

ФИЗИЧЕСКОЕ И МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ПЕРЕНОСА И ГОРЕНИЯ В ТОПОЧНОМ УСТРОЙСТВЕ С ЦИРКУЛИРУЮЩИМ КИПЯЩИМ СЛОЕМ

Вл. В. Саломатов^{1,2}, Вас. В. Саломатов¹

¹Институт теплофизики СО РАН, ИТ СО РАН, Новосибирск, Россия, vvs@itp.nsc.ru

²Новосибирский национальный исследовательский государственный университет, Новосибирск, Россия

Одним из перспективных направлений повышения энергетической эффективности и экологической безопасности котельных агрегатов ТЭС на самых низкокачественных, прежде всего, местных углях и твердых отходах, является использование технологии циркулирующего кипящего слоя (ЦКС). В докладе исследуются процессы переноса и горения в топочном устройстве по перспективной схеме «ЦКС-циркофлюид», отличительными признаками которой выступают: повышенный КПД из-за глубокого охлаждения дымовых газов, применение менее дорогих сталей, а также наличие более надежного «холодного» циклона. Детальные и систематические исследования топочных процессов на углях и твердых горючих отходах, прежде всего, на сибирском антраците, применительно к данной схеме практически отсутствуют. С помощью физического и математического моделирования реализуется возможность получения информации о закономерностях аэродинамики, теплообмена и горения в реагирующей турбулентной циркулирующей двухфазной среде.

1. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ДВУХФАЗНОГО ПОТОКА В ЦКС

1.1. «Холодный» стенд и лазерная волоконно-оптическая диагностика двухфазного потока. На рис. 1 приведена схема холодного стенда ЦКС. Рабочая камера выполнена из оргстекла, имеет поперечные размеры 7 см × 7 см и высоту 120 см. Воздух в камеру для ожижения подается от линии высокого давления 16 ата через пористую плиту равномерно по всему ее сечению. Сопротивление плиты пропорционально скорости фильтрации газа и при средней по сечению камеры скорости 5 м/с равно 80 кПа. Расход воздуха контролируется расходомерной шайбой, установленной в подводящей трубе.

Циркулирующий материал (речной песок на данном этапе работы) выносится в первичный, а затем вторичный циклоны, где он отделяется от воздуха, выходящего в атмосферу. После прохождения циклонов песок попадает в опускную секцию установки и оттуда через L-клапан воздухом подается обратно в рабочую камеру. Точка возврата находится на высоте 14 см над пористой плитой. Для определения расхода твердой фазы измерялся перепад давления воздуха вдоль горизонтального колена L-клапана. Так как расход твердой фазы будет однозначной функцией перепада давления вдоль клапана только при движении песка, на выходе из клапана в рабочую камеру устанавливалась ограничительная шайба с отверстием, размеры которого обеспечивали такой режим движения. Калибровку клапана (установление зависимости массы частиц G_S от перепада давления Δp на клапане) проводили, фиксируя время, за которое определенная масса песка поступает в рабочую камеру при отсутствии циркуляции в контуре установки.

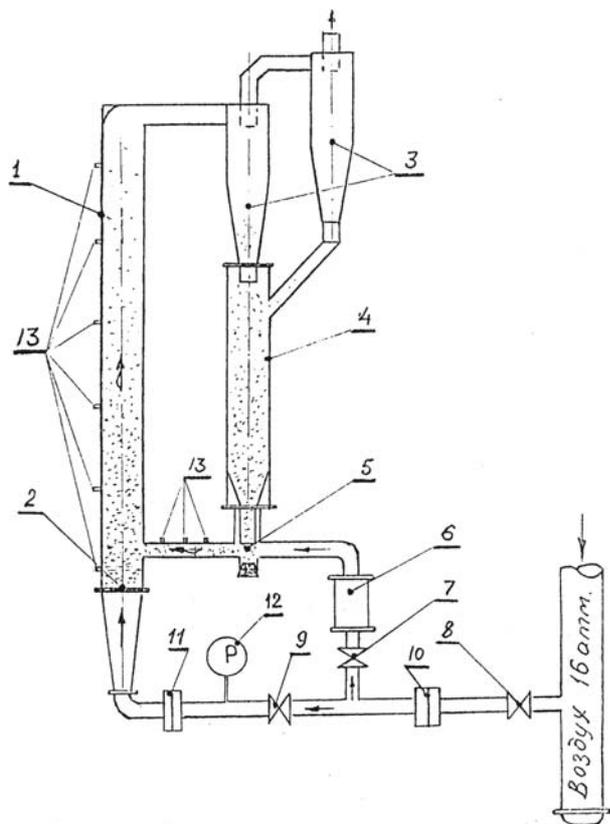


Рис. 1. Схема холодного стенда ЦКС
 1 – рабочая камера; 2 – пористая плита; 3 – циклоны; 4 – опускной участок; 5 – L-клапан; 6 – ротаметр; 7, 8, 9 – вентиль; 10, 11 – расходомерные шайбы; 12 – манометр; 13 – точки съема давления.

Для измерения перепадов статического давления на боковой поверхности рабочей камеры, начиная с ее основания (сразу над пористой плитой) и до высоты 1 м с шагом 20 см, сделаны отверстия $\varnothing 4$ мм (6 точек). Эти же отверстия использовались и для введения оптико-волоконного зонда измерителя концентраций разработки ИТ СОРАН типа «Кварцлик».

Для изучения особенностей гидродинамики ЦКС требуется знание локальных характеристик двухфазного течения, а, следовательно, и разработка новых измерительных методов их определения. Одной из важнейших характеристик газодисперсного потока является концентрация дисперсной фазы, поддержание которой в заданных пределах обеспечивает саму технологию ЦКС.

Так как песок не обладает зарядом, магнитным полем и имеет малую массу, для измерения концентрации дисперсной фазы наиболее эффективен волоконно-оптический метод ее измерения. Блок-схема волоконно-оптической системы приведена на рис. 2.

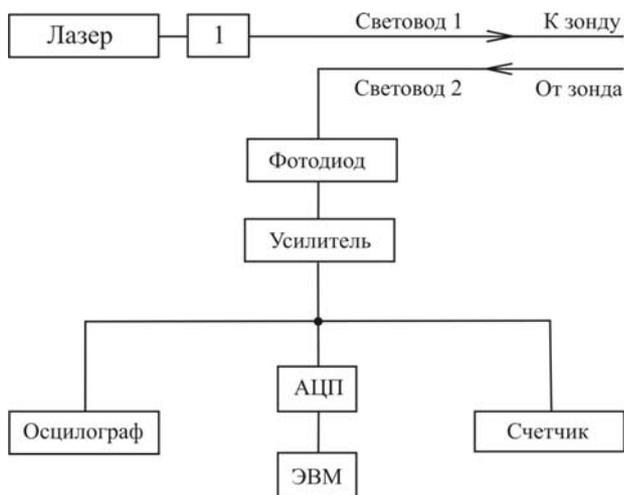


Рис. 2. Блок-схема волоконно-оптической системы.

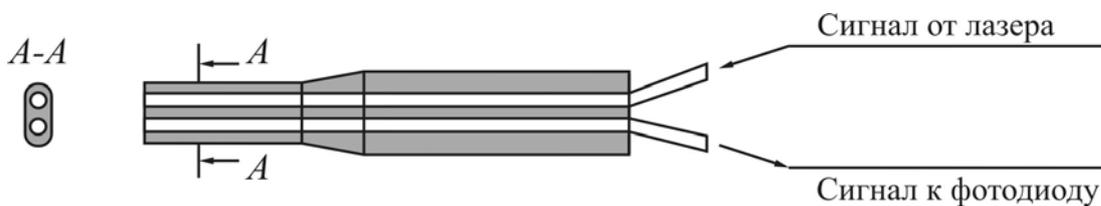


Рис. 3. Оптоволоконный зонд

Зонд оптико-волоконного измерителя концентрации выполнен из стального капилляра эллипсоидной формы, в который вставлено два кварцевых световода диаметром 100 мкм каждый (см. рис. 3). Луч от гелий-неонового лазера через один из световодов попадает в измерительный объем. Свет, рассеянный на твердых частицах, через второй световод попадает на фотодиод. Далее промодулированное частицами излучение фотодиодом преобразуется в электросигнал, который усиливается, оцифровывается АЦП и поступает в постоянную память ЭВМ для хранения и обработки. На рис. 4 показана схема измерительного объема.

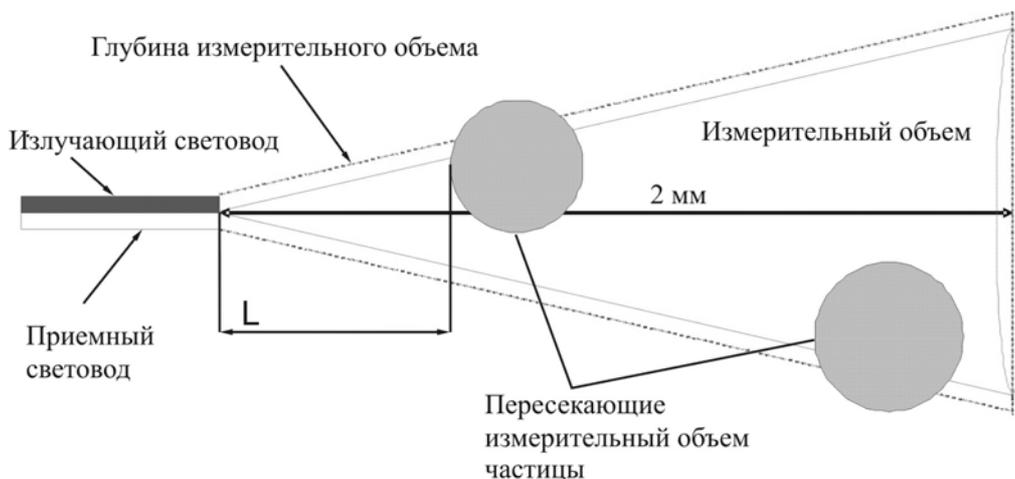


Рис. 4. Схема измерительного объема

Сигнал обрабатывается с целью определения весовой концентрации частиц песка в измерительном объеме. Предварительные эксперименты и анализ формы полученных сигналов позволили сделать вывод о достаточно частом одновременном присутствии двух и более частиц в измерительном объеме. Для их разграничения написана программа, позволяющая рассчитать амплитуду импульса, соответствующего отраженному от частицы излучению, и его длительность. Определение амплитуды производится путем последовательной достройки правой стороны импульса по известной левой, что позволительно вследствие осевой симметрии измерительного объема. На рис. 5 показан типичный фототок, полученный в эксперименте.

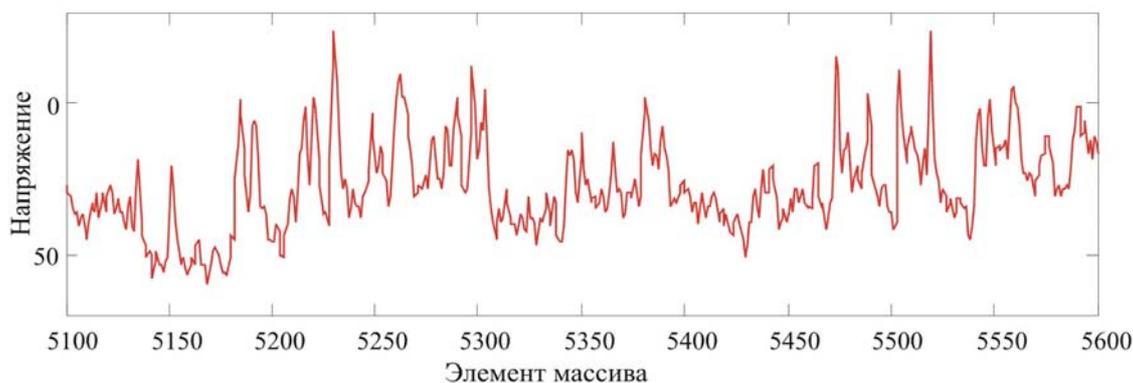


Рис. 5. Образец фототока

Для уменьшения влияния шума был применен цифровой фильтр на базе преобразования Фурье. Процедура фильтрации состоит в следующем. Исходный сигнал раскладывается в ряд Фурье, где каждый член ряда соответствует некоторой частоте. Считается, что составляющие высокой частоты обязаны шуму. Далее определяется частотная граница. Члены разложения Фурье, соответствующие частоте выше граничной, исключаются. Далее ряд подвергается процедуре свертки в преобразованный сигнал. Преобразование осуществляется с помощью программного пакета MathCad 7.

В зависимости от ожидаемой величины концентрации выбирают глубину измерительного объема, по которой определяется амплитуда импульса, соответствующая частице, которая находится на расстоянии от среза световодов, равном измерительному объему. Далее рассчитывается число частиц, попавших в измерительный объем путем сравнения амплитуды всех импульсов с граничной, и при превышении граничной амплитуды частица считается попавшей в измерительный объем. Для осуществления такой методики необходимо заранее теоретически или экспериментально определить зависимость между амплитудой импульса и расстоянием от частицы до световода. Амплитуда есть функция от мощности излучения, диаметра частицы, расстояния до частицы, коэффициента отражения поверхности частицы. Кроме того, необходима узкая фракция частиц или известный закон их распределения по размеру.

Программа корректно определяет число частиц, если одновременно в измерительном объеме находится не более двух частиц, причем время между «влетом» первой и второй частиц не должно быть меньше половины времени пролета первой частицы через измерительный объем. Для уменьшения вероятности одновременного или близкого к одновременному попаданию частиц в измерительный объем и выполняется процедура искусственного программного ограничения глубины измерительного объема. В итоге по известной глубине измерительного объема рассчитывается его величина, а по числу частиц и

времени их пребывания определяется массовая концентрация твердой фазы в измерительном объеме.

1.2. Тарировка измерительной системы. Тарировка измерительной системы проводилась на экспериментальном объекте с истечением песка через отверстия разного диаметра под действием силы тяжести. Концентрация по оси струи находилась следующим образом:

1. Определялся массовый расход песка для данного отверстия.

2. Подсчитывая число импульсов, амплитуда которых превышала уровень дискриминации, и одновременно измеряя концентрацию, определяли среднее время пребывания частицы в измерительном объеме. Считалось, что $1/\tau$ пропорционально скорости частиц V_S . Среднее время пребывания определялось на нескольких высотах.

3. В предположении свободного падения частиц в начальном участке струи, рассчитывалась скорость частиц:

$$\begin{cases} \frac{V_{S_1}^2}{2} + gH_1 = \frac{V_{S_2}^2}{2} + gH_2 \\ V_1 = \frac{\alpha}{\tau_1}; \quad V_2 = \frac{\alpha}{\tau_2} \end{cases} \quad (1)$$

откуда

$$V_S = \left(\frac{2g(H_2 - H_1)}{1 - (\tau_1/\tau_2)^2} \right)^{1/2} \quad (2)$$

4. Скорость, определенная на высоте H , пересчитывалась на скорость частиц при выходе из отверстия, Концентрация определялась по скорости на выходе из отверстия и его массовому расходу:

$$\varepsilon_S = \frac{G_S}{V_S \cdot \rho_S \cdot S} \quad (3)$$

Из сопоставления G_S , V_S и измеренных концентраций для разных размеров отверстий (\varnothing 2.9 мм, 4.5 мм, 6,8 мм) оказалось, что S равно площади отверстия.

5. Поправочный коэффициент α в (1) находился по результатам предварительной калибровки как отношение истинной (определенной по описанной схеме) концентрации к измеренной (показанной прибором) концентрации. На рис. 6 приведены калибровочные кривые концентраций для отверстий \varnothing 2.9 мм, 4.5 мм.

Проведенные отладочные эксперименты показали, что для времени измерения более 5 с случайная ошибка измерения, вызванная нестационарностью процессов, флуктуациями, не превышает 5 %. Погрешность разработанного метода измерения концентрации твердой фазы определялась сравнением расчетных данных с экспериментальными при гравитационном истечении песка из калиброванного отверстия и во всем диапазоне измерений она порядка 7%.

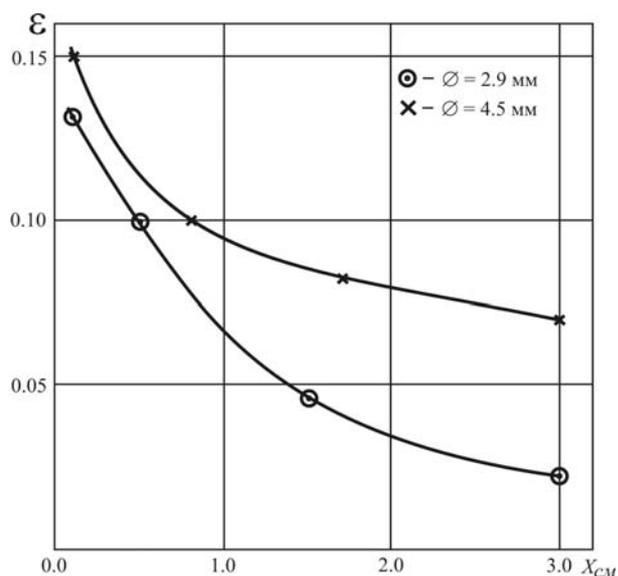


Рис. 6. Калибровочная кривая для отверстий \varnothing 2.9 мм, 4.5 мм.

1.3. Исследование гидродинамики ЦКС–циркофлюид. На данном этапе эксперименты проводились с использованием в качестве циркулирующего материала речного песка с плотностью $2.7 \cdot 10^3$ кг/м³, насыпной плотностью $1.7 \cdot 10^3$ кг/м³, размерами частиц $315 \text{ мкм} < d_s < 400 \text{ мкм}$.

Для определения средних по сечению концентраций дисперсной фазы был использован метод измерения перепадов давления по высоте рабочей камеры, который применялся многими авторами. Разница статических давлений между двумя соседними точками измерялась тензометрическим преобразователем давления «Сапфир 22ДД» с верхним пределом чувствительности 1.6 кПа и погрешностью 0.25 % от шкалы прибора. Показания фиксировались цифровым вольтметром.

На рис. 7 приведены графики зависимости давления от высоты, начиная от дна подъемной колонны при разных скоростях оживающего воздуха.

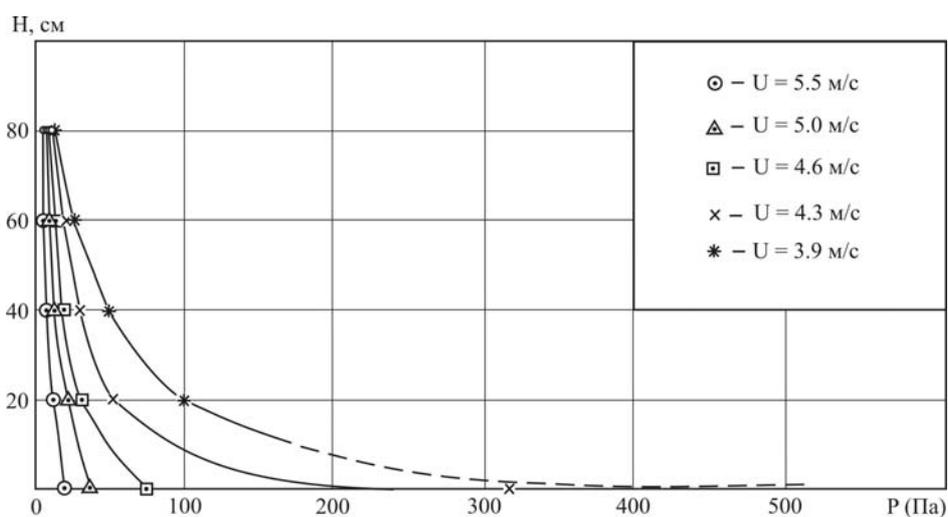


Рис. 7. Графики зависимости давления от высоты (расход твердой фазы $G = 30$ г/с)

Видно, что основное накопление массы происходит в нижней части колонны. Распределение концентраций дисперсной фазы по высоте характеризуется экспоненциальным затуханием

$$\bar{c}_s = \bar{c}_s^\infty + (\bar{c}_s^0 - \bar{c}_s^\infty)e^{-\gamma H}. \quad (4)$$

Показано, что при расходе песка $G_s = 30$ г/с и скорости несущего воздуха $U = 4.6$ м/с для наших экспериментов $\gamma = 0/9$ м⁻¹.

Измерение локальных концентраций твердой фазы в горизонтальной плоскости колонны производилось оптоволоконным измерителем концентраций. Зонд измерителя вводился в камеру через те же отверстия, через которые измерялось статическое давление. Перед и после каждого прохождения профиля проводилась калибровка зонда на струе песка, вытекающей из сопла под действием силы тяжести из отверстия $\varnothing 2.9$ мм. Сравнение средней концентрации, полученной интегрированием по профилю (с использованием калибровки) и концентрации, рассчитанной по перепаду давления дают близкие результаты. Так, при $U = 4.3$ м/с, $G_s = 30$ г/с, $H = 20$ см значение относительной концентрации, полученное интегрированием, равно 2.3 %, а по перепаду давления – 2.1 %. При $H = 40$ см – соответственно 0.8 % и 0.75 %.

На рис. 8 приведены графики распределения концентрации твердой фазы поперек камеры для разных скоростей газа и массовом расходе песка $G_s = 30$ г/с. Из рис. 8 следует, что распределение песка по камере существенно неоднородно и концентрация у стенок почти на порядок выше, чем в центре колонны для всех скоростей, на которых проводились измерения.

Можно отметить и то, что распределение концентраций частиц весьма симметрично относительно центра камеры, несмотря на то, что возврат осуществляется всего на 6 см ниже профиля наблюдения. Это, казалось бы, должно вносить существенную асимметрию в картину распределения. Последнее можно интерпретировать следующим образом. Либо существует интенсивный механизм, выравнивающий профиль концентраций вверх по потоку, либо возврат «проваливается» в нижнюю часть колонны, где в плотной части слоя и происходит выравнивание.

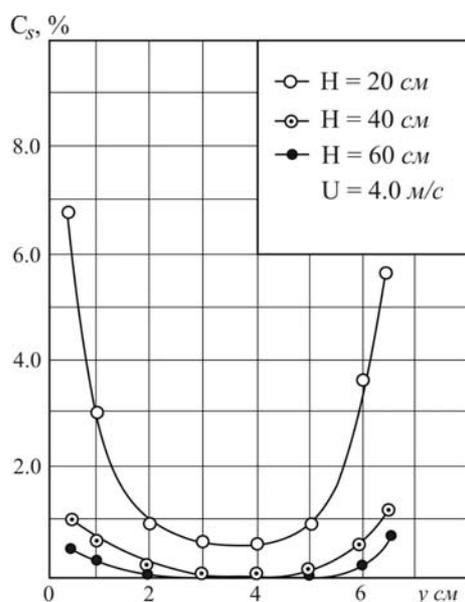


Рис. 8. Распределение относительной концентрации твердой фазы в рабочей камере при скорости $U = 4.0$ м/с на разной высоте.

На рис. 9 приведены профили распределения относительной концентрации твердой фазы при разных скоростях газа на высоте $H = 20$ см. С ростом высоты концентрация твердой фазы быстро падает, но характер распределения практически не меняется. По-прежнему, ее значение у стенки примерно на порядок выше, чем в центре камеры.

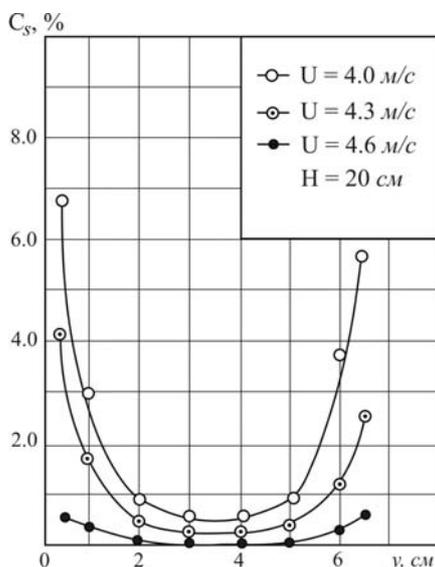


Рис. 9. Распределение относительной концентрации твердой фазы в рабочей камере на высоте $H = 20$ см при разных скоростях.

По результатам выполненных экспериментов на холодном стенде сложилось представление о характерных особенностях поведения дисперсной среды в ЦКС. Здесь, прежде всего, следует отметить: неравномерное распределение концентрации частиц по высоте подъемной колонны; выраженная неоднородность профиля скорости фаз и пористости по сечению аппарата; наличие пристенных зон ссыпания дисперсного материала; пульсирующий характер движения смеси. В стенде ЦКС скорость газа превышает скорость витания подавляющего числа частиц. Как показывает визуализация течения в подъемной колонне (часть песка окрашивалась тушью в черный цвет), все поле течения смеси газа с твердыми частицами может быть разделено на две зоны. В первой зоне – в ядре потока, которая занимает большую часть сечения, все частицы движутся вверх. Во второй зоне – в пристенной области, которая занимает меньшую часть сечения непосредственно у стенки, часть частиц движется вниз в виде устойчивых кластеров.

Такая структура пристенного течения в подъемном участке является принципиальным признаком для ЦКС. Последняя ответственна за внутреннюю циркуляцию частиц, которая, в свою очередь, определяет всю особенность процессов переноса в ЦКС.

2. МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ В ЦКС-ЦИРКОФЛЮИД

2.1. Двухмерная модель. Проведенные экспериментальные исследования структуры течения в котлах с циркулирующим кипящим слоем (ЦКС) свидетельствуют об образовании в нижней части топки котла в области возврата второй фазы высокоскоростного кипящего слоя в случае, когда скорость подачи оживающего газа значительно превышает скорость псевдооживления. При этом в слое не происходит образования газовых пузырей, но концентрация частиц остается высокой и взаимодействие между ними происходит достаточно интенсивно. В надслоевом пространстве концентрация частиц быстро падает и происходит переход к режиму течения газозвеси. Здесь могут образовываться объединения частиц типа кластеров, аэродинамическое сопротивление частиц в которых из-за их

стесненности меньше сопротивления одиночной частицы, вследствие чего происходит опускание таких конгломератов под действием силы тяжести в нижнюю часть топки котла, где они и разрушаются в высокоскоростном кипящем слое.

В данной работе совместно с А. Д. Рычковым расчет таких течений проводится в рамках континуальной модели. Для описания движения несущего газа используется осредненная система уравнений Навье – Стокса и однопараметрическая модель турбулентности (с одним уравнением для кинетической энергии турбулентности k). Движение частиц описывается с помощью предлагаемой модели, являющейся, по сути, комбинацией моделей, предложенных в [1, 2], в которой учитываются как процессы взаимодействия между частицами в областях их больших концентраций [1], так и особенности их взаимодействия с газом в режиме газозвеси [2]. Для возможности перехода от одной модели к другой вводится специальная функция переключения, зависящая только от объемной концентрации частиц.

Система уравнений, описывающая такое течение с малыми дозвуковыми скоростями, в векторно-тензорном виде может быть записана как

$$\begin{aligned}
\frac{\partial}{\partial t} \rho + \nabla \rho \bar{U} &= J, \\
\frac{\partial}{\partial t} (\rho \bar{U}) + \nabla \rho \bar{U} \bar{U} + \nabla p - \nabla (\eta \tau_g) &= C_R (\bar{U}_s - \bar{U}), \\
\frac{\partial}{\partial t} (\rho h) + \nabla (\rho \bar{U} h - \lambda_g \nabla T) &= C_a (T_s - T), \\
\frac{\partial}{\partial t} (\rho k) + \nabla (\rho \bar{U} k - \left(\frac{\mu_l}{\sigma} + \mu \right) \nabla k) &= - \left[\mu_l \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_k} + \frac{\partial u_k}{\partial x_i} \right) + \right. \\
&+ \left. \frac{2}{3} \left(\rho k + \mu_l \frac{\partial u_l}{\partial x_l} \right) \delta_{ik} \right] \frac{\partial u_i}{\partial x_k} - \rho (\varepsilon + \varepsilon_s) \quad (i, k, l = 1, 2), \\
\frac{\partial}{\partial t} \rho_j + \nabla \rho_j \left(\bar{U} - \frac{\mu_{cf}}{Sc} \nabla \rho_j \right) &= J_j \quad (j = 1, 2),
\end{aligned} \tag{5}$$

где $p = TR_0 (\rho_1 / g_1 + \rho_2 / g_2 + \rho_3 / g_3) / \eta$;

$$\begin{aligned}
\frac{\partial}{\partial t} \rho_s + \nabla (\rho_s \bar{U}_s + \langle \rho'_s \bar{U}'_s \rangle) &= -J, \\
\frac{\partial}{\partial t} (\rho_s \bar{U}_s) + \nabla \rho_s \bar{U}_s \bar{U}_s + \bar{U}_s \langle \rho'_s \bar{U}'_s \rangle &+ \delta(\eta_s) [G_s \nabla \eta_s - \nabla \eta_s \tau_s] + \\
&+ \nabla \rho_s \langle \bar{U}_s \bar{U}'_s \rangle = C_R (\bar{U} - \bar{U}_s) + \rho_s \bar{g}, \\
\frac{\partial}{\partial t} (\rho_s h_s) + \nabla [(\rho_s \bar{U}_s + \langle \rho'_s \bar{U}'_s \rangle) h_s - \lambda_s \nabla T_s] &= C_a (T - T_s) + J q_s,
\end{aligned} \tag{6}$$

$$\rho_s = \eta_s \rho_b, \quad \rho = \eta \rho_g, \quad \eta + \eta_s = 1,$$

$$\rho = \rho_1 + \rho_2 + \rho_3, \quad J = J_2 - J_1, \quad J = -4\pi \rho_c r_c^2 \frac{dr_c}{dt} = f(\rho, T),$$

Корреляции пульсационных параметров частиц определяются через осредненные параметры несущего газа. Выражения для них и для диссипативного члена ϵ_s , учитывающего дополнительную диссипацию k на частицах, взяты из [3]. Индекс s относится к параметрам частиц, g – к параметрам газа, цифровые индексы 1–3 – к параметрам O_2 , CO_2 и N_2 соответственно.

Принципиальным моментом в модели ЦКС становится учет неравномерного распределения концентрации твердой фазы по высоте топочной камеры, а именно:

- повышенное содержание частиц в нижней части топки, где характерны высокие значения объемной концентрации частиц. Здесь существенны эффекты взаимодействия частиц между собой, обусловленные их соударением. Также четко выражена внутренняя нестационарная циркуляция дисперсного материала. Это дает возможность при моделировании теплового состояния двухфазной смеси принять одинаковость температуры газа и частиц;
- низкие концентрации твердого материала в верхней части топки, соответствующие движению двухфазной среды в режиме газозвеси, также позволяют допустить равенство температур газа и частицы, т.к. при движении мелких твердых частиц их температурный режим быстро реагирует на изменение температуры газа;
- в надслоевом пространстве концентрация частиц быстро падает и происходит переход от режима псевдооживленного слоя к режиму течения газозвеси. Здесь образуются кластерные объединения частиц, аэродинамическое сопротивление в которых из-за их стесненности меньше сопротивления одиночной частицы. Вследствие чего происходит опускание таких конгломератов под действием силы тяжести в нижнюю часть топки, где они затем разрушаются в форсированном кипящем слое. Для учета этой изменяющейся физической картины по высоте топки нами вводится специальная «функция переключения», зависящая от объемной концентрации частиц. В общем строится континуальная модель двумерного течения, тепломассообмена и горения. Для учета этой изменяющейся физической картины по высоте топки нами вводится специальная «функция переключения», зависящая от объемной концентрации частиц.

Численное моделирование проводилось применительно к модельной установке Института теплофизики СО РАН; схема ее показана на рис. 10.

Областью решения системы уравнений (1), (2), обозначенной на рис. 10 как $ABCDEF$, являлись канал и часть горизонтального газохода установки. В качестве граничных условий для газа на входе AB задавались массовый расход, направление вектора скорости и температура; на непроницаемой стенке канала – условия прилипания; в выходном сечении CD – "мягкие" граничные условия, типичные для расчета вязких течений. Для частиц на стенках канала и в сечении AB нормальная составляющая вектора скорости полагалась равной нулю, в сечении возврата второй фазы (EF) массоприход частиц принимался равным их расходу через выходное сечение CD . На стенках канала учитывалась также сила сухого трения частиц. Временем задержки частиц в циклоне на данном этапе исследований пренебрегалось.

Для численного решения задачи использовался известный метод Патанкара [3], который позволяет достаточно эффективно рассчитывать течения с малыми дозвуковыми скоростями. Применялась неравномерная прямоугольная разностная сетка, сгущающаяся вблизи стенок канала. Значения эмпирических констант, входящих в однопараметрическую модель турбулентности, выбирались традиционными; коэффициент динамической вязкости частиц μ_s , входящей в тензор τ_s , выражения для G_s , C_R и C_α задавались в соответствии с рекомендациями работ [1, 2], т. е.

$$\mu_s = 0.65[\text{Па} \cdot \text{с}], \quad G_s = 10^{-8.76(1-\eta_s)+5.43} [H/c],$$

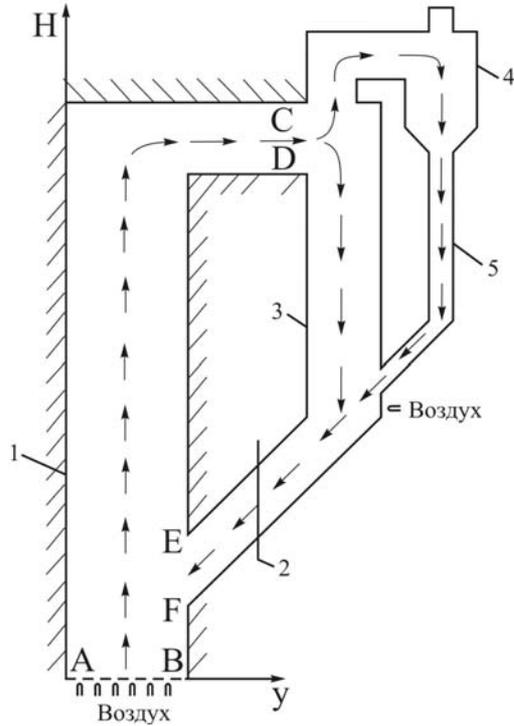


Рис. 10. Общая схема установки с ЦКС-циркофлюид и области решения:
 1 – подъемная рабочая колонна; 2 – клапан;
 3 – опускная колонна; 4 – циклон;
 5 – линия возврата частиц; ABFEDC – расчетная область.

$$C_R = 150 \frac{\eta_s^2 \mu_g \rho_s}{(\eta 2r_s)^2 (\rho_s - \rho_g)} + 1.75 \frac{\rho_g \rho_s |\vec{U} - \vec{U}_s| \eta_s}{(\eta 2r_s) (\rho_s - \rho_g)}, \quad \eta \leq 0.8,$$

$$C_R = \frac{3}{4} C_0 \frac{\rho_g \rho_s \eta_s |\vec{U} - \vec{U}_s|}{2r_s (\rho_s - \rho_g)} \eta^{-2.65}, \quad 0.8 \leq \eta \leq 0.95,$$

$$C_0 = \begin{cases} \frac{24}{\text{Re}} (1 + 0.15 \text{Re}^{0.68}), & \text{Re} \leq 1000, \\ 0.44, & \text{Re} \geq 1000, \end{cases}$$

$$C_R = \frac{18 \mu_g \rho_s \eta_s}{(2r_s)^2} (1 + 0.179 \text{Re}^{0.5} + 0.013 \text{Re}), \quad \eta \geq 0.95,$$

$$\text{Re} = |\vec{U} - \vec{U}_s| 2r_s \rho_g \eta / \mu_g, \quad C_\alpha = \frac{6 \lambda_g \text{Nu} \eta_s}{(2r_s)^2}, \quad \text{Nu} - \text{число Нуссельта}.$$

Функция переключения $\delta_s(\eta_s)$ имела вид

$$\delta_s(\eta_s) = \begin{cases} 0, & \eta_s \leq \eta_{s1}, \\ 0.5 \left[1 - \cos \left(\pi \frac{\eta_s - \eta_{s1}}{\eta_{s2} - \eta_{s1}} \right) \right], & \eta_{s1} \leq \eta_s \leq \eta_{s2}, \\ 1, & \eta_s \geq \eta_{s2}, \end{cases}$$

где полагалось $\eta_{s1} = 0.05$, $\eta_{s2} = 0.1$.

2.2. Результаты двумерных расчетов и сравнение с экспериментом. Результаты расчетов и экспериментов показали, что плотность частиц распределена крайне неравномерно как по высоте канала, так и по его сечениям. В области ввода частиц возле стенки канала имеет место опускное движение частиц и образование здесь высокоскоростного кипящего слоя; в выходном сечении "г-образного" колена также наблюдается значительная неравномерность в распределении плотности частиц. Особенно интересно образование зоны повышенной концентрации частиц у верхней стенки колена. На рис. 11 приведены распределения плотности частиц в двух поперечных сечениях канала, в которых были проведены экспериментальные измерения (показаны квадратиками). Расход воздуха в этом случае составлял 22 г/с, частиц – 30 г/с. Видно, что результаты расчетов вполне удовлетворительно совпадают с данными измерений, особенно в сечении $y = 0,2$ м. Однако при $y = 0,4$ м, где течение происходит в режиме газозвеси, значения плотности оказываются несколько завышенными.

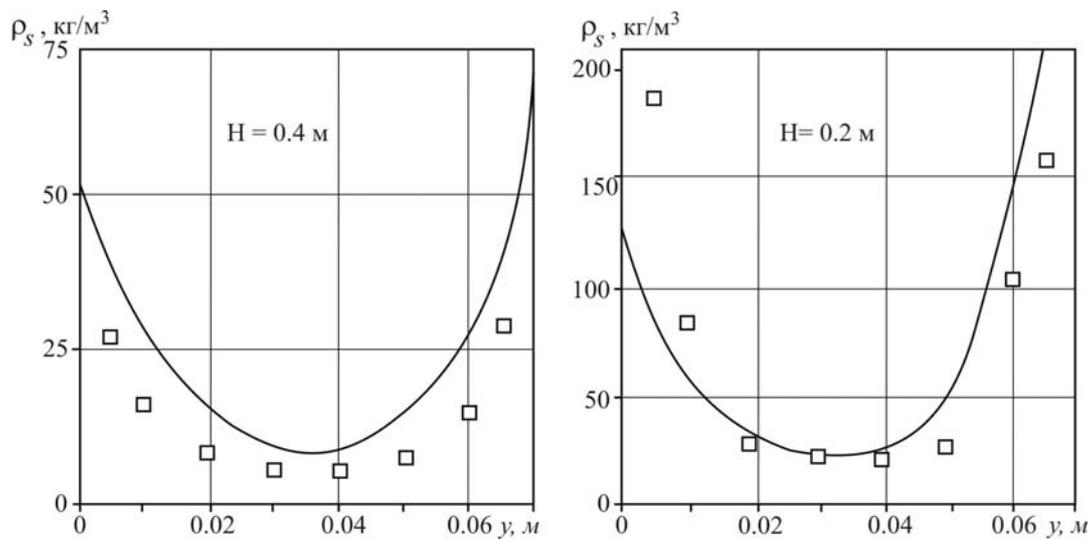


Рис. 11. Распределение плотности частиц в поперечных сечениях канала.
 a, b — $y = 400$ и 200 мм соответственно. Пояснения см. в тексте.

На рис. 12 приведено расчетное распределение поперечных скоростей газа и частиц в тех же сечениях. Видно, что у стенки канала имеет место обратное (опускное) движение частиц. Расположение зон такого движения (зон "осыпания") достаточно хорошо согласуется с экспериментом.

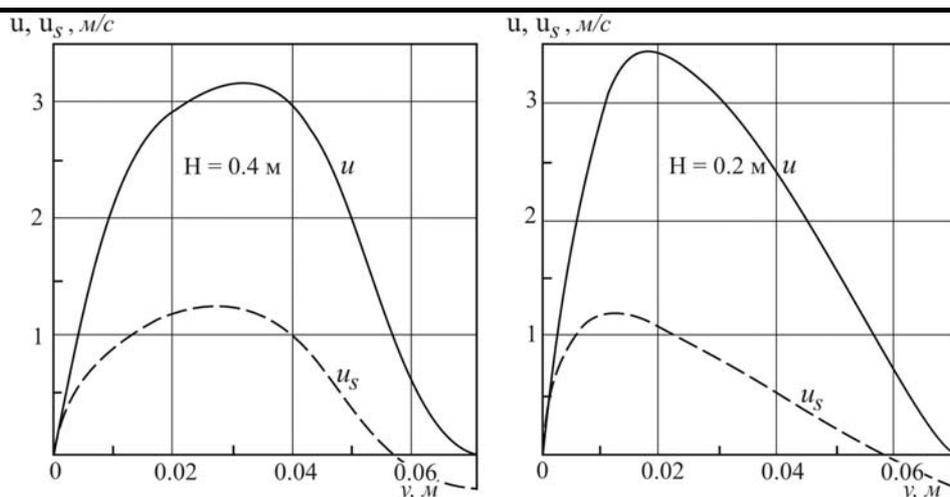


Рис. 12. Распределение скорости газа и частиц в поперечных сечениях канала. а, б – $y = 400$ и 200 мм соответственно. Сплошная линия – u , штриховая – u_s .

Разработанный компьютерный код тестировался на данных проведенного экспериментального исследования. На рис. 13 представлены результаты сопоставления расчетных (по двухмерной модели) экспериментальных данных: средних по сечению и осредненных во времени значений давления (сплошная кривая – скорость подачи оживающего воздуха через пористую секцию $U = 3.9$ м/с, пунктирная – 4.3 м/с, значки – данные опыта).

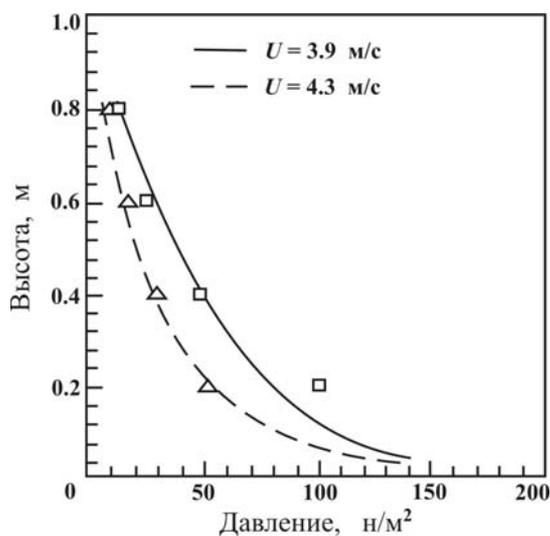


Рис. 13. Распределение давления по высоте.

Видно, что имеет место надежное согласование результатов по всей высоте. Расхождение имеет место лишь в окрестности зоны возврата твердой фазы в подъемную колонну. Последнее, скорее всего, связано с использованием двухмерной модели и заменой отверстия вдува частиц зазором в виде щели, характерной для плоской постановки задачи. Наряду с рассмотренными примерами были рассчитаны варианты с повышенными скоростями подачи воздуха при том же расходе твердой фазы. С ростом скорости оживающего воздуха согласование с экспериментальными данными ухудшалось. По-видимому, это связано с влиянием ограждающих стенок, общая площадь которых в

пространственной конфигурации, имеющей квадратное поперечное сечение, вдвое больше соответствующей площади в плоской модели. Последнее, вероятно, приводит к изменению структуры течения в зоне разворота потока, а также уменьшает амплитуду гидродинамических пульсаций.

На рис. 14 приведены осредненные во времени профили концентраций частиц для $U = 4$ м/с на высоте $H = 0.2$ м (рис. 5,а) и $H = 0.4$ м (рис. 5,б). Из рисунков видно, что экспериментальные профили менее заполнены, т.к. движение смеси в пространственном случае характеризуется заметно более высоким уровнем воздействия ограничивающих стенок. В целом же согласование можно считать удовлетворительным, т.к. даже двухмерным расчетом правильно отражается качественная картина распределения, и сопоставляются количественно концентрации в пристенной зоне и ядре двухфазного потока.

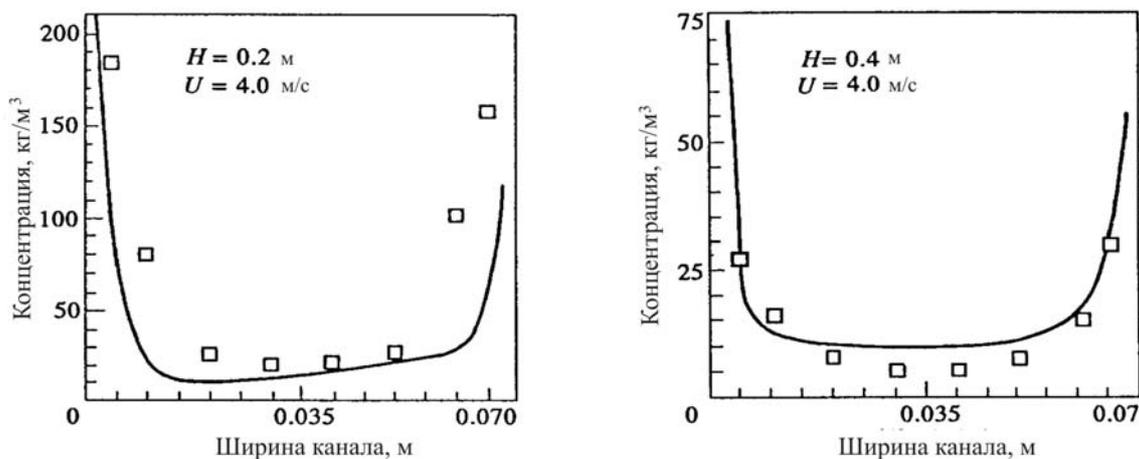


Рис. 14. Профили концентраций по сечению.

Видно, что результаты расчетов вполне удовлетворительно совпадают с данными эксперимента. Как следует из рис. 15 у правой стенки подъемной колонны имеет место опускное движение частиц, что наблюдается и в опытах. Аналогичные зоны «ссыпания» располагаются и у левой стенки в верхней части топки, что также хорошо согласуется с экспериментом.

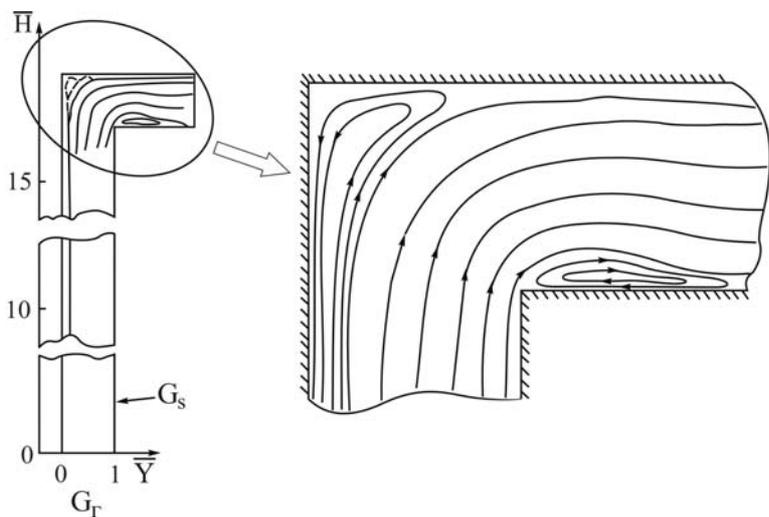


Рис. 15. Структура течения в модельной установке:
 G_s – расход частиц, G_r – расход газа,
 \bar{H} – вертикальная безразмерная координата топки, \bar{Y} – поперечная безразмерная координата топки.

На рис. 16 показано изменение ряда параметров течения по высоте канала вдоль его средней линии, что дает представление о структуре течения. Наибольшее значение градиент давления имеет место в нижней части топки, что является характерным признаком форсированного кипящего слоя.

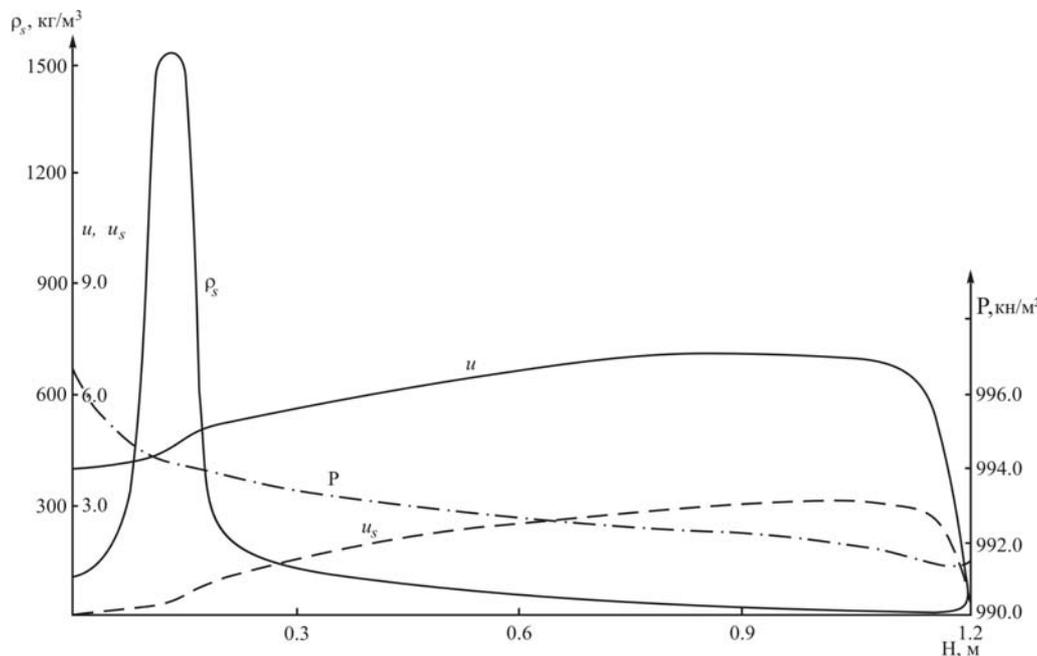


Рис. 16. Распределение ряда параметров «холодного» течения по высоте топки.

2.3. Численное моделирование процессов розжига и выгорания топлива в ЦКС. При моделировании процесса розжига и выгорания использовалась та же геометрия области, что и для холодного течения. Моделирование проводилось в два этапа – прогрева и собственно розжига. Расчеты прогрева установки проводились в том же режиме течения, как и для холодного, т. е. без горения частиц, но в нижней части канала задавалась область с постоянной температурой газа $T = 1000$ К, что имитировало работу мазутной горелки. В качестве второй фазы (балластная масса) использовалась зола, удельная плотность которой задавалась вдвое меньшей, чем угля; стенки канала предполагались теплоизолированными. Расчет заканчивался тогда, когда температура обеих фаз уже не изменялась во времени. Оказалось, что гидродинамические картины холодного и горячего течений (структура течений) достаточно близки, хотя величины скоростей газа и частиц заметно отличаются.

Моделирование собственно процесса розжига состояло в том, что в поле течения, полученном в предыдущем расчете (в режиме прогрева), область постоянной температуры в нижней части канала исключалась, и в нижнем сечении задавался приход топлива ($r_s/r_s = 0,75$) в количестве 5 % от общей массы второй фазы, температура которого, как и температура вдуваемого воздуха, задавалась равной 300 К. После достижения стационарного теплового и гидродинамического режимов работы котла процесс розжига считался законченным.

В силу чрезвычайной сложности физико-химических процессов, протекающих в топках ЦКС в режимах розжига и при горении твердого топлива в условиях стационарного тепловыделения, создание универсальной математической модели, описывающей все детальные особенности ЦКС, не предоставляется возможным. Нами была, главным образом,

реализована 2D-модель двухфазного («газ–твердое») течения, теплообмена и горения твердого топлива, которая позволила отразить все основные свойства схемы ЦКС – циркулоид, и при умеренных затратах времени получить в достаточном объеме итоговую расчетную информацию, необходимую для анализа. Для учета процессов горения частиц твердого топлива дополнительно вводились следующие допущения:

- 1) газовая фаза состоит из окислителя (O_2), продуктов реакции (CO_2) и инертного газа (N_2);
- 2) частицы твердого топлива (сибирский антрацит) имеют сферическую форму и представляют собой конгломерат из углерода (внутреннее ядро сферы) и внешней оболочки из инертной негорючей золы. Часть массы ядра по мере его выгорания может замещаться золой, удельный вес которой меньше удельного веса углерода. Считается, что размер частицы не меняется (модель «жесткого» золотого каркаса), а ее средняя плотность изменяется. Для учета особенностей реального процесса горения угля на данном этапе исследований, скорость выгорания углеродного ядра бралась из опытной зависимости, включающей константу скорости химической реакции, а также коэффициент массообмена [4];
- 3) реакция окисления протекает на поверхности раздела между углеродом и золой. Выделяющаяся при этом теплота горения расходуется на нагрев самой частицы, а затем за счет межфазного теплообмена передается внешней среде. Температура угольной частицы по объему одинакова;
- 4) коагуляция и дробление частиц не учитывается.

Расчеты проводились в следующей последовательности. Вначале рассчитывалось двухфазное течение без горения (холодное течение) с целью проверки адекватности разработанной модели и численного алгоритма. Далее моделировался процесс розжига. После выхода на стационарный тепловой и гидродинамический режим определялись параметры в базовом режиме работы (установившееся тепловыделение).

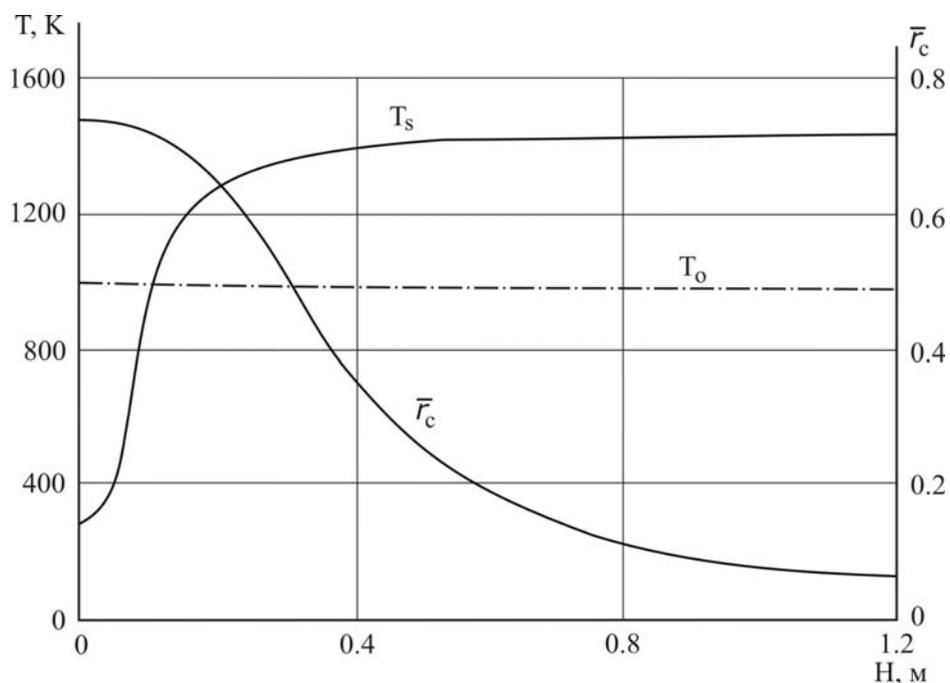


Рис. 17. Распределение параметров по высоте топki при стационарном режиме горения:

\bar{r}_c - безразмерный радиус углеродного ядра (отнесенный к первоначальному радиусу угольной частицы);
 T_0 – температура после разогрева топki, K; T_s – средняя по сечению температура угольных частиц, K.

На рис. 17 представлены распределения температуры (T_0 – температура после этапа "разогрева" установки), относительного радиуса углеродного ядра \bar{r}_c по высоте колонны после окончания процесса розжига. Видно, что полного сгорания топлива при используемых значениях входных параметров не происходит и связано это с практически полным выгоранием кислорода. Достаточно быстрый прогрев частиц поступающего холодного топлива обусловлен процессом кондуктивной теплопередачи от нагретой массы балласта вследствие интенсивного процесса столкновения частиц в кипящем слое, что находится в полном соответствии с физическими представлениями о процессах, протекающих в котлах с ЦКС.

Для неизотермических дисперсных потоков в переносе тепла на стенку нами задействованы все три механизма: кондукция, конвекция, тепловое излучение. Плотности этих потоков рассчитывались на базе обобщающих экспериментальных зависимостей, приведенных в литературе по ЦКС.

На рис. 18 показан суммарный прирост тепла в газе и твердой фазе ($Q_v = \int_v c_t \rho_t T_t dv + \int_v c_s \rho_s T_s dv$), обусловленный горением частиц угля. По этому графику можно судить о времени окончания розжига и выхода на стационарный режим тепловыделения в топке.

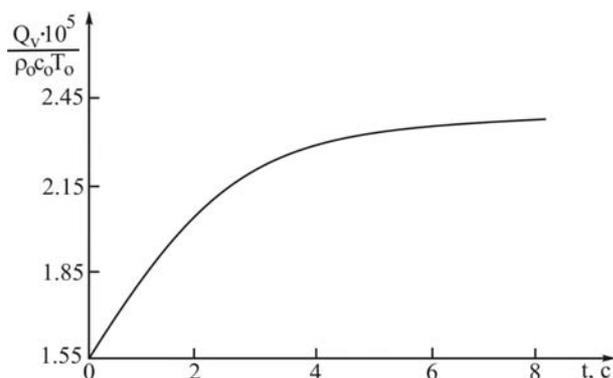


Рис. 18. Зависимость тепловыделения от горящих частиц во времени: ρ_0, C_0, T_0 – плотность, теплоемкость, температура газа после разогрева топки.

Выводы. На базе выполненных экспериментов на автоматизированном «холодном» аэродинамическом контуре ЦКС ИТ СО РАН и численных расчетов по созданной 2-D математической модели процессов переноса и горения получены следующие основные научные результаты:

- Изучено изменение давления в потоке «газ–твердое» по высоте подъемной колонны ЦКС. Наибольший градиент давления находится в зоне форсированного кипящего слоя.
- Получены данные по изменению концентрации дисперсной фазы по высоте рабочей камеры в зависимости от скорости оживающего воздуха. Показано, что уменьшение концентрации с высотой следует экспоненциальной зависимости.
- Структура двухфазного течения в модели ЦКС имеет следующие характерные особенности: неравномерное распределение концентрации частиц по высоте и сечениям, наличие пристенных зон ссыпания дисперсного материала, пульсирующий характер движения смеси.
- Всё поле течения в восходящем потоке ЦКС делится: на ядро потока, занимающее большую часть сечения колонны, где все частицы движутся вверх, и на пристенную зону,

занимающую меньшую часть сечения, где непосредственно у стенки частицы движутся вниз в виде кластеров.

- Выполнено компьютерное 2D-моделирование процессов аэродинамики, розжига и горения сибирского антрацита в модели ЦКС. Для учета в модели изменения концентрации дисперсной фазы с высотой введена специальная «функция переключения».
- Сопоставление численных и опытных данных свидетельствует о их достаточном для инженерной практики совпадении.

Работа выполнена при поддержке Минобрнауки РФ в рамках ФЦП «Исследования и разработки по приоритетным направлениям научно-технологического комплекса России на 2007-2013 годы», ФЦП «Развитие научного потенциала высшей школы»

Обозначения

C_R – коэффициент гидродинамического сопротивления; C_α – коэффициент теплоотдачи, Вт/м²·К; J – массовый поток, кг/с; G_S – массовый расход, кг/с; g – молекулярная масса, кг/кмоль; \vec{g} – вектор ускорения силы тяжести, м/с²; h – удельная энтальпия, Дж/кг; k – кинетическая энергия турбулентности, Дж; q – плотность теплового потока, Вт/м²; r_c – радиус углеродного ядра, м; R_0 – газовая постоянная, Дж/кмоль·К; S – эффективная площадь истечения, м²; Sc – число Шмидта; t – время, с; T – температура, К; \vec{U} – вектор скорости, м/с; V_{S_1} , V_{S_2} – скорости на расстояниях H_1 и H_2 от отверстия, м/с; $\delta_s(\eta_s)$ – функция переключения модели; δ_{ik} – символ Кронекера; ε_S – концентрация на выходе из отверстия, кг/м³; ε_t – скорость диссипации кинетической энергии турбулентности; η – порозность; λ – коэффициент теплопроводности, Вт/мК; μ – динамическая вязкость, кг/м·с; τ – тензор вязких напряжений, н/м²; ρ – счетная плотность, кг/м³; ρ_c – плотность углеродного ядра, кг/м³; ρ_S – плотность частиц песка, кг/м³; . Индексы: c – углеродное ядро; ef – эффективный; g – газ, s – твердое, t – турбулентный; 1, 2, 3 – соответственно O₂, CO₂ и N₂.

Литература

1. **Tsuo Y. P., Gidaspov P.** Computation of flow in circulating fluidized beds // AIChE Journal. 1990. Vol. 36. P. 885-896.
2. **Шрайбер А. А., Гавин Л. Б., Наумов В. А., Яценко В. П.** Турбулентные течения газовзвеси. – Киев: Наукова думка, 1987. 240 с.
3. **Патанкар С.** Численные методы решения задач теплообмена и динамики жидкости. – М.: Энергоатомиздат, 1984. 152 с.
4. **Пузырев Е. М.** Организация топочного процесса в кипящем слое: обзор. – М.: ЦНИИТЭИтяжмаш, 1990. 36 с.