

Инженерная методика и численные результаты расчетов топки котлоагрегата с циркулирующим кипящим слоем

**Майстренко А.Ю.¹, Рохман Б.Б.¹,
Топал А.И.¹, Выфатнюк В.Г.², Чернявский Н.В.¹**

¹Институт угольных энерготехнологий (ИУЭ) НАН Украины, Киев

²СПКТБ «Энергомашипроект», Киев

Разработана инженерная методика расчета топки котлоагрегата с циркулирующим кипящим слоем (ЦКС) по высоте кипящего слоя (КС) и надслоевого пространства (НП). Показана близость расчетных значений перепадов давлений и температур в КС и НП к величинам, характерным для котлоагрегатов типа Лурги, и определяющая роль процессов тепломассобмена в НП для топочного процесса в целом. Установлено, что укрупнение рециркулирующего материала снижает тепловосприятие экранных поверхностей в НП и увеличивает риск зашлаковки циклонов. Предложены способы снижения влияния указанных факторов.

Ключевые слова: циркулирующий кипящий слой, надслоевое пространство, частица, горение, тепловосприятие.

Розроблено інженерну методіку розрахунку топки котлоагрегату з циркулюючим киплячим шаром (ЦКШ) за висотою киплячого шару (КШ) і надшарового простору (НП). Показано близькість розрахункових значень перепадів тиску та температур в КШ та НП до величин, характерних для котлоагрегатів типу Лургі, і визначальну роль процесів тепломасообміну в НП для топкового процесу в цілому. Встановлено, що укрупнення рециркулюючого матеріалу знижує теплосприйняття екранних поверхонь в НП та збільшує ризик зашлаковки циклонів. Запропоновано способи зниження впливу вказаних чинників.

Ключові слова: циркулюючий киплячий шар, надшаровий простір, частинка, горіння, теплосприйняття.

Котлоагрегаты пылеугольных энергоблоков ТЭС построены в основном до 1975 г. Они исчерпали расчетный ресурс 100 тыс. ч, две трети из них — граничный ресурс 200 тыс. ч. КПД энергоблоков не превышает 30–32 %, они не оснащены газоочисткой и нуждаются в реконструкции. Средняя зольность добываемого в Украине угля составляет около 40 %, а его обогащение до качества, соответствующего требованиям для пылевидного сжигания, сопряжено с потерями горючей массы. Поэтому техническое перевооружение ТЭС целесообразно по двум направлениям [1]: 1) совершенствование технологий пылевидного сжигания обогащенных углей с газоочисткой; 2) внедрение технологий сжигания высокозольных рядовых углей, отсевов и отходов обогащения в циркулирующем кипящем слое (ЦКС) с пониженной генерацией оксидов азота и внутритопочным связыванием серы.

Первый в Украине ЦКС-котлоагрегат паропроизводительностью 670 т/ч для сжигания высокозольных отсевов антрацита (АШ) и шламовых отходов сооружен на Старобешевской ТЭС по проекту фирмы Лурги. Однако его

освоение, а также разработка отечественных конструкций тормозится отсутствием надежных методов инженерного расчета процессов переноса и горения в топках ЦКС.

В работе [2] показано, что непригодность существующего нормативного метода расчета пылеугольных котлоагрегатов для расчета топки с псевдооживленным слоем связана с существенно отличными от пылеугольных топок уровнем температур, концентрацией и размерами частиц, вкладом конвективной и кондуктивной составляющих теплообмена и т.д., а известные модели горения частиц в кипящем слое (КС), построенные на уравнениях для функции распределения частиц по концентрации углерода, зачастую приводят к заниженным плотностям коксозольных частиц в слое. Там же предложена полуэмпирическая инженерная методика расчета котлоагрегата с КС, которая основывается на экспериментальных данных о плотности и гранулометрическом составе материала слоя.

Настоящая работа посвящена разработке инженерной методики расчета топки ЦКС-котлоагрегата и численному исследованию топочных процессов.

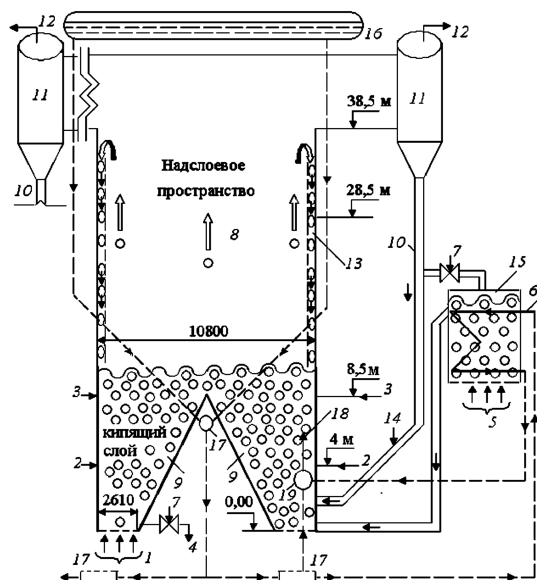


Рис.1. Схема топki ЦКС-котлоагрегата типа Лурги для сжигания высокозольного АШ: 1–3 – подача первичного, вторичного и третичного воздуха; 4 – выход сливной зольи; 5 – подача воздуха под решетку в ТОКС; 6 – испарительные поверхности; 7 – регулирующий клапан; 8 – ядро потока; 9 – кипящий слой; 10 – опускной стояк; 11 – циклон; 12 – газы, уходящие в конвективную шахту; 13 – кольцевая зона; 14 – подача угля; 15 – ТОКС; 16 – барабан; 17 – раздаточный коллектор; 18 – пароводяная смесь, направляющаяся в барабан; 19 – собирательный коллектор.

На рис.1 приведена упрощенная схема топki ЦКС-котлоагрегата для сжигания антрацита по технологии Лурги. Нижняя часть топочной камеры выполнена в виде двух симметричных воронок, в которых располагается кипящий слой 9. Панели боковых, заднего и фронтального экранов топki изготавливаются цельносварными, газоплотными из плавниковых труб. Настенные экраны, ограждающие воронки, для защиты от коррозионного износа торкретированы слоем толщиной 50 мм. На выходе из топki газозвесь разделяется на четыре потока, каждый из которых направляется в свой горячий циклон 11, где происходит отделение газа от частиц. Рециркулирующая масса, поступающая в четыре опускных стояка 10, разделяется в каждом из них на два потока, один из которых вводится в топку, другой – в четыре теплообменника кипящего слоя (ТОКС) 15, где происходит охлаждение дисперсной фазы, после чего она с температурой 700 °С направляется в нижнюю часть КС. В ТОКС располагаются испарительные поверхности нагрева, включенные в тракт естественной циркуляции следующим образом. Питательная вода из раздаточных коллекторов 17 поступает в теплообменники, где происходит ее частичное испарение за счет кон-

дуктивного и лучистого теплообмена между рециркулирующей массой и испарительной средой. Далее паро-водяная смесь направляется в собирательные коллекторы 19, где происходит ее смешение с восходящим потоком среды, проходящим через нижние экраны топki, после чего двухфазный поток, пройдя испарительные экраны надслоевого пространства (НП), вводится в барабан 16.

Для регулирования параметров рабочего процесса в КС предусмотрен отдельный ввод воздуха. Первичный воздух 1 (49 % от общего расхода воздуха V_{air}) подается через перфорированную решетку, вторичный воздух 2 (25,5 % от V_{air}) – на отметке топki 4 м, третичный воздух 3 (25,5 % от V_{air}) – на отметке 8,5 м. Подача угля 14 осуществляется через тракт возврата.

Предлагаемая методика расчета базируется в основном на тех же гипотезах и упрощающих предположениях, что использованы в [2]:

- 1) процесс стационарный;
- 2) в КС твердая фаза распределена равномерно по поперечному сечению, и для нее реализуется модель идеального перемешивания, а газ движется в режиме идеального вытеснения;
- 3) стехиометрическая схема реакций включает в себя одну гетерогенную реакцию $C + O_2 = CO_2$, горение протекает на поверхности коксозольных частиц;
- 5) дисперсная фаза КС включает в себя М фракций коксозольных частиц, распределение их массовых долей для случая антрацита соответствует исходному топливу. Концентрация углерода в частице осредняется по всему объему КС;
- 6) дисперсная фаза в НП состоит из полидисперсных сферических частиц диаметром $\delta_{npi} = idem$ (в отличие от [2] – коксозольных);
- 7) расход и концентрация частиц в ядре потока экспоненциально убывают, начиная от верхней границы КС по высоте НП [3–5].

Сечение кольцевой зоны в крупномасштабных установках с ЦКС составляет менее 2 % от поперечного сечения НП, а процессы теплообмена и горения протекают в основном в ядре потока. Такая аэродинамическая структура полидисперсного потока присуща в основном крупномасштабным промышленным котлоагрегатам с ЦКС, в которых концентрация твердой фазы не превышает 1 %, а перепад давления $\Delta P_{нп} = 1000–2000$ Па. Поэтому в данной методике влиянием пристеночной области в НП пренебрегаем.

Методика расчета кипящего слоя. Основные уравнения

Уравнение теплового баланса КС может быть записано в таком виде:

$$\begin{aligned}
 & B_{угл} c_{угл} t_{угл} + (B_{airI} + B_{airII}) c_{air} t_{air} + \Delta B_{O_2} Q / \mu_{O_2} + B_{pec} c_{pen0} t_{pen0} (1 - A_{toks}) + B_{pec} c_{toks,e} t_{toks,e} A_{toks} = \\
 & = B_{g,b,e} c_{g,b,e} t_b + B_{pec} c_{p,b} t_{p,b} + \frac{B_{slag} c_{p,b} t_{p,b}}{1 - C_{c,b}} + Q_{exp,b}, \quad (1)
 \end{aligned}$$

где тепловосприятие ограждающих КС настенных экранов находится по формуле

$$Q_{\text{экp, б}} = 3600 K_{\text{тепл}} f_{\text{экp, б}} (t_{\text{б}} - t_{\text{ват}}), \quad (2)$$

коэффициент теплопередачи $K_{\text{тепл}}$ определяется из [6]

$$K_{\text{тепл}} = \left[\frac{1}{(\alpha_{\text{рад, экp}} + \alpha_{\text{cond, экp}})} + \frac{\delta_{\text{из}}}{\lambda_{\text{из}}} + \frac{\delta_{\text{тр}}}{\lambda_{\text{тр}}} + \frac{1}{\alpha_{\text{ват}}} \right]^{-1},$$

$$\lambda_{\text{из}} = (0,84 + 0,0006 t_{\text{из}}) / 10^3, \quad (3)$$

коэффициент лучистого теплообмена $\alpha_{\text{рад, экp}}$ между КС и торкретированной экранной поверхностью вычисляется как

$$\alpha_{\text{рад, экp}} = \frac{\sigma_0 [(t_{\text{б}} + 273)^4 - (t_{\text{из}} + 273)^4]}{(a_{\text{б}}^{-1} + a_{\text{из}}^{-1} - 1) (t_{\text{б}} - t_{\text{из}})}, \quad (4)$$

а температура внутренней поверхности слоя торкрета $t_{\text{из}}$ находится из соотношения [6]

$$t_{\text{из}} = t_{\text{б}} - \frac{Q_{\text{экp, б}}}{3600 f_{\text{экp, б}} (\alpha_{\text{рад, экp}} + \alpha_{\text{cond, экp}})}. \quad (5)$$

Здесь V_{airI} , V_{airII} – расходы первичного и вторичного воздуха; A_{toks} – доля рециркулирующей массы, проходящая через ТОКС; $c_{\text{toks, e}}$, $t_{\text{toks, e}}$ – теплоемкость и температура дисперсной фазы на выходе из ТОКС; $t_{\text{ват}}$ – температура пароводяной смеси; $\delta_{\text{из}}$, $\delta_{\text{тр}}$ – толщины слоя торкрета и стенки экранной трубы; $\alpha_{\text{cond, экp}}$ – коэффициент кондуктивно-конвективного теплообмена между КС и настенными экранами; $\lambda_{\text{из}}$, $\lambda_{\text{тр}}$ – коэффициенты теплопроводности торкрета и стальной трубы; $\alpha_{\text{ват}}$ – коэффициент теплоотдачи от внутренней поверхности трубы к паро-водяной смеси; $a_{\text{из}}$, $a_{\text{б}}$ – степень черноты торкрета и КС.

Величина коэффициента кондуктивно-конвективного теплообмена с достаточной точностью находится из выражения [2, 7]:

$$\alpha_{\text{cond, экp}} = \lambda_{\text{г}} \text{Nu}_{\text{max}} / \delta_{\text{ек, б}}.$$

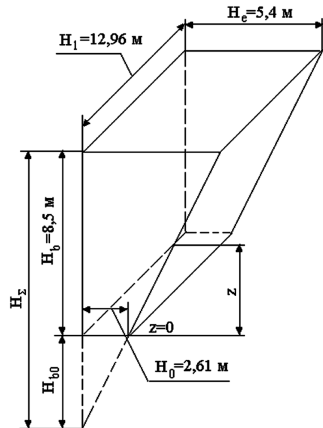


Рис. 2. Геометрическая схема для вычисления сечения топки по высоте КС.

Уравнения неразрывности для кислорода и углекислого газа представляются в таком виде:

$$\frac{dB_{O_2, б}}{dz} = - \sum_{i=1}^{M_b} \frac{6k_{C+O_2i} S_i (1-\epsilon) B_{O_2, б} C_{C, б} Z_{pi}}{(S_i + k_{C+O_2i}) u_{г, б} \delta_{m, bi}}, \quad (6)$$

$$\frac{dB_{CO_2, б}}{dz} = \sum_{i=1}^{M_b} \frac{33k_{C+O_2i} S_i (1-\epsilon) B_{O_2, б} C_{C, б} Z_{pi}}{4(S_i + k_{C+O_2i}) u_{г, б} \delta_{m, bi}},$$

где константа скорости реакции k_{C+O_2} , коэффициент массообмена S_i и средний размер узкой фракции дисперсной фазы $\delta_{m, bi}$ определяются согласно выражениям, приведенным в [2]:

– средний размер дисперсной фазы, принадлежащей фракции $\delta_{m, bi} \in \{\delta_{bi}^*, \delta_{bi}^{**}\}$ [7]:

$$\delta_{m, bi} = [2\delta_{bi}^{*2} \delta_{bi}^{**2} / (\delta_{bi}^* + \delta_{bi}^{**})]^{1/3}; \quad (7)$$

– коэффициент диффузионного массообмена S_i [8]:

$$S_i = (D_{O_2 \rightarrow CM} \text{Nu}_{Di}) / \delta_{m, bi}, \quad (8)$$

– константа скорости реакции k_{C+O_2} [8–10]:

$$k_{C+O_2i} = k_{0i} \cdot \exp \{-E_a / [R_g(t_{p, bi} + 273)]\}. \quad (9)$$

Суммарный расход газа $V_{г, б}$, его скорость $u_{г, б}$, критерий Рейнольдса Re_b и порозность КС ϵ в каждом сечении слоя вычисляются из следующих выражений:

$$V_{г, б} = V_{O_2, б} + V_{CO_2, б} + V_{N_2, б},$$

$$u_{г, б} = \frac{V_{г, б}}{3600 \rho_{г, б} f_b}, \quad Re_b = \frac{u_{г, б} \delta_{ек, б}}{\eta_g}, \quad (10)$$

$$\epsilon = \left[\frac{Re_b (18 + 0,186 Re_b + 0,61 \sqrt{0,093 Re_b^2 + 18 Re_b})}{Ar_b} \right]^{0,21},$$

где уравнение для ϵ получено на основе преобразования формулы Тодеса. Масса слоя m_b и перепад давления по высоте КС ΔP_b определяются по формулам

$$m_b = \int_0^{H_b} Y_z dz, \quad Y_z = \frac{1}{3} (1-\epsilon) \rho_p (f_{b0} + \sqrt{f_{b0} f_b} + f_b),$$

$$\Delta P_b = 3 \int_0^{H_b} \frac{g Y_z}{(f_{b0} + \sqrt{f_{b0} f_b} + f_b)} dz, \quad (11)$$

где изменение сечения КС вдоль координаты z находится из соотношений (рис.2):

$$f_b = H_0 H_1 (H_{b0} + z) / H_{b0}, \quad H_{\Sigma} = H_e H_b / (H_e - H_0),$$

$$H_{b0} = H_{\Sigma} - H_b. \quad (12)$$

Здесь Y_z – коэффициент; f_0 – сечение КС при $z = 0$; H_b – высота КС в рабочем состоянии; H_e – ширина воронки на отметке $z = 8,5$ м; H_0 – ширина воронки на отметке $z = 0$; H_1 – глубина воронки; H_{b0} , H_{Σ} – геометрические параметры.

Методика расчета надслоевого пространства

Система уравнений, описывающая аэродинамику, тепломассообмен и горение АШ в НП котла с ЦКС, может быть представлена в следующем виде.

Уравнения неразрывности для кислорода и углекислого газа:

$$\frac{d(u_g C_{O_2})}{dz} = -6 \sum_{i=1}^M \frac{k_{C+O_2,i} S_i \beta_i C_{O_2} C_{C,нп}}{(k_{C+O_2,i} + S_i) \delta_{нп i}}, \quad (13)$$

$$\frac{d(u_g C_{CO_2})}{dz} = 6 \sum_{i=1}^M \frac{k_{C+O_2,i} S_i \beta_i C_{O_2} C_{C,нп}}{(k_{C+O_2,i} + S_i) \delta_{нп i}}.$$

Уравнения сохранения количества движения для газовой и твердой фаз [2]:

$$\frac{d(\rho_g u_g^2)}{dz} = -\frac{dP}{dz} - g \rho_g - \sum_{i=1}^M F_{aiz}, \quad \frac{d(\beta_i u_{pi}^2)}{dz} = \frac{F_{aiz}}{\rho_p} - g \beta_i. \quad (14)$$

Уравнения теплового баланса для коксозольных частиц и несущей среды

$$\frac{d(\beta_i u_{pi} c_{pi} t_{pi})}{dz} = \left[\frac{k_{C+O_2,i} S_i C_{O_2} Q C_{C,нп}}{(k_{C+O_2,i} + S_i)} - \alpha_{conv,i} (t_{pi} - t_g) \right] \frac{6 \beta_i}{\delta_{нп i} \rho_p} - \alpha_{\Sigma i} (t_{pi} - t_{экр}) \frac{P_{нп}}{f_{нп} \rho_p} - \frac{c_{pi} t_{pi}}{3600 f_{нп} \rho_p} \left| \frac{dB_{pi}}{dz} \right|, \quad (15)$$

$$\alpha_{\Sigma i} = \alpha_{rad,экpi} + \alpha_{cond,экpi},$$

$$\frac{d(\rho_g u_g c_g t_g)}{dz} = 6 \sum_{i=1}^M \alpha_{conv,i} (t_{pi} - t_g) \frac{\beta_i}{\delta_{нп i}} - \alpha_{conv,экp} (t_g - t_{экр}) \frac{P_{нп}}{f_{нп}},$$

где расход частиц V_{pi} , их объемная концентрация β_i , коэффициент кондуктивно-конвективного теплообмена $\alpha_{cond,экpi}$ от дисперсной фазы к настенным поверхностям нагрева [11] и коэффициент теплоотдачи конвекцией от газа к экранам топки $\alpha_{conv,экp}$ [12] определяются по формулам

$$V_{pi} = 3600 u_{pi} \beta_i f_{нп} \rho_p,$$

$$\frac{\alpha_{conv,экp} \delta_{ek}}{\lambda_g} = 0,142 \left[\frac{u_g \delta_{ek}}{\eta_g} \right]^{0,8} \left[\frac{\eta_g \rho_g c_g}{\lambda_g} \right]^{0,43} \frac{\beta_{\Sigma}^{0,133}}{(1 - \beta_{\Sigma})^{0,8}},$$

$$\beta_i = \beta_{i0} \exp(-h_i z), \quad (16)$$

$$\alpha_{cond,экpi} = \begin{cases} (3 \rho_p \beta_i + 112) 10^{-3}, & \delta_{нп} < 0,17 \text{ мм} \\ (1,7 \rho_p \beta_i + 88) 10^{-3}, & \delta_{нп} \geq 0,17 \text{ мм} \end{cases}.$$

Здесь $P_{нп}$, $f_{нп}$ — периметр и сечение НП; h — постоянная спада экспоненты (рассчитывается по методике, описанной в [13], с использованием опытных данных о средней концентрации дисперсной фазы в различных сечениях НП, полученных путем измерения перепадов давлений на смежных участках НП).

Численные результаты расчетов

На основании представленной системы уравнений (1)–(16) разработана программа, с помо-

щью которой проведены расчеты рабочего процесса в топочной камере котла с ЦКС по схеме Лурги, предназначенного для сжигания высокозольного АШ.

Рассмотрим три варианта расчетов топки котлоагрегата с ЦКС, начальные условия для которых приведены в табл.1. В вариантах I, II перепад давления по высоте НП $\Delta P_{нп} = 1000$ Па, в III — 1800 Па. В варианте I диаметр коксозольных частиц в НП $\delta_{нп} = 0,15$ мм, в II и III — 0,25 мм.

Результаты расчетов рабочего процесса в топке котла с ЦКС для вариантов I–III представлены в табл.2.

На рис.3 показаны расчетные значения зависимостей $V_{O_2}(z)$ и $V_{CO_2}(z)$, полученные с использованием уравнений (6) с учетом впрыска части вторичного воздуха на отметке $z = 4$ м. Видно, что в КС сгорает 47,8 % от части всего теоретически необходимого количества кислорода, подаваемой в КС.

На рис.4 приведены расчетные значения скорости газа и порозности по высоте КС. В интервале $0 < z < 4$ м функции $u_g(z)$ и $\epsilon(z)$ убывают за счет расширения сечения КС (см. рис.2). На отметке $z = 4$ м происходит резкое возрастание величин u_g и ϵ из-за впрыска вторичного воздуха. Далее ($4 \text{ м} < z < 8,5 \text{ м}$) скорость газа и порозность слоя убывают, что связано с увеличением площади сечения КС f_b .

На рис.5–7 представлены аэродинамические, тепловые и расходные характеристики рабочего процесса в НП топки котлоагрегата с ЦКС для трех вариантов. Видно, что с повышением диаметра коксозольных частиц $\delta_{нп}$ от 0,15 мм (вариант I) до 0,25 мм (вариант II) тепловосприятие экранных поверхностей нагрева в НП уменьшается с $272 \cdot 10^6$ до $204 \cdot 10^6$ кДж/ч за счет понижения температурного напора $t_p - t_{экр}$ и суммарного коэффициента теплообмена α_{Σ} между дисперсным потоком и экранными поверхностями НП, что негативно сказывается на кратности циркуляции пароводяной смеси в циркуляционном контуре котла и, как следствие, на скорости движения пароводяной смеси в испарительных теплообменниках в ТОКС. Расчет по варианту II показывает риск перегрева стенок труб в ТОКС за счет этого фактора при укрупнении рециркулирующего материала.

Другим отличием является то, что в варианте I в топке сгорает 89,8 % от всего теоретически необходимого количества окислителя, поступающего в реактор, а в II — 72,7 %. Такое резкое снижение выгорания кислорода в топке (за счет уменьшения удельной поверхности коксозольных частиц в НП) приводит к тому, что 27,3 % кислорода поступает в неохлаждаемые горячие циклоны, интенсифицируя го-

Таблица 1. Исходные данные для расчета топ-ки котлоагрегата с ЦКС

Наименование	Численные значения
Исходное топливо	– АШ
Температура газа в кипящем слое $t_{g,b}$, °С	– 900
Фракционный состав исходного топлива (восемь фракций), мм:	
$\delta_{1угл}$	– 0,2
$\delta_{2угл}$	– 0,315
$\delta_{3угл}$	– 0,4
$\delta_{4угл}$	– 0,63
$\delta_{5угл}$	– 1,0
$\delta_{6угл}$	– 1,6
$\delta_{7угл}$	– 2,5
$\delta_{8угл}$	– 3,5
Массовые доли узких фракций $\{\delta_{угл}^*, \delta_{угл}^{**}\}$ топлива Z_{pi} :	
Z_{p1}	– 0,0635
Z_{p2}	– 0,0710
Z_{p3}	– 0,1458
Z_{p4}	– 0,2145
Z_{p5}	– 0,1376
Z_{p6}	– 0,1604
Z_{p7}	– 0,2072
Плотность частиц ρ_p , кг/м ³	– 1650
Энергия активации E_a , кДж/кмоль	– 128000
Расход исходного угля $V_{угл}$, кг/ч	– 90000
Расход первичного воздуха под решетку V_{airI} , кг/ч	– 408665
Расход вторичного воздуха V_{airII} , кг/ч	– 213013
Расход третичного воздуха V_{airIII} , кг/ч	– 213013
Высота кипящего слоя в рабочем состоянии H_b , м	– 8,5
Высота надслоевого пространства $H_{нп}$, м	– 30
Перепад давления по высоте НП $\Delta P_{нп}$, Па:	
варианты I, II	– 1000
вариант III	– 1800
Перепад давления ΔP между отметками 28,5 м и 38,5 м, Па	– 170
Глубина топки (по фронту) H_1 , м	– 12,96
Ширина топки, м	– 10,8
Ширина топки на уровне решетки H_0 , м	– 2,61
Поверхность экранов в районе КС $f_{экp,b}$, м ²	– 656
Температура стенки экранов в НП, °С	– 500
Толщина обмуровки в зоне КС, мм	– 50
Толщина экранных труб, мм	– 5
Коэффициент избытка воздуха α_{air}	– 1,2
Диаметр коксозольных частиц в НП $\delta_{нп}$, мкм:	
вариант I	– 150
варианты II, III	– 250
Температура рециркулирующей массы на выходе из ТОКС, °С	– 700
Температура горячего воздуха, °С	– 200
Средняя массовая концентрация углерода в слое C_C , %	– 1,2
Сечение топки в районе надслоевого пространства $f_{нп}$, м ²	– 140
Перепад давления в КС ΔP_b , Па	– 10000

Таблица 2. Результаты расчетов процесса горения в топке котла с ЦКС

Наименование	Численные значения
Температура поверхности торкрета t_{iz} , °С	– 875
Коэффициент лучистого теплообмена $\alpha_{rad,экp}$, кДж/(с·К·м ²)	– 0,236
Коэффициент кондуктивного теплообмена $\alpha_{cond,экp}$, кДж/(с·К·м ²)	– 0,3372
$K_{теpl}$, кДж/(с·К·м ²)	– 0,026
Суммарный коэффициент теплообмена между КС и торкретом $\alpha_{\Sigma,b}$, кДж/(с·К·м ²)	– 0,574
Тепло, кДж/ч:	
воспринятое экранами КС $Q_{экp,b}$	– 3,38·10 ⁷
вносимое горячим воздухом в КС	– 1,29·10 ⁸
вносимое топливом в КС	– 1,44·10 ⁶
выделившееся в КС за счет горения кокса	– 9,00·10 ⁸
вносимое рециркулирующей массой в КС, вариант I	– 2,93·10 ⁹
то же, вариант II	– 2,65·10 ⁹
то же, вариант III	– 2,74·10 ⁹
унесенное рециркулирующей массой из КС, вариант I	– 3,21·10 ⁹
то же, вариант II	– 2,94·10 ⁹
то же, вариант III	– 3,06·10 ⁹
унесенное золой, выводимой из КС	– 3,99·10 ⁷
Доля рециркулирующей массы, проходящая через ТОКС, A_{toks}	– 0,48
Перепад давления на участке КС $0 < z < 4$ м ΔP_b , Па	– 5353
Перепад давления на участке КС $4 \text{ м} < z < 8,5 \text{ м}$ ΔP_b , Па	– 4454
Масса КС (на одну воронку), т	– 50,25
Эквивалентный размер частиц $\delta_{ek,b}$, мм	– 0,786
Объемная доля кислорода на выходе из КС, %	– 10,9
Расход газов на выходе из КС (без третичного воздуха), кг/ч	– 647304
Доля кислорода, сгоревшего в КС, от всего теоретически необходимого количества окислителя, %	– 39,2
Постоянная спада экспоненты h , м ⁻¹ :	
варианты I, II	– 5,96·10 ⁻²
вариант III	– 9,10·10 ⁻²
Перепад давления по высоте НП $\Delta P_{нп}$, Па:	
варианты I, II	– 1053
вариант III	– 1845
Концентрация углерода в рециркулирующей массе в НП, %	– 2,3

рение в них. Это способствует повышению температуры дисперсного потока до 1100 °С и выше, из-за чего возникает опасность размягчения золы и агломерации частиц в циклонах. С этим фактором связан риск забивания подциклонных стояков при укрупнении рециркулирующего материала.

Одним из способов устранения опасности размягчения дисперсного потока золы в циклонах является повышение расхода рециркулирующей массы на входе в НП от $1,55 \cdot 10^7$ кг/ч (вариант II) до $4,1 \cdot 10^7$ кг/ч (вариант III) (ср. рис.6, 7, кривые 2). При такой организации процесса сжигания АШ в НП тепловсприятие настенных экранов увеличивается на 5 % по

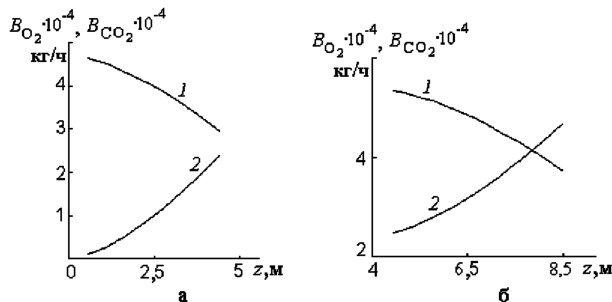


Рис.3. Распределение расходов кислорода и углекислого газа по высоте КС (для одной воронки) на участках $0 < z < 4$ м (а) и $4 \text{ м} < z < 8,5$ м (б): 1 – V_{O_2} ; 2 – V_{CO_2} .

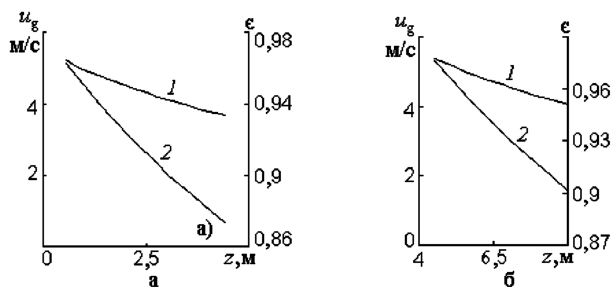


Рис.4. Распределение скорости несущей среды (u_g) и порозности слоя (ϵ) по высоте КС (для одной воронки) на участках $0 < z < 4$ м (а) и $4 \text{ м} < z < 8,5$ м (б): 1 – u_g ; 2 – ϵ .

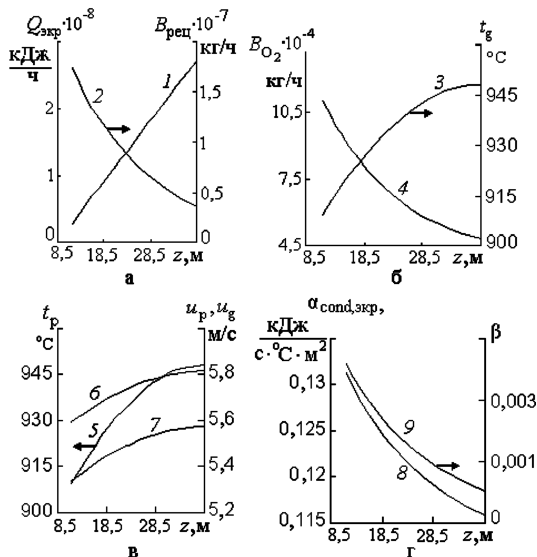


Рис.5. Распределение расхода рециркулирующей массы и тепловосприятия настенных экранов (а), расхода кислорода и температуры газа (б), скоростей фаз и температуры частиц (в), коэффициента теплоотдачи от дисперсного потока к стенке и объемной концентрации частиц (г) по высоте НП топки с ЦКС: 1 – $Q_{\text{экр}}$; 2 – $\text{V}_{\text{рец}}$; 3 – t_g ; 4 – V_{O_2} ; 5 – t_p ; 6 – u_g ; 7 – u_p ; 8 – $\alpha_{\text{cond,экр}}$; 9 – β (см. табл.1, 2, вариант I: $\delta_{\text{нп}} = 0,15$ мм, $\Delta P_{\text{нп}} = 1000$ Па).

сравнению с вариантом II (ср. рис.6, 7, кривые 1), так как снижение температурного напора $t_p - t_{\text{экр}}$ компенсируется возрастанием величины $\alpha_{\text{cond,экр}}$ (ср. рис.6, 7, кривые 5, 8). С другой стороны,

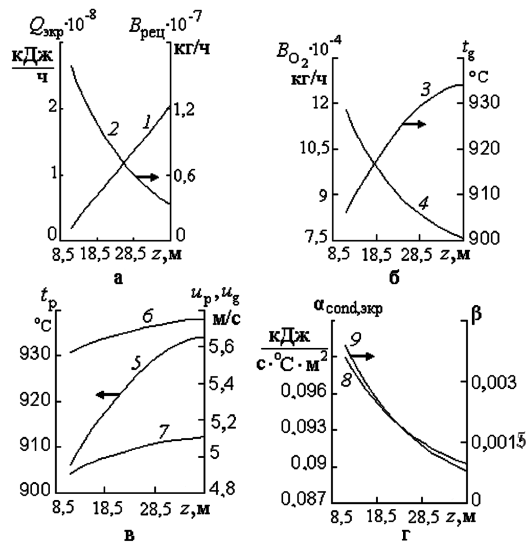


Рис.6. То же, вариант II: $\delta_{\text{нп}} = 0,25$ мм, $\Delta P_{\text{нп}} = 1000$ Па. происходит значительное повышение степеней выгорания окислителя в топочной камере – от 72,7 % до 90,1 % (ср. рис.6, 7, кривые 4). Таким образом, предварительный выжиг окислителя в НП снижает скорость горения в циклонах, устраняет опасность размягчения и агломерации частиц и забивания опускных стояков.

Другим возможным способом устранения указанной опасности является увеличение высоты КС при помощи регулирующего клапана 7 на сливном трубопроводе 4 (рис.1). Анализ результатов расчетов показывает, что повышение высоты слоя выше отметки 8,5 м приводит к увеличению его порозности от $\epsilon(z = 8,5-0 \text{ м}) = 0,9$ (рис.4, кривая 2) до $\epsilon(z = 8,5+0 \text{ м}) = 0,985$ за счет впрыска третичного воздуха (рис.1, поз.3), вследствие чего реакционная поверхность дисперсной фазы в КС $6(1 - \epsilon(z = 8,5+0 \text{ м}))/\delta_{\text{ек,б}}$ (в

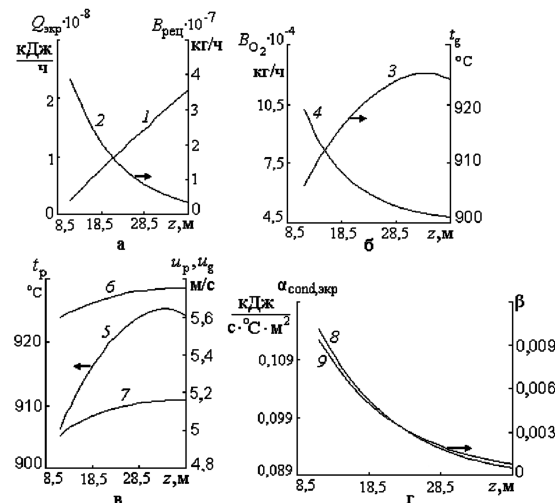


Рис.7. То же, вариант III: $\delta_{\text{нп}} = 0,25$ мм, $\Delta P_{\text{нп}} = 1800$ Па.

области НП, прилегающей к отметке 8,5 м) оказывается в 2,6 раза меньше реакционной поверхности рециркулирующей массы $6\beta(z = 8,5+0 \text{ м})/\delta_{\text{нп}}$ (здесь $(1 - \epsilon(z = 8,5+0 \text{ м}))/\beta(z = 8,5+0 \text{ м}) = 1,22$; $\delta_{\text{ек,б}}/\delta_{\text{нп}} = 3,14$; рис.7, кривая 9; табл.1).

Сопоставим коэффициенты $\alpha_{\text{cond,экp}}$ для двух рассматриваемых способов, используя при этом выражение $\alpha_{\text{cond,экp}} = 8,94 \lambda_g \beta^{0,667}/\delta$ [12], которое учитывает влияние β и $\delta_{\text{нп}}$ или $\delta_{\text{ек,б}}$. Установлено, что во втором случае коэффициент $\alpha_{\text{cond,экp}}$ оказывается в 2,76 раза меньше, чем в первом. Таким образом, увеличение высоты КС менее эффективно влияет на тепловосприятие топочных экранов НП и на выжиг кислорода в топке, чем повышение $V_{\text{рец}}$.

Из уравнения теплового баланса КС (1) с использованием найденных значений $V_{\text{рец}}$ и $t_{p,e}$ вычислялась доля рециркулирующей массы, проходящая через ТОКС A_{toks} , при которой $t_{g,b} = 900 \text{ }^\circ\text{C}$. Во всех трех вариантах $A_{\text{toks}} = 0,48$ (табл.2).

Расчеты показывают, что тепловосприятие $Q_{\text{экp,б}}$ составляет всего около 12,4–16,5 % от тепла, воспринятого настенными поверхностями НП (табл.2). Это связано с низким значением $K_{\text{теpl}} = 0,026 \text{ кДж}/(\text{с}\cdot\text{К}\cdot\text{м}^2)$ по сравнению с $\alpha_{\Sigma,\text{экp}} = 0,574 \text{ кДж}/(\text{с}\cdot\text{К}\cdot\text{м}^2)$. Разница между теплом, выделившимся в КС за счет горения кокса и воспринятым торкретированными настенными экранами, идет на нагрев газа и рециркулирующего материала, проходящего через ТОКС.

Значение $\Delta P_b = 10000 \text{ Па}$ (табл.1) носит характер контрольной величины, она принята из тех соображений, что в ЦКС-котлоагрегатах типа Лурги общий перепад давления $\Delta P_{\text{топки}}$ составляет 16000–16800 Па, $\Delta P_{\text{нп}} = 1000\text{--}1800 \text{ Па}$, а перепад давления на газораспределительной решетке — 5000 Па. Корректность выполненного расчета подтверждается тем, что расчетный перепад давления $\Delta P_b = 9807 \text{ Па}$ (табл.2) отличается от контрольного на 2 %, а расчетные значения $\Delta P_{\text{нп}} = 1053 \text{ Па}$ (варианты I, II), $\Delta P_{\text{нп}} = 1845 \text{ Па}$ (вариант III) оказались близкими к принятым в качестве исходных данных. То же можно сказать о $t_{g,e}$ и $t_{p,e}$, расчетные значения которых (рис.5–7, кривые 3, 5; $t_g \approx t_p$) близки к известным для ЦКС-котлоагрегатов типа Лурги температурах газозвеси на выходе из топки.

Обозначения: С — концентрация; $D_{O_2 \rightarrow \text{см}}$ — коэффициент диффузии; F_{az} — сила сопротивления; $f_{\text{экp,б}}$ — тепловоспринимающая поверхность в КС; k_0 — предэкспоненциальный множитель; М — количество фракций; Q — тепловой эффект; R_g — универсальная газовая постоянная; z — аксиальная координата; η — кинематическая вязкость; μ — молекулярная масса; σ_0 — постоянная Стефана-Больцмана; ΔV_{O_2} — количество кислорода, выгоревшего в КС.

Индексы: air — воздух; б — КС; D — диффузия; e, 0 — выход и вход; ек — эквивалентный параметр; g, p — газ, частица; i — номер фракции; max, m — максимальный и

средний параметры; slag — сливная зола; нп — надслоевое пространство; рец — рециркуляция; см — смесь; угл — уголь; min, max — минимальный и максимальный размеры фракции.

Выводы

Разработана инженерная методика расчета топки ЦКС-котлоагрегата типа Лурги, предназначенного для сжигания высокозольных топлив, описывающая процессы аэродинамики, тепломасобмена и горения по высоте КС и НП. Методика требует небольшого объема исходных данных, позволяет оперативно получить детальную информацию о наиболее важных параметрах рабочего процесса, таких как температуры, скорости и концентрации фаз, тепловосприятие поверхностей нагрева и др., необходимых для оптимизации режимных параметров существующих и создания новых ЦКС-котлоагрегатов.

Расчеты показывают, что $Q_{\text{экp,б}}$ составляет всего около 12,4–16,5 % от тепла, воспринятого настенными поверхностями НП. Это подтверждает определяющую роль процессов тепломасобмена в НП для топочного процесса в целом.

Показано, что при сжигании АШ основными факторами, обуславливающими отклонения от заданных параметров рабочего процесса, являются $\delta_{\text{нп}}$ и β . Так, при увеличении $\delta_{\text{нп}}$ от 0,15 до 0,25 м тепловосприятие экранных поверхностей нагрева в НП снижается на 25 %, а степень выгорания кислорода в топке — от 90 до 73 %. Первое является причиной нарушения циркуляции пароводяной смеси в циркуляционном контуре, это может привести к недобору котлом нагрузки и к перегреву стенок труб в ТОКС. Второе приводит к тому, что в неохлаждаемых горячих циклонах сгорает больше кислорода. Это способствует повышению t_p , из-за чего возникает опасность агломерации частиц в циклонах и забивания подциклонных стояков.

Уменьшение $\delta_{\text{нп}}$ и увеличение $V_{\text{рец}}$ способны увеличить как тепловосприятие экранных поверхностей в НП, так и степень выгорания кислорода. На наш взгляд, регулирование $\delta_{\text{нп}}$ и $V_{\text{рец}}$ путем изменения гранулометрического состава топлива и добавления рециркулирующего материала из расходного бункера дробленой золы является наиболее эффективным способом снижения указанных факторов риска.

Список литературы

1. Майстренко А.Ю., Чернявский Н.В. Вопросы повышения эффективности использования твердого топлива на ТЭС // Энергетика и электрификация. — 2004. — № 12. — С. 17–27.
2. Майстренко А.Ю., Рохман Б.Б., Выфатнюк В.Г., Чернявский Н.В. Разработка новых технологий сжигания твердых топлив в топках с псевдооживленным слоем. 1. Инженерная методика расчета // Энерготехнологии и ресурсосбережение. — 2009. — № 1. — С. 3–12.

3. Hartge E.U., Rensner D., Werther J. Solids concentration and velocity patterns in circulating fluidized beds // *Circulating Fluidized Bed Technology*. II. Proc. 2nd Int. Conf. — Oxford : Pergamon, 1988.
4. Bolton L.W., Davidson J.F. Recirculation of particles in fast fluidized risers // *Ibid.* — P. 39–42.
5. Hoggen B., Lindstad T., Engh T.A. Distribution of particles in the freeboard region above a fluidized bed // *Fluidization*. — New York : Eng. Found. Publ., 1986. — P. 297–304.
6. Краснощекоев Е.А., Сукомел А.М. Задачник по теплотопередаче. — М. : Энергия, 1980. — 288 с.
7. Баскаков А.П., Лукачевский Б.П., Мухленов И.П. и др. Расчеты аппаратов кипящего слоя : Справ. — Л. : Химия, 1986. — 352 с.
8. Померанцев В.В., Арефьев К.И., Ахмедов Д.Б. и др. Основы практической теории горения. — Л. : Энергоатомиздат, 1986. — 312 с.
9. Майстренко О.Ю. Основні закономірності горіння та газифікації високосольного вугілля в різних модифікаціях киплячого шару : Автореф. дис. ... д-ра техн. наук. — Київ, 1999. — 35 с.
10. Топал О.І. Кінетика та динаміка вигорання високосольного енергетичного вугілля у киплячому шарі під тиском : Автореф. дис. ... канд. техн. наук. — Київ, 2000. — 19 с.
11. Махорин К.Е., Хинкис П.А. Сжигание топлива в псевдооживленном слое. — Киев : Наук. думка, 1989.
12. Бородуля В.А., ГанжаВ.Л., Каменский В.И. Гидродинамика и теплообмен в псевдооживленном слое под давлением. — Минск : Наука и техника, 1982.
13. Рохман Б. Б. К моделированию процессов переноса в надслоевом пространстве топки парогенератора с циркулирующим кипящим слоем // *Инж.-физ. журн.* — 2006. — Т. 79, № 1. — С. 20–28.

Поступила в редакцию 23.06.10

The Engineering Calculation Method and Results of Circulating Fluidized Bed Boiler Calculation Research

Maystrenko A.Yu.¹, Rohman B.B.¹, Topal A.I.¹, Vyfatniuk V.G.², Chernyavskiy N.V.¹

¹ *Coal Energy Technology Institute of NASU, Kiev*

² *Special Project Design Technological Bureau «Energomashproekt», Kiev*

The method of engineering calculation of circulating fluidized bed (CFB) boiler by fluidized bed (FB) and freebed space (FBS) height is developed. The calculated pressure drops and temperatures in FB and FBS values proximity to the values specified for Lurgi-type CFB-boilers is displayed. Heat and mass transfer processes in freebed determinative role for combustion process as a whole is determined. It is established that circulating material coursing decreases FBS walls heat perception and decreases cyclone slagging. The methods of the factors influence reduction are proposed.

Key words: circulating fluidized bed, freebed, particle, combustion, heat perception.

Received June 23, 2010

УДК 676.2.024.74.044:547.458.61

Математическое моделирование процесса сгорания древесной частицы

Карп И.Н., Колесник В.В., Орлик В.Н., Пьяных К.Е., Юдин А.С.

Институт газа НАНУ, Киев

Обоснована физическая модель древесной частицы. Построена математическая модель процесса сгорания неподвижной частицы в кислородсодержащем потоке. Проведено детальное численное исследование стадий разогрева, удаления влаги, выделения и сгорания летучих компонентов, горения углеродного остатка частицы. Определены температурные уровни и длительность указанных стадий.

Ключевые слова: влага, испарение, летучие, горение, коксовый остаток, время выгорания.