

Топливо и энергетика

УДК 542.965

Рохман Б.Б., Топал А.И., Чернявский Н.В.

Институт угольных энерготехнологий НАН Украины, Киев

Математическое описание и численное исследование рабочего процесса в топочной камере котла с циркулирующим кипящим слоем

Построена методика расчета аэродинамики и физико-химических процессов в топке котла с циркулирующим кипящим слоем, которая в отличие от существующих включает в себя статистическую модель процесса выгорания полидисперсного ансамбля коксозольных частиц в кипящем слое с учетом кинетики химических реакций, лучистого и конвективно-кондуктивного теплообмена. Сформулированы граничные условия (условия «сшивки») и приведены аналитические решения для функции распределения частиц в кипящем слое в малых интервалах изменения концентрации углерода для схем поверхностного и объемного реагирования.

Ключевые слова: газ, частица, горение, аэродинамика, температура, концентрация.

Побудовано методику розрахунку аеродинаміки та фізико-хімічних процесів у топці котла з циркулюючим киплячим шаром, яка на відміну від існуючих вміщує у собі статистичну модель процесу вигорання полідисперсного ансамблю коксозольних частинок у киплячому шарі з урахуванням кінетики хімічних реакцій, променевого та конвективно-кондуктивного теплообміну. Сформульовано граничні умови (умови «зшивки») та наведено аналітичні рішення для функції розподілу частинок у киплячому шарі в малих інтервалах зміни концентрації вуглецю для схем поверхневого та об'ємного реагування.

Ключові слова: газ, частинка, горіння, аеродинаміка, температура, концентрація.

В настоящей работе приведена инженерная методика расчета аэродинамики, тепломассообмена и химического реагирования твердого топлива типа кека в топке котлоагрегата с циркулирующим кипящим слоем (ЦКС), которая включает в себя три модели, предназначенные для расчета придонного кипящего слоя (КС) и надслоевого пространства (НП).

Первая из них основана на функции распределения частиц (ФРЧ) по концентрациям углерода в КС и предназначена для расчета эволюции состояния горящих коксозольных частиц в диффузионной, кинетической и переходной областях реагирования.

Вторая предназначена для расчета аэродинамической структуры надслоевого пространства, в центральной части (ядре потока) которого реализуется восходящее течение газозвеси, а в пристеночной кольцевой зоне (КЗ) формируется нисходящий плотный поток частиц, обусловленный миграцией примеси из приосевой зоны в периферийную область.

Третья предназначена для расчета восходящего движения, тепломассообмена и горения полидисперсного ансамбля частиц кокса и золы кека в ядре потока НП реактора с ЦКС с переменным расходом примеси по высоте реакционной зоны с учетом лучистого, кондуктивного и конвективного теплообмена между газом и час-

тицами, газодисперсным потоком и стенкой реактора, гетерогенных и гомогенных реакций, сил тяжести и межфазного взаимодействия.

Методика расчета базируется на следующих основных предпосылках: 1) процесс стационарный; 2) твердая фаза в КС распределена равномерно по всему объему, и для нее реализуется модель идеального перемешивания, а газ движется в режиме идеального вытеснения; 3) стехиометрическая схема реакций в КС включает в себя одну гетерогенную реакцию $C + O_2 = CO_2$, которая протекает и на поверхности частицы, и в ее объеме; 4) стехиометрическая схема реакций в НП включает в себя три гетерогенные реакции ($C + O_2 = CO_2$, $2C + O_2 = 2CO$, $C + CO_2 = 2CO$) и две гомогенные ($2CO + O_2 = 2CO_2$, $CH_4 + 2O_2 = CO_2 + 2H_2O$); 5) газовая смесь в КС состоит из кислорода, азота и диоксида углерода, а в НП к перечисленным компонентам добавляется оксид углерода, метан, водяной пар и диоксид серы; 6) твердая фаза в КС состоит из M монодисперсных фракций, представленных в виде коксозольных сростков, а в НП дисперсная фаза включает в себя M_C фракций коксовых и M_{ash} фракций зольных частиц сферической формы; 7) выход летучих веществ (CO , CH_4 , CO_2 и т. д.), а также испарение влаги исходного топлива происходят мгновенно на входе в НП; 8) в КС для поверхностного реагирования используется модель сжимающегося горячего ядра — реакция происходит на границе между горячим ядром и зольной оболочкой, а для объемного — модель прочного зольного каркаса, когда реакция происходит во всем объеме частицы. Здесь реализуется следующая схема горения коксозольной частицы: на первом этапе при достаточно высокой концентрации углерода ($C_{C,lim} < C_C < C_{C0}$) реагирование происходит на поверхности частицы с уменьшением ее диаметра; на втором ($C_C < C_{C,lim}$) реагирование протекает в объеме при неизменном размере частицы; 9) в НП гетерогенное горение протекает на поверхности коксовых частиц, вследствие чего их размер уменьшается; 10) в течение всего времени пребывания в топке частицы сохраняют шарообразную форму; 11) так как сечение кольцевой зоны не превышает в среднем 6–8 % поперечного сечения НП и процессы тепломассообмена и горения протекают преимущественно в ядре потока, то в первом приближении будем пренебрегать влиянием пристеночной области; 12) восходящий поток примеси в НП, состоящий из полидисперсного ансамбля частиц кокса и золы, экранирован дырчатой стенкой, за которой располагается КЗ и через которую твердая фаза про-

никает из ядра в КЗ. Рассматривается односторонний массообмен между реакционной зоной и КЗ; 13) расход рециркулирующих частиц кокса и золы кека в реакционной зоне НП экспоненциально убывает по мере удаления от верхней границы КС; 14) между газодисперсным потоком и дырчатой стенкой НП происходит кондуктивно-конвективный и лучистый теплообмен.

На рис.1 приведена схема топки котлоагрегата с ЦКС паропроизводительностью 75 т/ч, предназначенного для сжигания твердого высокозольного топлива типа кека. Нижняя часть топочной камеры выполнена в виде пирамидальной воронки, в которой располагается КС (поз. 20). Панели боковых, заднего и фронтального экранов топки изготавливаются цельносварными, газоплотными из плавниковых труб. Настенные экраны, ограждающие воронку, обмурованы. Толщина обмуровки 50 мм. На выходе из топки газовзвесь разделяется на два потока, каждый из которых направляется в свой горячий циклон 9, где происходит отделение газа от частиц. Рециркулирующая масса, поступающая в два опускных стояка 8, также разделяется на два потока, один из которых вводится в топку, другой — в теплообменник

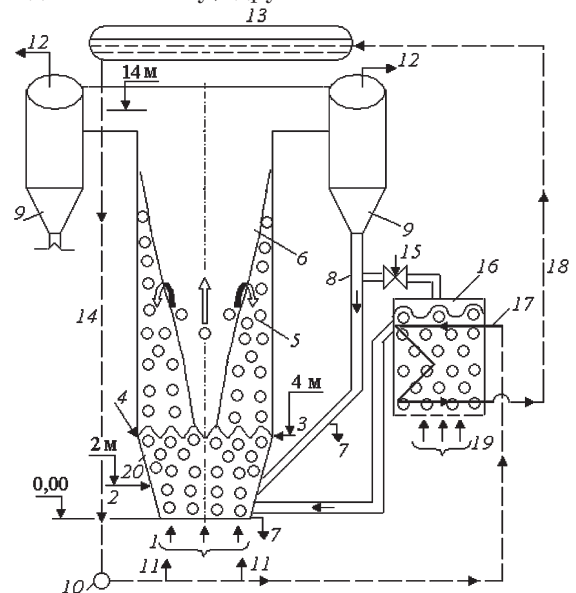


Рис.1. Схема котла с циркулирующим кипящим слоем: 1–3 — подача первичного, вторичного и третичного воздуха; 4 — подача угля; 5 — кольцевая зона; 6 — ядро потока; 7 — выход сливной золы; 8 — опускной стояк рециркулирующей массы; 9 — циклон; 10 — раздаточный коллектор питательной воды; 11 — вход питательной воды в испарительные настенные экраны топочной камеры; 12 — газы, уходящие в конвективную шахту; 13 — барабан; 14 — опускной стояк питательной воды; 15 — регулирующий клапан; 16 — выносной теплообменник; 17 — испарительные поверхности; 18 — пароводяная смесь, направляющаяся в барабан; 19 — подача воздуха под решетку выносного теплообменника; 20 — кипящий слой.

псевдооживленного слоя 16, где происходит охлаждение дисперсной фазы, после чего она с температурой 700 °С направляется в нижнюю часть КС. В теплообменнике располагаются испарительные поверхности нагрева 17, включенные в тракт естественной циркуляции пароводяной среды следующим образом. Из раздаточных коллекторов 10 питательная вода 11 поступает в испарительные поверхности топочной камеры и выносного теплообменника, в которых происходит ее частичное испарение за счет кондуктивного и лучистого теплообмена между рециркулирующей массой и испарительной средой, после чего пароводяная смесь вводится в барабан 13.

Для регулирования параметров рабочего процесса в КС предусмотрен отдельный ввод воздуха. Первичный 1, в количестве 56,70 % от общего расхода воздуха V_{air} , подается через перфорированную решетку, вторичный (16,70 % от V_{air}) — на отметке топки 2 м (поз. 2), третичный (26,6 % от V_{air}) — 4 м (поз. 3).

Аэродинамическая структура полидисперсного потока, присущая НП топки с ЦКС, включает в себя две зоны: ядро потока (реакционную зону) 6 и КЗ 5. Исходное топливо 4 подается в первую зону над верхней границей КС, где происходит его прогрев, испарение влаги и выход летучих веществ. Туда же поступает третичный воздух 3, необходимый для выгорания пиролизных газов и мелких фракций кека. Вторая зона 5, через которую проходит 10–12 % общего расхода газа, имеет два основных назначения: а) экран, который защищает реакционную зону от воздействия холодных испарительных поверхностей нагрева топки; б) зона восстановления, где происходит образование СО из-за интенсивного протекания гетерогенной реакции $C + CO_2 = 2CO$, что связано с высокой реакционной поверхностью дисперсной фазы.

Крупные коксозольные частицы кека направляются в КС и сгорают в объеме первичного и вторичного воздуха. Небольшая часть тепла, выделившегося при их выгорании,

воспринимается настенными торкретированными поверхностями нагрева КС, а оставшееся тепло, унесенное газовзвесью и выделившееся в результате сгорания мелких фракций и летучих веществ, снимается испарительными настенными экранами НП и поверхностями нагрева, расположенными в конвективной шахте.

Основные уравнения

Методика расчета кипящего слоя (модель I)

Аналитические выражения для ФРЧ фракции i по концентрациям углерода для малых интервалов $\{C_{Ck}, C_{Ck+1}\}$ первого (поверхностного) и второго (объемного) этапов реагирования при условии, что температура частиц $t_{pi} \in \{C_{Ck}, C_{Ck+1}\}$ постоянна, имеют такой вид:

$$f_{i,k}^w = \frac{U_{i,k}^w}{F_i} \left[\frac{1}{(1-C_{Ck})^{2,5}(1+bC_{Ck})^{0,5}} + \frac{J_{i,k}}{(1-C_{Ck})^{7/3}(1+bC_{Ck})^{2/3}} \right] \times \exp \left\{ \frac{2B_{ashi}\rho_C}{3600m_{bi}\rho_{ash}F_i} \left[\frac{(1+bC_{Ck})^{0,5}}{(1-C_{Ck})^{0,5}} + \frac{1,5J_{i,k}(1+bC_{Ck})^{1/3}}{(1-C_{Ck})^{1/3}} \right] \right\},$$

$$f_{i,k}^v = 3600U_{i,k}^v \gamma_{i,k} C_{Ck}^{\gamma_{i,k}-1} (1-C_{Ck})^{-2-\gamma_{i,k}} m_{bi} / B_{ashi}, \quad (1)$$

$$\gamma_{i,k} = \frac{B_{ashi}(k_{C+O_2i,k} + \alpha_{D,limi})r_{limi}\rho_C}{10800m_{bi}\mu_C \alpha_{D,limi} k_{C+O_2i,k} C_{O_2,m}}, \quad (2)$$

где

$$F_i = \frac{0,945(1+bC_{C0})^{0,5} \mu_C C_{O_2,m} D_{CO_2 \rightarrow cm}}{r_{i0}^{1,5} (1-C_{C0})^{0,5} \rho_{ash}} \left(\frac{2u_g}{\eta_g} \right)^{0,5},$$

$$J_i = S_i / k_{C+O_2i}, \quad b = \frac{\rho_{ash}}{\rho_C} - 1,$$

$$S_i = 0,315D_{CO_2 \rightarrow cm} r_{i0}^{-0,5} (1-C_{C0})^{-1/6} (1+bC_{C0})^{1/6} \left(\frac{2u_g}{\eta_g} \right)^{0,5}. \quad (3)$$

Для вычисления констант $U_{i,k}^w$ и $U_{i,k}^v$, фигурирующих в (1), (2), будем полагать, что в каждом малом диапазоне $\{C_{Ck}, C_{Ck+1}\}$ в точке $k+1$ должны выполняться условия

$$\frac{U_{i,k}^w}{F_i} \left[\frac{1}{(1-C_{Ck+1})^{2,5}(1+bC_{Ck+1})^{0,5}} + \frac{J_{i,k}}{(1-C_{Ck+1})^{7/3}(1+bC_{Ck+1})^{2/3}} \right] \times \exp \left\{ \frac{2B_{ashi}\rho_C}{3600m_{bi}\rho_{ash}F_i} \left[\frac{(1+bC_{Ck+1})^{0,5}}{(1-C_{Ck+1})^{0,5}} + \frac{1,5J_{i,k}(1+bC_{Ck+1})^{1/3}}{(1-C_{Ck+1})^{1/3}} \right] \right\} =$$

$$= \frac{U_{i,k+1}^w}{F_i} \left[\frac{1}{(1-C_{Ck+1})^{2,5}(1+bC_{Ck+1})^{0,5}} + \frac{J_{i,k+1}}{(1-C_{Ck+1})^{7/3}(1+bC_{Ck+1})^{2/3}} \right] \times \exp \left\{ \frac{2B_{ashi}\rho_C}{3600m_{bi}\rho_{ash}F_i} \left[\frac{(1+bC_{Ck+1})^{0,5}}{(1-C_{Ck+1})^{0,5}} + \frac{1,5J_{i,k+1}(1+bC_{Ck+1})^{1/3}}{(1-C_{Ck+1})^{1/3}} \right] \right\} \quad (4)$$

($k=1-n$),

$$U_{i,k}^v \gamma_{i,k} C_{Ck+1}^{\gamma_{i,k}-1} (1-C_{Ck+1})^{-2-\gamma_{i,k}} = U_{i,k+1}^v \gamma_{i,k+1} C_{Ck+1}^{\gamma_{i,k+1}-1} (1-C_{Ck+1})^{-2-\gamma_{i,k+1}} \quad (k=1-m). \quad (5)$$

$$\frac{U_{i,n}^w}{F_i} \left[\frac{1}{(1-C_{Cn+1})^{2,5}(1+bC_{Cn+1})^{0,5}} + \frac{J_{i,n}}{(1-C_{Cn+1})^{7/3}(1+bC_{Cn+1})^{2/3}} \right] \times \exp \left\{ \frac{2B_{ashi}\rho_C}{3600m_{bi}\rho_{ash}F_i} \left[\frac{(1+bC_{Cn+1})^{0,5}}{(1-C_{Cn+1})^{0,5}} + \frac{1,5J_{i,n}(1+bC_{Cn+1})^{1/3}}{(1-C_{Cn+1})^{1/3}} \right] \right\} =$$

$$= 3600U_{i,m}^v \gamma_{i,m} C_{Cm+1}^{\gamma_{i,m}-1} (1-C_{Cm+1})^{-2-\gamma_{i,m}} m_{bi} / B_{ashi}.$$

$$I_{i,k}^w = \int_{C_{Ck}}^{C_{Ck+1}} \frac{1}{F_i} \left[\frac{1}{(1-C_{Ck})^{2.5}(1+bC_{Ck})^{0.5}} + \frac{J_{i,k}}{(1-C_{Ck})^{7/3}(1+bC_{Ck})^{2/3}} \right] \times \exp \left\{ \frac{2B_{ashi} \rho_c}{3600 m_{bi} \rho_{ash} F_i} \left[\frac{(1+bC_{Ck})^{0.5}}{(1-C_{Ck})^{0.5}} + \frac{1.5J_{i,k}(1+bC_{Ck})^{1/3}}{(1-C_{Ck})^{1/3}} \right] \right\} dC_{Ck},$$

$$I_{i,k}^v = \frac{3600 \gamma_{i,k} m_{bi}}{B_{ashi}} \left[\frac{C_{Ck+1}^{\gamma_{i,k}}}{\gamma_{i,k}} + \frac{K_{i,k} C_{Ck+1}^{\gamma_{i,k}+1}}{\gamma_{i,k}+1} + \frac{K_{i,k}(K_{i,k}+1)C_{Ck+1}^{\gamma_{i,k}+2}}{2(\gamma_{i,k}+2)} + \frac{K_{i,k}(K_{i,k}+1)(K_{i,k}+2)C_{Ck+1}^{\gamma_{i,k}+3}}{6(\gamma_{i,k}+3)} - \frac{C_{Ck}^{\gamma_{i,k}}}{\gamma_{i,k}} - \frac{K_{i,k} C_{Ck}^{\gamma_{i,k}+1}}{\gamma_{i,k}+1} - \frac{K_{i,k}(K_{i,k}+1)C_{Ck}^{\gamma_{i,k}+2}}{2(\gamma_{i,k}+2)} - \frac{K_{i,k}(K_{i,k}+1)(K_{i,k}+2)C_{Ck}^{\gamma_{i,k}+3}}{6(\gamma_{i,k}+3)} \right], K_{i,k} = 2 + \gamma_{i,k} \quad (7)$$

На границе раздела (поверхностное реагирование — объемное реагирование) предусматривается условие «сшивки» (см. (6)).

Далее необходимо вычислить интегралы от ненормированных ФРЧ фракции i на каждом участке $\{C_{Ck}, C_{Ck+1}\}$ (см. (7)).

Записать условие нормирования для каждой фракции i :

$$\sum_{k=1}^m U_{i,k}^v I_{i,k}^v + \sum_{k=1}^n U_{i,k}^w I_{i,k}^w = 1. \quad (8)$$

Система уравнений (4)–(8) позволяет рассчитать константы $U_{i,k}^w$, и $U_{i,k}^v$, в каждом диапазоне изменения концентрации углерода $\{C_{Ck}, C_{Ck+1}\}$, что дает возможность определить следующие интегралы

$$I_{C_{i,k}}^w = \int_{C_{Ck}}^{C_{Ck+1}} C_{Ck} f_{i,k}^w dC_{Ck},$$

$$I_{C_{i,k}}^v = \frac{3600 U_{i,k}^v \gamma_{i,k} m_{bi}}{B_{ashi} (\gamma_{i,k} + 1)} \left[\left(\frac{C_{Ck+1}}{1-C_{Ck+1}} \right)^{\gamma_{i,k}+1} - \left(\frac{C_{Ck}}{1-C_{Ck}} \right)^{\gamma_{i,k}+1} \right], \quad (9)$$

$$\varphi_{i,k}^w = U_{i,k}^w I_{i,k}^w, \quad \varphi_{i,k}^v = U_{i,k}^v I_{i,k}^v,$$

средние массовые концентрации углерода в КС и фракции i

$$C_{C,mi} = \sum_{k=1}^m I_{C_{i,k}}^v + \sum_{k=1}^n I_{C_{i,k}}^w, \quad C_{C,b} = \sum_{i=1}^M C_{C,mi} Z_{mi}, \quad (10)$$

среднюю плотность частиц фракции i в слое

$$\rho_{p,mi} = \frac{1}{\left[\frac{1}{\rho_{ash}} + \frac{C_{C,lim}}{\rho_c(1-C_{C,lim})} \right] (1-C_{C,mi})} \quad (C_{C,mi} \leq C_{C,lim}),$$

$$\rho_{p,mi} = \frac{\rho_{ash} \rho_c (1-C_{C0})}{(1-C_{C,mi})(\rho_c + (\rho_{ash} - \rho_c)C_{C0}) - \rho_{ash}(C_{C0} - C_{C,mi})} \quad (C_{C,mi} > C_{C,lim}).$$

Эквивалентный диаметр и плотность частицы в КС находятся по формулам

$$\delta_{ek} = \left[\rho_{p,ek} \sum_{i=1}^M \frac{Z_{mi}}{\rho_{p,mi} \delta_{mi}} \right]^{-1}, \quad \rho_{p,ek} = \sum_{i=1}^M \rho_{p,mi} Z_{mi}, \quad (12)$$

а скорость несущей среды в КС — согласно выражению [1]:

$$u_g = \frac{\eta_g Ar_{ek} \varepsilon^{4.75}}{\delta_{ek} (18 + 0.61 \sqrt{Ar_{ek} \varepsilon^{4.75}})}. \quad (13)$$

Систему уравнений (1)–(13) необходимо дополнить уравнениями неразрывности для компонентов газовой смеси:

$$\frac{d(u_g C_{O_2})}{dz} = - \sum_{i=1}^M \frac{6\alpha_{D,mi} (C_{O_2} - C_{O_2i}^w)(1-\varepsilon) C_{v,mi} Z_{mi}}{\delta_{mi}},$$

$$\frac{d(u_g C_{CO_2})}{dz} = \sum_{i=1}^M \frac{6\alpha_{D,mi} (C_{CO_2}^w - C_{CO_2})(1-\varepsilon) C_{v,mi} Z_{mi}}{\delta_{mi}}. \quad (14)$$

Методика расчета аэродинамики НП (модель II)

Уравнение неразрывности для газовой фазы может быть записано в таком виде:

$$u_{g0} f_{fb} = [B_{p,d} / (3600 \rho_p \beta_d) - A_{2d} f_d] (1 - \beta_d) + [B_{p,c} / (3600 \rho_p \beta_c) + A_{1c} f_c] (1 - \beta_c), \quad (\beta_d > 0,2),$$

$$u_{g0} f_{fb} = [B_{p,d} / (3600 \rho_p \beta_d) + A_{1d} f_d] (1 - \beta_d) + [B_{p,c} / (3600 \rho_p \beta_c) + A_{1c} f_c] (1 - \beta_c), \quad (\beta_d \leq 0,2), \quad (15)$$

где

$$A_{1q} = \sqrt{\frac{4\delta_{ek} (1-\beta_q)^{1.65} \rho_p g}{3 \xi_q \rho_g}}, \quad A_{3d} = \frac{150 \eta_g \rho_g \beta_d^2}{\delta_{ek}^2 (1-\beta_d)^2},$$

$$A_{4d} = \frac{1.75 \rho_g \beta_d}{\delta_{ek} (1-\beta_d)}, \quad Re_q = \frac{|u_{gq} - u_{pq}| \delta_{ek} (1-\beta_q)}{\eta_g}, \quad (16)$$

$$A_{2d} = \frac{A_{3d}}{2A_{4d}} - \sqrt{\left(\frac{A_{3d}}{2A_{4d}} \right)^2 + \frac{1}{A_{4d}} \left(\frac{dP}{dz} \right)_d},$$

$$\xi_q = \frac{24}{Re_q} (1 + 0.15 Re_q^{0.687}), \quad q = c, d.$$

Перепады давлений в КЗ и ядре потока определяются согласно выражениям

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_d = \beta_d \rho_p g + \frac{\zeta_w \beta_d \rho_p |u_{pd}| u_{pd}}{2D_{fb}} - \frac{\zeta_{c,d} \beta_c \rho_p u_{pc}^2}{2D_c} - B_{p,c0} \gamma^* \exp(-\gamma^* z) \frac{\beta_d \rho_p u_{pd} u_{pc}}{B_{p,d}}, \quad (17)$$

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_c = \beta_c \rho_p g + \frac{\zeta_{c,d} \beta_c \rho_p u_{pc}^2}{2D_c},$$

скорости частиц в КЗ и реакционной области рассчитываются по формулам

$$u_{g,d} = u_{p,d} - \frac{A_{3d}}{2A_{4d}} + \sqrt{\left(\frac{A_{3d}}{2A_{4d}}\right)^2 + \frac{1}{A_{4d}} \left(\frac{dP}{dz}\right)_d}, \quad (\beta_d > 0,2), \quad (18)$$

$$u_{g,q} = u_{p,q} + \sqrt{\frac{4\delta_{ck}(1-\beta_q)^{1,65}}{3\xi_q \rho_g \beta_q} \left(\frac{dP}{dz}\right)_q}, \quad (\beta_q \leq 0,2), \quad q = c, d,$$

расход и концентрация частиц в ядре потока определяются так:

$$V_c = V_{c0} \exp(-\gamma^* z), \quad \beta_c = \beta_{c0} \exp(-\gamma_c^* z), \quad (19)$$

а расход частиц в КЗ находится по выражению

$$V_d = V_{c0} \exp(-\gamma^* z) \{ \exp [(-\gamma^*(H_{fb} - z))] - 1 \}. \quad (20)$$

Из уравнения материального баланса для дисперсной фазы можно получить соотношение между концентрациями частиц и сечениями обеих зон:

$$(\beta_m - \beta_d) / (\psi\beta_c - \beta_d) = f_c / f_{fb}, \quad f_{fb} = f_c + f_d. \quad (21)$$

Уравнение неразрывности для твердой фазы имеет вид

$$V_{pq} = 3600 u_{pq} \beta_q f_q \rho_p, \quad q = c, d. \quad (22)$$

Методика расчета реакционной зоны НП точки с ЦКС (модель III)

Система уравнений, описывающая аэродинамику, тепломассообмен и химическое реагирование газодисперсного потока в ядре с переменным расходом твердой фазы по высоте НП, может быть представлена в следующем виде.

Уравнения неразрывности для компонентов газа и частиц кокса фракции j:

$$d(u_g C_{O_2}) / dz = -6 \sum_{j=1}^{MC} \alpha_{D,\gamma,j} (C_{O_2} - C_{O_2}^w) (\beta_j / \delta_{c,j}) - k_{CO+O_2} C_{O_2} C_{CO} - 2k_{CH_4+O_2} C_{O_2} C_{CH_4}; \quad (23)$$

$$d(u_g C_{CO_2}) / dz = 6 \sum_{j=1}^{MC} \alpha_{D,\gamma,j} (C_{CO_2}^w - C_{CO_2}) (\beta_j / \delta_{c,j}) + 2k_{CO+O_2} C_{O_2} C_{CO} + k_{CH_4+O_2} C_{O_2} C_{CH_4}; \quad (24)$$

$$d(u_g C_{CO}) / dz = 6 \sum_{j=1}^{MC} \alpha_{D,\gamma,j} (C_{CO}^w - C_{CO}) (\beta_j / \delta_{c,j}) - 2k_{CO+O_2} C_{O_2} C_{CO}; \quad (25)$$

$$d(u_g C_{CH_4}) / dz = -k_{CH_4+O_2} C_{O_2} C_{CH_4}; \quad (26)$$

$$d(u_g C_{H_2O}) / dz = 2k_{CH_4+O_2} C_{O_2} C_{CH_4}; \quad (27)$$

$$d(\beta_j u_{p,j}) / dz = -[\alpha_{D,\theta,j} (C_{CO,j}^w - C_{CO}) + \alpha_{D,\gamma,j} (C_{CO_2}^w - C_{CO_2})] (6\mu_c \beta_j / (\delta_{c,j} \rho_{c,j})) - \gamma^* \beta_j u_{p,j}; \quad (28)$$

$$n_i = (n_{i0} u_{p,i0} / u_{p,i}) \exp(-\gamma^* z); \quad \delta_{c,j} = (6\beta_j / (\pi n_j))^{1/3}, \quad (29)$$

$$\beta_s = n_s \pi \delta_s^3 / 6,$$

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

$$C_{O_2}^w = \alpha_{D,\gamma,j} C_{O_2} / (\alpha_{D,\gamma,j} + k_{C+O_2j} + k_{C+O_2j});$$

$$C_{CO_2}^w = (\alpha_{D,\gamma,j} C_{CO_2} + k_{C+O_2j} C_{O_2}^w) / (\alpha_{D,\gamma,j} + k_{C+CO_2j}); \quad (30)$$

$$C_{CO,j}^w = [\alpha_{D,\theta,j} C_{CO} + 2(k_{C+O_2j} C_{O_2}^w + k_{C+CO_2j} C_{CO_2}^w)] / \alpha_{D,\theta,j};$$

$$\alpha_{D,\gamma,j} = D_{O_2 \rightarrow cm} Nu_{D,j} / \delta_{c,j}; \quad \alpha_{D,\theta,j} = D_{CO_2 \rightarrow cm} Nu_{D,j} / \delta_{c,j};$$

$$\alpha_{D,\theta,j} = D_{CO \rightarrow cm} Nu_{D,j} / \delta_{c,j}.$$

Уравнение переноса импульса частиц фракции i:

$$d(\beta_i u_{p,i}^2) / dz = F_{a,i} / \rho_{p,i} - g \beta_i - \gamma^* \beta_i u_{p,i}^2. \quad (31)$$

Уравнение сохранения количества движения газовой фазы:

$$d(\rho_g u_g^2) / dz = -dP / dz - g \rho_g - \sum_{i=1}^{MC+Mash} F_{a,i}. \quad (32)$$

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

$$d(\rho_g u_g c_g t_g) / dz = 6 \sum_{i=1}^{MC+Mash} \alpha_{conv,i} (t_{p,i} - t_g) \beta_i / \delta_{c,i} - Q_{rad,g \rightarrow \text{экp}} + \sum_{i=1}^{MC+Mash} Q_{rad,i \rightarrow g} + k_{CO+O_2} C_{O_2} C_{CO} Q_{CO+O_2} + k_{CH_4+O_2} C_{O_2} C_{CH_4} Q_{CH_4+O_2}, \quad (33)$$

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

$$\frac{d(\beta_j u_{p,j} c_{p,j} t_{p,j})}{dz} = [(k_{C+O_2j} Q_{C+O_2j} + k_{C+O_2j} Q_{C+O_2j}) C_{O_2}^w - k_{C+CO_2j} C_{CO_2}^w Q_{C+CO_2j} - \alpha_{conv,j} (t_{p,j} - t_g)] \beta_j / (\delta_{c,j} \rho_{c,j}) - Q_{rad,j \rightarrow \text{экp}} / \rho_{c,j} - Q_{rad,j \rightarrow g} / \rho_{c,j} - Q_{cond,j \rightarrow \text{экp}} / \rho_{c,j} - \gamma^* \beta_j u_{p,j} c_{p,j} t_{p,j}. \quad (34)$$

Уравнение теплового баланса зольных частиц фракции s:

$$\frac{d(\beta_s u_{p,s} c_{p,s} t_{p,s})}{dz} = -\alpha_{conv,s} (t_{p,s} - t_g) \frac{6\beta_s}{\delta_s \rho_{ash,s}} - \frac{Q_{rad,s \rightarrow \text{экp}}}{\rho_{ash,s}} - \frac{Q_{rad,s \rightarrow g}}{\rho_{ash,s}} - \frac{Q_{cond,s \rightarrow \text{экp}}}{\rho_{ash,s}} - \gamma^* \beta_s u_{p,s} c_{p,s} t_{p,s}. \quad (35)$$

Систему уравнений (1)–(35) необходимо дополнить уравнениями тепловых балансов точки

$$B_{угл} c_{угл} t_{угл} + B_{air} c_{air} t_{air0} + B_{угл} Q_{nr} + B_{рец} c_{рец0} t_{рец0} = B_{g,fb,e} c_{g,fb,e} t_{g,fb,e} + B_{рец} c_{рец,e} t_{рец,e} + B_{slag} c_{p,b} t_{p,b} / (1 - C_c) + Q_{\text{экp},b} + Q_{\text{экp},fb} \quad (36)$$

и выносного теплообменника

$$V_{air,toks0} c_{air,toks0} t_{air0} + V_{pec,toks} c_{pec,e} t_{pec,e} = V_{air,toks0} c_{air,toks,e} t_{air,toks,e} + V_{pec,toks} c_{pec,toks} t_{pec,toks} + Q_{exp,toks}, \quad (37)$$

выражениями для расчета коэффициента теплопередачи в выносном теплообменнике

$$K_{tepl,toks} = \left[\frac{1}{\alpha_{rad,exp,toks} + \alpha_{cond,exp,toks}} + \frac{\delta_{tr}}{\lambda_{tr}} + \frac{1}{\alpha_{wat}} \right]^{-1}, \quad (38)$$

скорости газа в нем

$$Re = \frac{Ar \epsilon^{4,75}}{18 + 0,61 \sqrt{Ar \epsilon^{4,75}}}, \quad u_{g,toks} = \frac{Re \eta_g}{\delta_{ek,fb}}, \quad (39)$$

его поверхности

$$L_{exp,toks} = \frac{Q_{exp,toks}}{3600 K_{tepl,toks} (t_{pec,toks} - t_{exp,toks})}, \quad (40)$$

скорости и расхода воздуха в стояке

$$u_{g,ct} = u_{p,ct} - \frac{A_{3,ct}}{2A_{4,ct}} + \sqrt{\left(\frac{A_{3,ct}}{2A_{4,ct}} \right)^2 + \frac{1}{A_{4,ct}} \left(\frac{dP}{dz} \right)_{ct}}, \quad (41)$$

$$V_{g,ct} = 3600 u_{g,ct} (1 - \beta_{ct}) \rho_g f_{ct},$$

массы слоя

$$m_b = \frac{H_b \rho_{pek}}{3} (1 - \epsilon_b) (f_{fb} + \sqrt{f_{fb} f_{resh}} + f_{resh}), \quad (42)$$

где A_{3ct} , A_{4ct} вычисляются подобно A_{3d} , A_{4d} (см. (16)); $(dP/dz)_{ct} = c_p g \beta_{ct}$.

На основании систем уравнений (1)–(42) разработаны программы для конструкторско-проверочных расчетов геометрических характеристик, аэродинамики, тепломассообмена и горения кека в КС, НП, в выносном теплообменнике и подциклонном стояке.

Некоторые результаты расчетов

Обсудим результаты расчетов топki котла с ЦКС паропроизводительностью 75 т/ч и давлением 65 атм, предназначенного для сжигания кека при следующих исходных данных.

Кипящий слой: $\delta_{m10} = 0,772$ мм; $\delta_{m20} = 1,225$ мм, $\delta_{m30} = 1,74$ мм, $\delta_{m40} = 2,245$ мм, $\delta_{m50} = 2,75$ мм; $Z_{m10} = 0,05$, $Z_{m20} = 0,45$, $Z_{m30} = 0,3$, $Z_{m40} = 0,1$, $Z_{m50} = 0,1$; $\rho_C = 900$ кг/м³; $\rho_{ash} = 900$ кг/м³; $C_{C,lim} = 0,0292$; $C_{C0} = 0,28$; $H_b = 4$ м; $H_{b0} = 1$ м; $f_{resh} = 13,98$ м²; $\beta = 0,15$; $V_{C0} = 2847,5$ кг/ч; $t_{g,b} = 900$ °С.

Надслоевое пространство: $\delta_{C,fb0} = 0,2$ мм; $\delta_{ash,fb} = 0,2$ мм; $H_{fb} = 10$ м; $f_{fb} = 24$ м²; $V_{C0} = 2847,5$ кг/ч; $\gamma^* = 0,175$; $t_{exp,fb} = 340$ °С. Состав топлива и продуктов пиролиза на рабочую массу: $Ar = 57,0$ %, $Sr = 0,3$ %, $Hr = 0,95$ %, $Nr = 0,63$ %, $Wr = 8,72$ %, $(CO)r = 5,06$ %, $(CO_2)r = 1,76$ %, $(CH_4)r = 3,69$ %, $C_{фr} = 21,91$ %; $V_{air} = 113222$ кг/ч; $V_{угл} = 25993$ кг/ч; $\alpha = 1,2$.

Расчетный материал проиллюстрирован на рис.2–19.

Характеристики рабочего процесса топki котлоагрегата с ЦКС приведены ниже:

Расход рециркулирующей массы на выходе из топki, кг/ч	– 1,14·10 ⁶
Кратность циркуляции	– 43,85
Концентрация углерода в рециркулирующей массе на выходе из топki	– 0,0046
Поверхность нагрева НП, м ²	– 200,4
Поверхность нагрева кипящего слоя, м ²	– 74,5
Поверхность нагрева в выносном теплообменнике, м ²	– 38,25
Коэффициент теплопередачи между слоем и паровой водой в выносном теплообменнике, кДж/(с·К·м ²)	– 0,4065
Тепловосприятие поверхностей нагрева в выносном теплообменнике, кДж/ч	– 2,3·10 ⁷
Скорость газа в выносном теплообменнике м/с	– 0,0165
Расход рециркулирующей массы через выносной теплообменник кг/ч	– 109870
Температура рециркулирующей массы на выходе из выносного теплообменника, °С	– 869,3
Тепловосприятие поверхностей нагрева топki, кДж/ч	– 9,02·10 ⁷
Тепло, необходимое для испарения питательной воды, кДж/ч	– 1,134·10 ⁸
Расход H ₂ O на входе в НП кг/ч	– 4463,33
Расход N ₂ на входе в НП кг/ч	– 87720,6
Расход SO ₂ на входе в НП кг/ч	– 159,768
Расход H ₂ O на выходе из НП кг/ч	– 6621,53
Скорость газа на выходе из НП м/с	– 4,538
Скорость частиц кокса на выходе из НП м/с	– 4,2
Скорость частиц золы на выходе из НП м/с	– 4,16
Скорость воздуха на входе в газораспределительную решетку м/с	– 4,24
Средняя скорость газа в КС, м/с	– 3,769
Температура наружной поверхности обмуровки КС, °С	– 866,4
Коэффициент теплопередачи между КС и паровой водой, кДж/(с·К·м ²)	– 0,0256
Суммарный коэффициент теплообмена между КС и обмуровкой, кДж/(с·К·м ²)	– 0,468
Перепад давления по топке, Па	– 6408
Количество стояков, шт.	– 2
Сечение стояка, м ²	– 1,0
Диаметр стояка, м	– 1,13
Высота запираания стояка, м	– 1,66
Скорость воздуха в стояке, м/с	– –0,363
Скорость частиц в стояке, м/с	– –0,4
Расход воздуха в стояке, кг/ч	– –262,3
Высота насыпного слоя в КС, м	– 1
Средняя плотность частиц в КС, кг/м ³	– 896
Средний диаметр частиц в КС, м	– 0,00132
Концентрация углерода в КС	– 0,02773
Масса КС, кг	– 10646,70

Прежде чем перейти к анализу численных исследований рабочего процесса в НП на основании модели III, обсудим правомерность принятого допущения о пренебрежимо малом влиянии КЗ на рассматриваемый процесс. Для под-

тверждения целесообразности принятой гипотезы с использованием модели II были проведены расчеты аэродинамики двухфазного потока в НП ($H_{fb} = 10$ м, $f_{fb} = 24$ м², $V_{penc,e}/V_{ygl} = 43,85$, $V_{penc0} = 6,56 \cdot 10^6$ кг/ч, $t_g = t_p = 900$ °С, $\rho_g = 0,3$ кг/м³), результаты которых представлены на рис.2–5. Видно, что средние (по высоте НП) относительные значения величин $\langle f_d \rangle / f_{fb} = 0,075$, $\langle V_{g,d} \rangle / V_{g,c0} = 0,058$ и $\langle u_{g,c} \rangle / u_{g0} = 0,16$ оказываются значительно меньше, чем $\langle V_{p,c} \rangle / V_{p,c0} = 0,6$, $\langle \beta_m \rangle / \beta_{m0} = 0,470$ и $\langle \beta_c \rangle / \beta_{c0} = 0,42$ (рис.2, кривая 2; рис.3, кривая 1; рис.4, кривые 1, 2; рис.5, кривые 2, 3). Кроме того, рассматриваемое допущение опирается на результаты расчетов горения АШ в переходной зоне (ПЗ) реактора с КС с возвратом уноса ($f_{fb} = 25,2$ м², $V_{penc0} = 8,99 \cdot 10^6$ кг/ч) [2].

В работе [2] с использованием двумерной модели процессов переноса в ПЗ показано, что практически по всей площади поперечного сечения реакционной зоны (за исключением достаточно узкой пристеночной области) основные осредненные параметры фаз (температуры, концентрации, скорости и т. д.) изменяются незначительно, то есть влияние экранов НП на процесс горения в ядре потока можно не учитывать.

Исходя из вышеизложенного, с целью упрощения модельных представлений о рабочем процессе в НП на стадии эскизного проекта будем пренебрегать влиянием КЗ, однако будем учитывать изменение расхода и концентрации рециркулирующих частиц по высоте топki, что дает основание использовать модель III для расчета аэродинамики, тепловых и физико-химических процессов в реакционной зоне.

Известно, что коэффициент кондуктивного теплообмена зависит от средней (по сечению) объемной концентрации частиц $\alpha_{cond} = f(\beta_m)$. Из рис.5 видно, что концентрации β_c и β_m близки между собой (ср. кривые 2 и 3). Поэтому с достаточной степенью точности для расчета коэффициента α_{cond} можно использовать величину β_c вместо переменной β_m .

Основные трудности, возникающие при конструировании топочных устройств с ЦКС, связаны с выбором их геометрических параметров (высоты и сечения), которые, с одной стороны, должны обеспечивать необходимый теплосъем в топке (79,5 % от общего), а с другой стороны выгорание фиксированного углерода $V_C = 5695$ кг/ч и пиролизных газов ($V_{CO} = 1315,22$ кг/ч, $V_{CH_4} = 959,12$ кг/ч).

Для выполнения первого условия необходимо интенсифицировать теплообмен между газодисперсным потоком и настенными цельносварными панелями НП, так как вклад в тепловосприятие топki торкретированных экранов КС очень мал ($Q_{экр,b} = 1166,6$ кДж/с) и составляет всего лишь 4,9 % от величины $Q_{экр,fb}$ (рис.6). Интенсификации теплообмена в НП можно достичь только благодаря высоким значениям кратности циркуляции мелких коксобольших частиц. Остановимся на этом вопросе более подробно. Анализ результатов расчетов показывает, что одним из основных способов

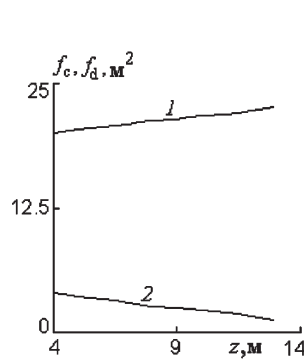


Рис.2.

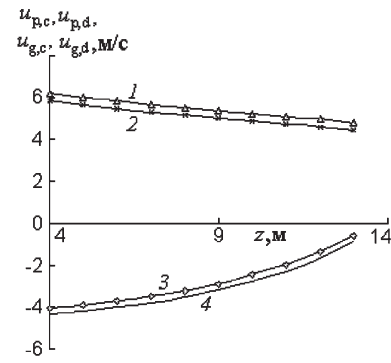


Рис.3.

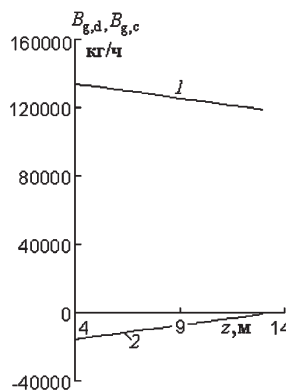


Рис.4.

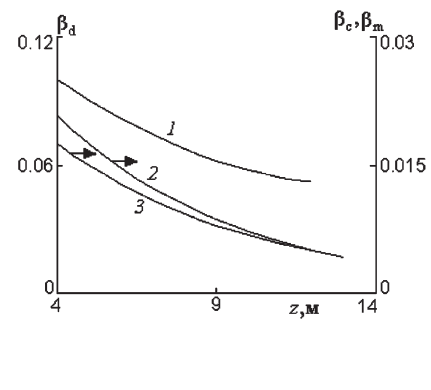


Рис.5.

Рис.2. Изменение сечений ядра потока (1) и кольцевой зоны (2) по высоте НП.

Рис.3. Распределение скоростей газа и частиц в ядре потока и кольцевой зоне по высоте НП: 1 — $u_{g,c}$; 2 — $u_{p,c}$; 3 — $u_{g,d}$; 4 — $u_{p,d}$.

Рис.4. Распределение расходов газа в ядре потока (1) и кольцевой зоне (2) по высоте НП.

Рис.5. Распределение объемных концентраций частиц в ядре потока (3), в кольцевой зоне (1) и средней по сечению (2) по высоте НП.

передачи тепла от двухфазного потока к экранам НП является кондуктивный теплообмен $Q_{\text{cond},i \rightarrow \text{экp}} = \alpha_{\text{cond}} (t_{\text{pi}} - t_{\text{экp}}) \beta_i u_{p,i} / (\beta_{\text{ek}} u_{p,\text{ek}})$ (более 66 % от общего), который существенно зависит от коэффициента α_{cond} (рис.7) и практически не зависит от температурного напора $t_{\text{pi}} - t_{\text{экp}}$ из-за слабого изменения температур частиц золы и кокса вдоль вертикальной координаты z (рис.8). В свою очередь α_{cond} является функцией от объемной концентрации твердой фазы, которая убывает по высоте НП за счет миграции частиц из ядра потока в КЗ (рис.9), тем самым способствует уменьшению

величины α_{cond} вдоль вертикальной оси z (см. рис.7). Таким образом, для обеспечения указанного теплосъема в НП необходимо повысить кратность циркуляции дисперсной фазы до 43,85, что, несомненно, приведет к росту коэффициента α_{cond} и расхода рециркулирующей массы в реакционной зоне, о чем свидетельствуют рис.7, 10. Такая организация процесса горения в НП позволяет не только обеспечить заданное тепловосприятие испарительных поверхностей нагрева, но и выполнить второе условие – обеспечить выгорание в НП 50 % фиксированного углерода ($B_C = 2847,5$ кг/ч) и пиро-

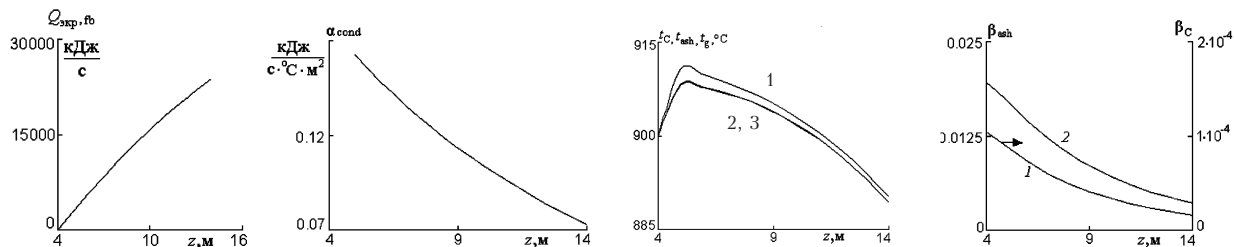


Рис.6. Тепловой поток, воспринятый настенными экранами на участке (0–z) надслоевого пространства.

Рис.7. Распределение коэффициента кондуктивного теплообмена по высоте НП.

Рис.8. Распределение температур газа, коксовых и зольных частиц кека по высоте НП: 1 – t_C ; 2 – t_g ; 3 – t_{ash}

Рис.9. Распределение объемной концентрации частиц кокса (1) и золы (2) по высоте НП.

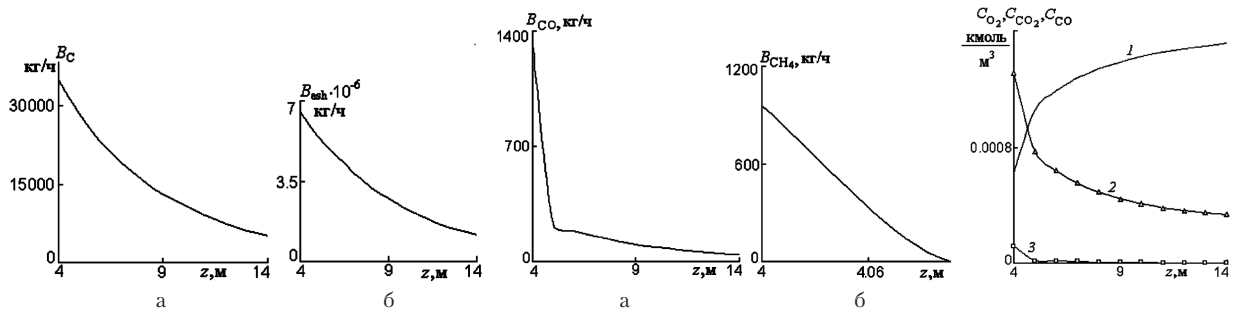


Рис.10.

Рис.11.

Рис.12.

Рис.10. Распределение расходов углерода (а) и золы (б) по высоте НП.

Рис.11. Распределение расходов оксида углерода (а) и метана (б) по высоте НП.

Рис.12. Распределение мольных концентраций компонентов газа CO_2 (1), O_2 (2) и CO (3) по высоте НП.

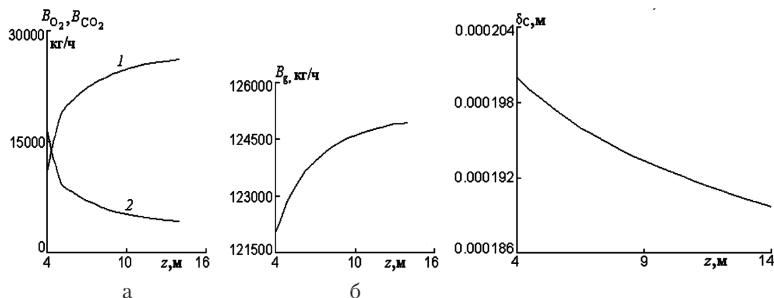


Рис.13.

Рис.14.

Рис.15.

Рис.13. Распределение расходов углекислого газа (1, а), кислорода (2, а) и газовой смеси (б) по высоте НП.

Рис.14. Изменение диаметра коксовых частиц по высоте НП.

Рис.15. «Ступенчатая» функция распределения коксозольных частиц кека диаметром δ_{m10} в КС: 1 – δ_{m10} ; 2 – δ_{m20} ; 3 – δ_{m30} ; 4 – δ_{m40} ; 5 – δ_{m50} по концентрациям углерода для объемного (а) и поверхностного (б) этапов реагирования.

лизованных газов в количестве $V_{CO} = 1315,22$ кг/ч и $V_{CH_4} = 959,12$ кг/ч (рис.11–14).

Из рис.11,б видно, что выгорание метана происходит в очень узком диапазоне $4 м < z < 4,1$ м, примыкающем к верхней границе НП. Несколько иная картина наблюдается при горении СО (рис.11,а; рис. 12, кривая 3). На выгорание оксида углерода оказывают влияние два противоположно направленных фактора: первый из них связан со скоростью убывания СО за счет протекания гомогенной реакции $2CO + O_2 = 2CO_2$, второй приводит к возрастанию скорости генерации СО из-за гетерогенных реакций $2C + O_2 = 2CO$ и $C + CO_2 = 2CO$. На участке $4 м < z < 5$ м, где происходит интенсивное выгорание СО, первый фактор преобладает над вторым. В интервале $5 м < z < 14$ м на скорость выгорания СО существенное влияние начинает оказывать второй фактор, поэтому процесс выгорания СО резко замедляется, вследствие чего на выходе из топки остается 44,2 кг/ч недогоревшего СО.

На рис.13,а изображено распределение расходов газовых компонентов O_2 и CO_2 по высоте НП. В диапазоне $4 м < z < 5$ м функция $V_{O_2}(z)$ резко убывает за счет протекания гомогенных реакций $2CO + O_2 = 2CO_2$ и $CH_4 + 2O_2 = CO_2 + 2H_2O$, а на участке $5 м < z < 14$ м, где в основном происходит выгорание коксовых частиц, наблюдается значительное уменьшение величины градиента $|d V_{O_2}(z)/dz|$ (кривая 2).

Анализ численных результатов показывает, что для того, чтобы обеспечить выгорание 50 % фиксированного углерода в НП, концентрация углерода в рециркулирующей массе должна составлять $C_C = 0,46$ %. При этом расход рециркулирующих коксовых частиц на входе в НП $V_{рец,CO} = 34984,2$ кг/ч превышает количество углерода исходного топлива, поступающего в НП $V_C = 2847,5$ кг/ч, в 12,3 раза. Такая организация рабочего процесса в НП приводит к тому, что коксовая частица δ_C слабо выгорает за один проход (рис.14).

Рис.15–18 иллюстрируют профили наиболее важных параметров рабочего процесса в

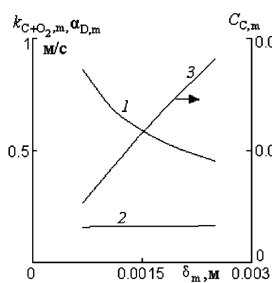


Рис.16.

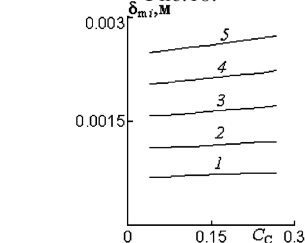


Рис.18.

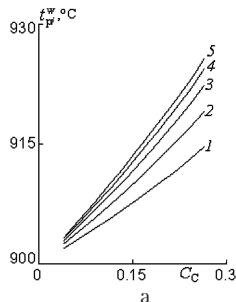


Рис.17.

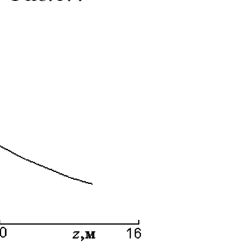


Рис.19.

Рис.16. Зависимость коэффициента массообмена, константы скорости гетерогенной реакции и массовой концентрации углерода от диаметра частиц: 1 — $\alpha_{D,m}$; 2 — $k_{C+O_2,m}$; 3 — $C_{C,m}$.

Рис.17. Распределение в КС температуры коксовых частиц кека по массовым концентрациям углерода для поверхностного (а) и объемного (б) этапов реагирования: 1 — t_1 ; 2 — t_2 ; 3 — t_3 ; 4 — t_4 ; 5 — t_5 .

Рис.18. Распределение в КС диаметра коксовых частиц кека по массовым концентрациям углерода для поверхностного этапа реагирования: 1 — δ_{m1} ; 2 — δ_{m2} ; 3 — δ_{m3} ; 4 — δ_{m4} ; 5 — δ_{m5} .

КС. На рис.15 приведена «ступенчатая» функция распределения частиц по концентрациям углерода. Обращает на себя внимание тот факт, что интенсивность выгорания более мелких частиц δ_{m1} значительно выше, чем крупных δ_{m5} , поэтому массовые доли частиц δ_{m1} и δ_{m5} при минимальных значениях $C_C = 0,00146$ составляют $\varphi_1^V = 0,905$ и $\varphi_5^V = 0,68$, а при максимальных $C_C = 0,270$ — $\varphi_1^W = 0,0105$ и $\varphi_5^W = 0,036$ (рис.15,а,б, кривые 1, 5).

Из рис.16 следует, что процесс горения твердого топлива смещен в кинетическую область реагирования $\alpha_{D,m} > k_{C+O_2,m}$. При этом с уменьшением диаметра частиц кинетическое торможение возрастает: при $\delta_m = 2,51 \cdot 10^{-3}$ м соотношение $\alpha_{D,m}/k_{C+O_2,m} = 2,74$, а при $\delta_m = 0,70 \cdot 10^{-3}$ м соотношение $\alpha_{D,m}/k_{C+O_2,m} = 5,38$ (рис.16, кривые 1, 2).

На рис.17 изображено распределение температур полидисперсного ансамбля коксовых частиц на этапах поверхностного и объемного реагирования. Убывание функции $t_{P_i}(C_C)$ связано с уменьшением реакционной поверхности частицы за счет снижения массовой концентрации углерода C_C . Представленные на рис.17

значения температур дисперсной фазы не превышают температуру начала деформации золы кека, что обеспечивает бесшлаковочную работу топки.

На рис.18 представлена зависимость размера коксозольных частиц кека от массовых концентраций углерода в твердой фазе. Видно, что в процессе эволюции в КС диаметры исходных фракций кека уменьшаются δ_{m50}/δ_{m5} ($C_C = 0,039$) = 1,093 и δ_{m10}/δ_{m1} ($C_C = 0,039$) = 1,086 из-за протекания гетерогенных реакций на их поверхности, при этом скорость изменения размера частиц не зависит от их диаметра, что связано с высокой зольностью твердого топлива.

На рис.19 показано изменение давления несущей среды по высоте НП. Убывание функции $P_{fb}(z)$ происходит в основном за счет действия силы аэродинамического сопротивления из-за слабого влияния сил инерции и тяжести на рассматриваемый процесс (см. (32)). При этом перепад давления по высоте НП ΔP_{fb} составляет 13 % от общего перепада давления по топочной камере ΔP_{top} .

Выводы

Построено семейство моделей процессов переноса и горения высокозольного твердого топлива в топке котла с ЦКС, с помощью которых выполнен один из вариантов эскизного проекта — конструкторско-поверочный расчет топки котлоагрегата с ЦКС паропроизводительностью 75 т/ч, предназначенного для сжигания высокозольного кека.

Показано: а) при сравнительно невысоких значениях высоты НП $H_{fb} = 10$ м и кратности циркуляции $V_{rec,e}/V_{угл} = 43,85$ в НП удастся сжигать 50 % фиксированного углерода исходного топлива и пиролизные газы в количестве $V_{CO} = 1271,22$ кг/ч и $V_{CH_4} = 959,12$ кг/ч при концентрации углерода в рециркулирующей массе $C_C = 0,46$ %, а в КС сгорает вторая половина исходного углерода $V_C = 2847,5$ кг/ч при $C_C = 2,8$ %; б) при такой организации процесса горения 79,5 % тепла снимается в топке, а 21,5 % — теплообменными поверхностями выносного теплообменника. При этом 95,1 % тепла в топке воспринимается экранами НП, а в КС — 4,9 %; в) на выходе из топки остается 44,2 кг/ч недогоревшего СО. Эта цифра несколько превышает нормативные требования по выбросам оксида углерода в атмосферу и требует разработки мер по снижению химического недожога.

В отличие от технологии Лурги, где часть окислителя сгорает в горячих циклонах, что порождает риск агломерации размягченных золь-

ных частиц, в рассматриваемом варианте данный фактор устранен, так как кек выгорает в пределах топочного объема.

Условные обозначения

Ar, Re,	— критерии Архимеда, Рейнольдса, Нуссельта
Nu	— критерий Нуссельта
Ar, $C_{фr}$, Sr, H_r^r , Nr, W_r	— доли золы, фиксированного углерода, серы, водорода, азота и влаги в исходном топливе (на рабочую массу угля)
B	— расход, кг/ч
C	— концентрации газовых компонентов (кмоль/м ³) и углерода
c	— теплоемкость, кДж/(кг·К)
D	— коэффициент диффузии (м ² /с) или диаметр зон (ядро, кольцо) (м)
F	— сила (Н/м ³) или параметр (с ⁻¹)
f	— сечение (м ²) или функция распределения частиц по концентрациям углерода
g	— ускорение свободного падения, м/с ²
H	— высота, м
I	— интегралы от ненормированной (с) и нормированной функций распределения частиц по концентрациям углерода
k	— константа скорости реакции, м/с
$K_{тепл}$	— коэффициент теплопередачи, кДж/(с·К·м ²)
L	— поверхность, м ²
m	— масса (кг) или количество частей, на которые разбивается интервал объемного реагирования
n	— количество частей, на которые разбивается интервал поверхностного реагирования
P	— давление газа, Н/м ²
Q	— тепловой эффект реакции (кДж/кмоль) или тепловой поток (кДж/(с·м ³)) или тепловыделение (кДж/ч)
t	— температура, °С
r	— радиус частицы, м
u	— скорость, м/с
U	— константа интегрирования, с ⁻¹
Z	— массовая доля частиц исходного топлива
z	— аксиальная координата, м
α	— коэффициент массообмена (м/с) или коэффициент теплообмена (кДж/(с·м ² ·К)) или коэффициент избытка воздуха
β	— истинная объемная концентрация частиц
γ^*	— постоянная спада экспоненты, с ⁻¹
δ	— диаметр, м
ε	— порозность слоя
η	— кинематическая вязкость, м ² /с
λ	— коэффициент теплопроводности, кДж/(с·м·К)
μ	— молекулярная масса, кг/кмоль
ξ	— коэффициент сопротивления
ρ	— плотность, кг/м ³
ϕ	— массовая доля частиц в интервале $\{C_i, C_{i+1}\}$
ψ	— параметр
M	— количество фракций

Индексы нижние: a — сила аэродинамического сопротивления частицы; air — воздух; ash — зола; b — кипящий слой; C — углерод; c — ядро потока; CO, CO₂, CH₄, H₂O — оксид и диоксид углерода, метан и водяной пар; C + O₂, C + 0,5 O₂, C + CO₂ — гетерогенные реакции горения и газификации углерода; CO + O₂, CH₄ + O₂ — гомогенные реакции горения оксида углерода и метана; cond — кондук-

тивный теплообмен; conv — конвективный теплообмен; CO₂ → см, O₂ → см, CO → см — диффузия углекислого газа, кислорода и окиси углерода в газовую смесь; D — диффузия; d — кольцевая зона; e — выход; ek — эквивалентный параметр; fb — надслоевое пространство; g — газ; g → экр, j → экр, s → экр, , j → g, s → 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 — МС; k = 1 — n, m; lim — граничное значение; m — среднее значение; n_г — низшая теплота сгорания; s = 1 — M_{ash}; O₂ — кислород; p — частица; q = c, d; rad — лучистый теплообмен; slag — сливная зола; toks — выносной теплообменник (токс); top — топка; tr — труба; wat — вода; γ, ζ, θ — параметры; лет — летучие вещества; рец — рециркулирующая масса частиц; реш — газораспределительная решетка; ст — стояк; угл — уголь (кек); экр — поверхности нагрева; 1–6 — номера фракций; Σ — сумма; * — скорость газа между частицами; < > — осреднение по высоте НП; 0 — начальные условия.

Индексы верхние: w — поверхность; v — объем; r — рабочая масса исходного топлива.

Список литературы

1. Расчеты аппаратов кипящего слоя : Справ. / Под ред. И.П.Мухленова, В.С.Сажина, В.Ф.Фролова. — Л. : Химия, 1986. — 352 с.
2. Відпрацювання технології спалювання високозольного вугілля різного ступеню метаморфізму в низькотемпературному киплячому шарі, розробка та спорудження котлоагрегатів малої потужності для їх термічної переробки : (Заклуч. звіт про НДР) / Ін-т вугіл. енерготехнологій НАН України; Керівники роботи Ю.П.Корчевой, О.Ю.Майстренко. — № ДР 0107U003961; Інв. № 129. — Київ, 2011. — 190 с.

Поступила в редакцию 20.08.12

Rokhman B.B., Topal A.I., Chernyavskiy N.V.

Coal Energy Technology Institute of NASU, Kiev

Mathematical Description and Numerical Study of Workflow in Combustion Chamber of Boiler with Circulating Fluidized Bed

The calculation method of aerodynamics and physico-chemical processes in boiler furnace with circulating fluidized bed is developed. The method in contrast to existing methods involves statistical model of burnout of coke-ash polydisperse particles ensemble in a fluidized bed taking into account chemical reactions kinetics radiant and convective-conductive heat transfer. Boundary conditions («linking» conditions) are formulated and analytical solutions for particles distribution function in fluidized bed in small intervals of carbon concentration for schemes of surface and volume reaction are developed.

Key words: gas, particle, burning, aerodynamics, temperature, concentration.

Received August 20, 2012