)$$

и выход газообразных продуктов по той же реакции

$$\Delta G_{CO(III)}^{\text{газ}} = \frac{14 \Delta G_{H_2O}^{\text{газ}}}{9}; \quad \Delta G_{H_2(III)}^{\text{газ}} = \Delta G_{H_2O}^{\text{газ}} / 9, \quad (28)$$

а также суммарное количество окиси углерода, образовавшейся в зоне газификации:

$$\Delta G_{CO\Sigma}^{\text{газ}} = \Delta G_{CO(III)}^{\text{газ}} + \Delta G_{CO(II)}^{\text{газ}}, \quad (29)$$

на выходе из КС

$$G_{COe} = \Delta G_{CO\Sigma}^{\text{газ}} + G_{COe}^{\text{гор}}, \quad (30)$$

что позволяет найти расход газовой смеси на выходе из псевдооживленного слоя (без учета летучих)

$$G_e = G_{CO_2e} + G_{N_2^*} + G_{O_2e} + G_{COe} + G_{H_2Oe} + G_{H_2e};$$

$$G_{H_2e} = \Delta G_{H_2(III)}^{\text{газ}}; \quad G_{CO_2e} = G_{CO_2e}^{\text{газ}}. \quad (31)$$

Высота зоны горения определяется из выражения, которое получается путем интегрирования дифференциального уравнения неразрывности для кислорода в интервале  $0 < z < H_b^{\text{гор}}$ :

$$H_b^{\text{гор}} = - \frac{\ln \frac{\alpha_D^{\text{гор}} C_{O_2e}^{\text{гор}} + A_1}{\alpha_D^{\text{гор}} C_{O_2^*}^{\text{гор}} + A_1}}{A_2}; \quad A_1 = \frac{k_{H_2O}^{\text{гор}} C_{H_2O,F}^{0,65} (C_{H_2O}^{\text{гор}})^{0,35}}{2};$$

$$A_2 = \frac{6(1 - \varepsilon) \alpha_D^{\text{гор}} C_C}{u_{gm} \delta_{p,b}}, \quad (32)$$

где концентрации кислорода на входе и выходе из зоны горения вычисляются по формулам

$$C_{O_2e}^{\text{гор}} = G_{O_2e}^{\text{гор}} / (3600 f_b \mu_{O_2} u_{gm});$$

$$C_{O_2^*} = G_{O_2^*} / (3600 f_b \mu_{O_2} u_{gm}). \quad (33)$$

Для расчета температуры частиц в этой зоне используется уравнение для “равновесной” температуры твердой фазы [2]

$$t_p^{\text{гор}} = t_g + \frac{\alpha_D^{\text{гор}} C_{O_2,m}^{\text{гор}} Q_{(1)}}{1,5(\alpha_{\text{con}}^{\text{гор}} + \alpha_{\text{rad}}^{\text{гор}})}, \quad (34)$$

где коэффициенты теплообмена излучением и кондуктивно-конвективного между частицей и слоем находятся из выражений [2]:

$$\alpha_{\text{con}}^{\text{гор}} = \frac{\lambda_g \text{Nu}_T^{\text{гор}}}{\delta_{p,b}}; \quad \text{Nu}_T^{\text{гор}} = 10 + 0,23(\text{Ar}_b \text{Pr}_g)^{0,33}; \quad (35)$$

$$\alpha_{\text{rad}}^{\text{гор}} = 7,3\sigma_0 a_b a_p (t_p^{\text{гор}} + 273)^3, \quad (36)$$

а средняя концентрация кислорода  $C_{O_2,m}^{\text{гор}}$  вычисляется по формуле

$$C_{O_2,m}^{\text{гор}} = G_{O_2,m}^{\text{гор}} / (3600 f_b \mu_{O_2} u_{gm}). \quad (37)$$

Далее определяется полная высота КС в рабочем состоянии

$$H_b = H_b^{\text{гор}} + H_b^{\text{газ}} \quad (38)$$

и масса твердого вещества в псевдооживленном слое [2]

$$m_b = (1 - \varepsilon) f_b H_b \rho_p. \quad (39)$$

Расходные характеристики для твердой фазы в КС рассчитываются по найденным значениям  $\Delta G_{O_2,b}$ ,  $\Delta G_{CO_2}^{\text{газ}}$ ,  $G_{H_2O*}$ ,  $G_{H_2Oe}$  и  $\Delta G_{H_2(III)}^{\text{гор}}$  (см. (1), (3), (20), (25)). Расходы углерода, участвующие в реакциях  $C + 0,75O_2 = 0,5CO_2 + 0,5CO$ ,  $C + CO_2 = 2CO$  и  $C + H_2O = CO + H_2$ , вычисляются, исходя из следующих выражений:

$$B_{C(I)} = \frac{\Delta G_{O_2,b}}{2}; \quad B_{C(II)} = \frac{3\Delta G_{CO_2}^{\text{газ}}}{11};$$

$$B_{C(III)}^{\text{газ}} = \frac{2(G_{H_2O*} - G_{H_2Oe})}{3}; \quad B_{C(III)}^{\text{гор}} = 6\Delta G_{H_2(III)}^{\text{гор}}, \quad (40)$$

что позволяет определить суммарное количество углерода, сгоревшего в КС:

$$B_{C_{b*}} = B_{C(I)} + B_{C(II)} + B_{C(III)}^{\text{газ}} + B_{C(III)}^{\text{гор}}, \quad (41)$$

расход золы исходного топлива

$$B_{\text{зл}^*} = \frac{B_{C_{b*}} A_d}{1 - A_d - V_d}, \quad (42)$$

количество летучих в исходном угле

$$G_{\text{лет}} = \frac{B_{C_{b*}} V_d}{1 - A_d - V_d}, \quad (43)$$

расход твердого топлива, поступающего в КС

$$B_{\text{угл}^*} = B_{\text{зл}^*} + B_{C_{b*}} + G_{\text{лет}}. \quad (44)$$

Тепловой поток на стенку реактора находится согласно выражению [5]:

$$Q_{b \rightarrow w} = \frac{3600\pi H_b (t_b - t_{H_2O,m})}{\frac{1}{(\alpha_{\text{rad},w} + \alpha_{\text{con},w})d_b} + \frac{1}{2\lambda_{\text{из}} \ln \frac{d_{\text{из}}}{d_b}} + \frac{1}{\alpha_{H_2O} d_{\text{из}}}}, \quad (45)$$

где коэффициенты лучистого и кондуктивно-конвективного теплообмена от слоя к стенке определяются по формулам [2, 6]

$$\alpha_{\text{rad},w} = \frac{\sigma_0 [(t_b + 273)^4 - (t_w + 273)^4]}{(t_b - t_w)(1/a_b + 1/a_w - 1)}; \quad (46)$$

$$\alpha_{\text{con},w} = 0,8\lambda_g (0,85\text{Ar}_b^{0,19} + 0,006\text{Ar}_b^{0,5}\text{Pr}_g^{0,33}) / \delta_{p,b}, \quad (47)$$

температура слоя

$$t_b = \frac{c_p (1 - \varepsilon) f_b \rho_p (H_b^{\text{гор}} t_p^{\text{гор}} + H_b^{\text{газ}} t_p^{\text{газ}}) + H_b f_b \varepsilon c_g t_g \rho_{gm}}{c_b (m_b + H_b f_b \varepsilon \rho_{gm})}, \quad (48)$$

а коэффициент теплоотдачи от стенки к охлаждающей водяной рубашке [5]

$$\alpha_{H_2O} = \text{Nu}_{H_2O} \lambda_{H_2O} / \Delta d; \quad \Delta d = (d_e - d_{\text{из}}), \quad (49)$$

где число Нуссельта при турбулентном течении воды вычисляется как [5]

$$\text{Nu}_{H_2O} = 0,017 \text{Re}_{H_2O}^{0,8} \text{Pr}_{H_2O}^{0,4} (d_e / d_{\text{из}})^{0,18}, \quad (50)$$

а число Рейнольдса для кольцевого зазора, где проходит охлаждающая среда [5]:

$$\text{Re}_{H_2O} = u_{H_2O} \Delta d / \eta_{H_2O}. \quad (51)$$

Количество  $H_2O$ , подаваемое в псевдооживленный слой, может быть найдено из выражения

$$G_{H_2O*} = \frac{Q_{\text{прих}} - Q_{\text{ге}} - Q_{\text{лет}} - Q_{\text{слив}} - Q_{H_2O,\text{угл}} - Q_{b \rightarrow w}}{(1 - r_{H_2O}^{\Omega})(2274,1 + 2,33t_g) - 3322}, \quad (52)$$

где количество теплоты, поступившей (выделившейся) в КС, определяется по формуле

$$Q_{\text{прих}} = Q_{\text{air}}^{\text{hit}} + Q_{\text{air}}^{\text{col}} + Q_{\text{угл}} + Q_{\text{хим(I)}} +$$

$$+ Q_{\text{хим(II)}} + Q_{\text{хим(III)}} + Q_{\text{хим(IV)}} . \quad (53)$$

В правой части уравнения (53) фигурируют следующие приходные статьи:

физической теплоты:

- горячего и холодного воздуха

$$Q_{\text{air}}^{\text{hit}} = G_{\text{air}}^{\text{hit}} c_{\text{air}}^{\text{hit}} t_{\text{air}}^{\text{hit}} ; \quad Q_{\text{air}}^{\text{col}} = G_{\text{air}}^{\text{col}} c_{\text{air}}^{\text{col}} t_{\text{air}}^{\text{col}} , \quad (54)$$

- исходного угля

$$Q_{\text{угл}} = B_{\text{угл}} c_{\text{угл}} t_{\text{угл}} , \quad (55)$$

- тепловые эффекты реакций горения

$$Q_{\text{хим(I)}} = \frac{B_{\text{C(I)}} Q_{\text{(I)}}}{24} ; \quad Q_{\text{хим(IV)}} = \frac{\Delta G_{\text{H}_2(\text{III})}^{\text{гор}} Q_{\text{(IV)}}}{2} , \quad (56)$$

и газификации

$$Q_{\text{хим(II)}} = \frac{B_{\text{C(II)}} Q_{\text{(II)}}}{12} ; \quad Q_{\text{хим(III)}} = \frac{(B_{\text{C(III)}}^{\text{газ}} + B_{\text{C(III)}}^{\text{гор}}) Q_{\text{(III)}}}{12} . \quad (57)$$

В уравнении (52) также присутствуют расходные статьи теплового баланса КС:

- теплота сливной золы

$$Q_{\text{слив}} = B_{\text{зл}} c_{\text{зл}} t_{\text{зл}} , \quad (58)$$

- теплота уходящих генераторных газов из зоны газификации и физическая теплота летучих

$$Q_{\text{ге}} = (G_e - G_{\text{H}_2\text{Oe}}) c_g t_g ; \quad Q_{\text{лет}} = G_{\text{лет}} c_g t_g , \quad (59)$$

- теплота, затраченная на подогрев и испарение влаги, содержащейся в угле

$$Q_{\text{H}_2\text{O, угл}} = \frac{B_{\text{угл}} W_r (2274,1 + 2,33 t_g - 4,186 t_{\text{угл}})}{100 - W_r} , \quad (60)$$

а также потери теплоты через стенку реактора  $Q_{b \rightarrow w}$ .

### Вывод

1. Построена «нульмерно-одномерная» методика расчета параметров рабочего процесса в

реакторе с кипящим слоем под давлением, основанная на уравнениях теплового и материального балансов, выгорания и газификации углерода, аэродинамики концентрированной дисперсной системы, а также теплообмена частиц со слоем и двухфазной среды со стенкой реактора. Методика требует небольшого объема эмпирической информации, удобна для реализации на компьютере и позволяет выбрать экономичный режим работы котлоагрегата при газификации того или иного топлива.

2. Приведены результаты расчетов аэродинамики, тепломассообмена и химического реагирования ГСШ в псевдооживленном слое под давлением и схема реактора-газификатора, позволяющая автономно управлять (оптимизировать) процессами горения и газификации твердого топлива.

### ЛИТЕРАТУРА

1. Шрайбер А.А., Рохман Б.Б. О тепловом режиме охладителя сливной золы кипящего слоя // Промышленная теплотехника. – 2002. – Т.24, № 6. – С. 21 – 24.
2. Баскаков А.П., Лукачевский Б.П., Мухленов И.П. и др. Расчеты аппаратов кипящего слоя. Справочник. – Л.: Химия, 1986. – 352 с.
3. Майстренко А.Ю. Кинетика взаимодействия коксов энергетических углей с газами-реагентами  $\text{CO}_2$  и  $\text{O}_2$  в кипящем слое под давлением // Экотехнологии и ресурсосбережение. – 1997. – № 3. – С. 3 – 10.
4. Померанцев В.В., Арефьев К.И., Ахмедов Д.Б. и др. Основы практической теории горения. – Л.: Энергоатомиздат, 1986. – 312 с.
5. Краснощеков Е.А., Сукомел А.М. Задачник по теплопередаче. – М.: Энергия, 1980. – 288 с.
6. Махорин К.Е., Хинкис П.А. Сжигание топлива в псевдооживленном слое. – К: Наукова думка, 1989. – 204 с.

Получено 15.10.2008 г.