

## ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ И МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ АЭРОДИНАМИКИ, ТЕПЛОМАССОБМЕНА, ИЗЛУЧЕНИЯ И ГОРЕНИЯ ДРОБЛЕННОГО ТОПЛИВА В ЦИРКУЛИРУЮЩЕМ КИПЯЩЕМ СЛОЕ

Вл.В. Саломатов, А.Д. Рычков, Вас.В. Саломатов

*Выполнено физическое моделирование холодной двухфазной аэродинамики в модели котла с ЦКС по схеме «Циркофлюид» с использованием лазерной оптоволоконной диагностики, тензометрических преобразователей, тарировочных узлов и других измерительных систем. Осуществлено параллельно математическое моделирование квазистационарного режима работы котла ЦКС в рамках двумерной континуальной модели. Проведено сравнение результатов изотермического эксперимента и расчета. В целом согласование удовлетворяет требованиям практики. Математическая модель также использована для расчетов процессов розжига и выгорания дробленого топлива в котле ЦКС.*

*Ключевые слова: циркулирующий кипящий слой, двухфазная аэродинамика, лазерно-волоконная диагностика, концентрация, розжиг.*

### ВВЕДЕНИЕ

В России с 2006 г. существует дефицит между потреблением электрической и тепловой энергии и возможностями ее производства, что является сдерживающим фактором развития всей экономики страны. Далее этот разрыв, если не предпринять экстренных мер, будет только увеличиваться. С целью предотвращения нарастающего дефицита энергии в Федеральную программу «Энергетическая стратегия России на период до 2020 г.» [1] вносятся срочные коррективы. Уже к 2015 гг. предполагается увеличить ввод электрогенерирующих мощностей на угле в 8 раз. Еще более масштабное повышение выработки электротеплоэнергии за счет угольного топлива заложено в недавно опубликованном документе под названием «Целевое видение стратегии развития электроэнергетики России на период до 2030 года» [2], представляющий собой экспертный анализ, выполненный большим коллективом специалистов. Повышение доли угольной генерации потребует применения на ТЭС экологически чистых и энергетически совершенных технологий. Одним из перспективных направлений повышения энергетической эффективности и экологической безопасности котельных агрегатов ТЭС на самых низкокачественных, прежде всего, местных углях и отходах, является использование технологии циркулирующего кипящего слоя (ЦКС). К сожалению, в России на сегодня отсутствуют промышленно освоенные котлоагрегаты ЦКС. Тем не менее,

Министерство энергетики в качестве основного энергооборудования при строительстве новых ТЭС и реконструкции действующих приняло генеральную линию на тиражирование технологии ЦКС. По планам в ближайшее десятилетие будет построено 120 энергоблоков общей мощностью 41 ГВт, работающих по схеме ЦКС. Однако, уровень имеющихся к настоящему времени в России данных по физическому и математическому моделированию топочных процессов в ЦКС при сжигании отечественных низкокачественных углей, прежде всего антрацитов (только в топливозависимой Новосибирской области их запасы составляют 6,5 млрд т) и углеродсодержащих отходов (многотоннажные шламы углеобогачительных фабрик соседнего Кузбасса, продукты, шахтовые терриконы, отсевы сибирского антрацита и др.) не позволяют подойти к созданию и реконструкции отечественных котлоагрегатов на новой научной основе.

В статье 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 сибирского антрацита, применительно к данной схеме практически отсутствуют.

## 1. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ДВУХФАЗНОГО ПОТОКА В ЦКС

### 1.1. «Холодный» стенд и лазерная волоконно-оптическая диагностика двухфазного потока

На рисунке 1 приведена схема холодного стенда ЦКС. Рабочая камера выполнена из оргстекла, имеет поперечные размеры 7×7 см и высоту 120 см. Воздух в камеру для оживления 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.

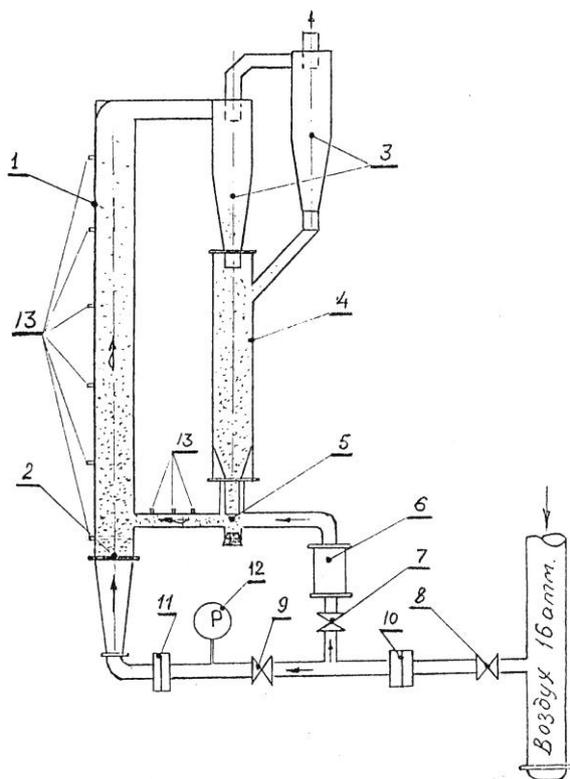


Рисунок 1 - Схема холодного стенда ЦКС:

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

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  $\Delta p$  на клапане) проводили, фиксируя время, за которое определенная масса песка поступает в рабочую камеру при отсутствии циркуляции в контуре установки.

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 типа «Кварц-лик».

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 рисунке 2.

Зонд оптико-волоконного измерителя концентрации выполнен из стального капилляра эллипсоидной формы, в который вставлено два кварцевых световода диаметром 100 мкм каждый (рисунок 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 рисунке 4 показана схема измерительного объема.

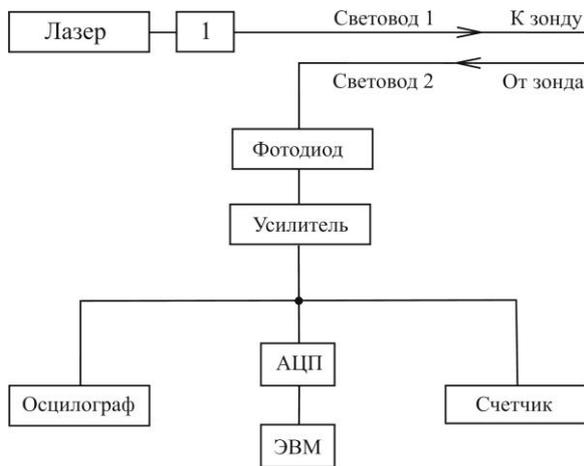


Рисунок 2 - Блок-схема волоконно-оптической системы

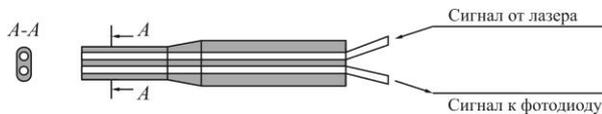


Рисунок 3 - Оптоволоконный зонд

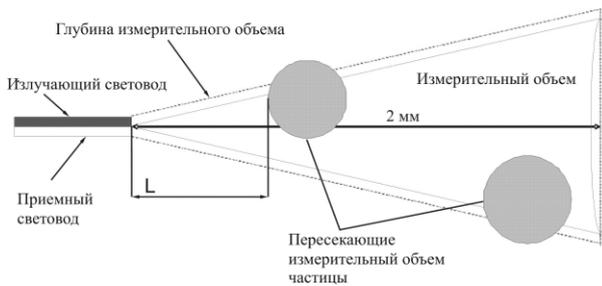


Рисунок 4 - Схема измерительного объема

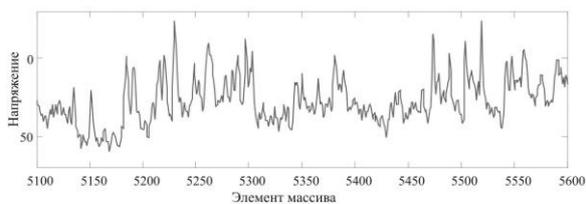


Рисунок 5 - Образец фототока

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 проце-

дуре свертки в преобразованный сигнал. Преобразование осуществляется с помощью программного пакета MathCad 7.

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 возможно вследствие осевой симметрии измерительного объема. На рисунке 5 показан типичный фототок, полученный в эксперименте.

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

# ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ И МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ АЭРОДИНАМИКИ, ТЕПЛОМАССОБМЕНА, ИЗЛУЧЕНИЯ И ГОРЕНИЯ ДРОБЛЕННОГО ТОПЛИВА В ЦИРКУЛИРУЮЩЕМ КИПЯЩЕМ СЛОЕ

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:

$$\begin{cases} \frac{V_{S1}^2}{2} + gH_1 = \frac{V_{S2}^2}{2} + gH_2 \\ V_1 = \frac{\alpha}{\tau_1}; \quad V_2 = \frac{\alpha}{\tau_2} \end{cases} \quad (2)$$

где  $V_{S1}$ ;  $V_{S2}$  – скорости на расстояниях  $H_1$  и  $H_2$  от отверстия,  $\alpha$  - коэффициент пропорциональности, откуда

$$V_S = \left( \frac{2g(H_2 - H_1)}{1 - (\tau_1/\tau_2)^2} \right)^{1/2} \quad (3)$$

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:

$$\varepsilon_S = \frac{G_S}{V_S \cdot \rho_S \cdot S} \quad (4)$$

где  $\varepsilon_S$  - концентрация на выходе из отверстия,  $\rho_s$  - плотность частиц песка,  $G_S$  - массовый расход,  $S$  - эффективная площадь истечения. 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  $S$  равна площади отверстия.

5. Поправочный коэффициент  $\alpha$  в (2) находился по результатам предварительной калибровки как отношение истинной (определенной по описанной схеме) концентрации к измеренной (показанной прибором) концентрации. На рисунке 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%.

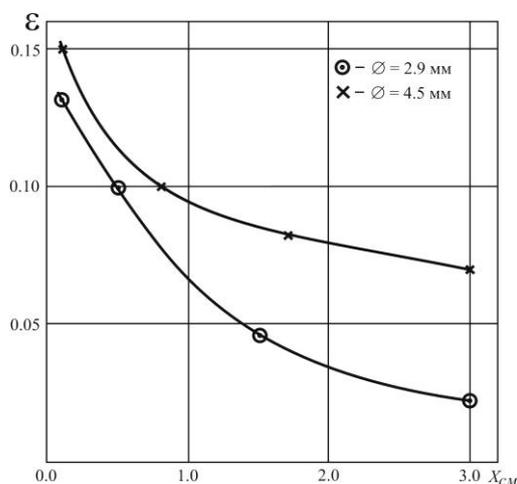


Рисунок 6 - Калибровочная кривая для отверстий  $\varnothing$  2,9 мм, 4,5 мм

## 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/м<sup>3</sup>, насыпной плотностью  $1.7 \cdot 10^3$  кг/м<sup>3</sup>, 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 рисунке 7 приведены графики зависимости давления от высоты, начиная от дна подъемной колонны при разных скоростях оживающего воздуха.

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

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

где  $\bar{c}_s^0$  – средняя по сечению концентрация твердой фазы на дне колонны,  $\bar{c}_s^\infty$  – то же в верхней части подъемной колонны. 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<sup>-1</sup>.

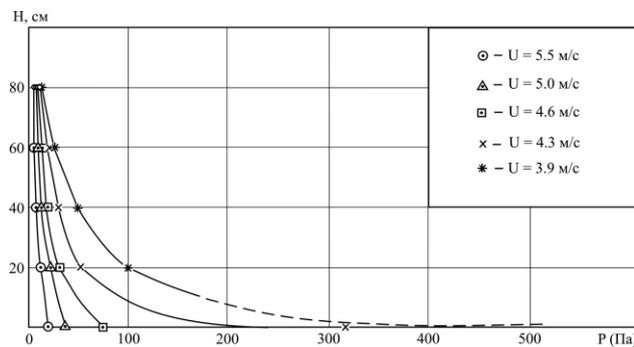


Рисунок 7 - Графики зависимости давления от высоты (расход твердой фазы  $G=30$  г/с)

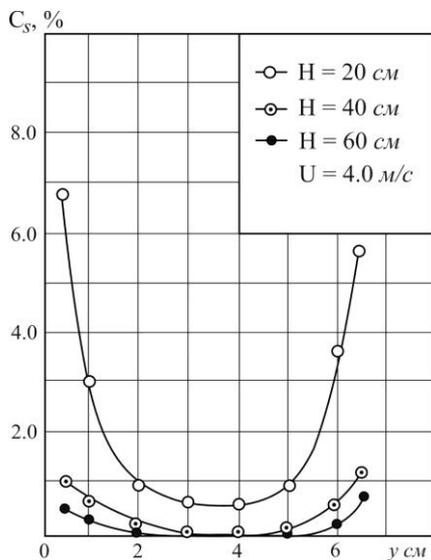


Рисунок 8 - Распределение относительной концентрации твердой фазы в рабочей камере при скорости  $U=4,0$  м/с на разной высоте

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, вытекающего 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 рисунке 8 приведены графики распределения концентрации твердой фазы поперек камеры для разных скоростей газа и массовом расходе песка  $G_s=30$  г/с, из которого 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 выравнение.

На рисунке 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.

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 ско-

# ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ И МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ АЭРОДИНАМИКИ, ТЕПЛОМАССОБМЕНА, ИЗЛУЧЕНИЯ И ГОРЕНИЯ ДРОБЛЕННОГО ТОПЛИВА В ЦИРКУЛИРУЮЩЕМ КИПЯЩЕМ СЛОЕ

рость 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.

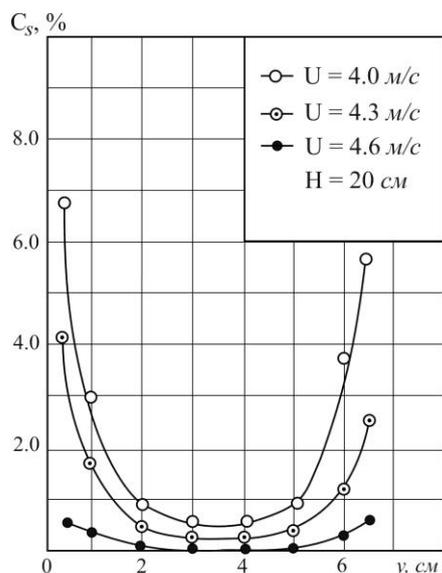


Рисунок 9 - Распределение относительной концентрации твердой фазы в рабочей камере на высоте  $H=20$  см при разных скоростях

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.

ПОЛЗУНОВСКИЙ ВЕСТНИК № 1 2010

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 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 комбинацией моделей, предложенных в [3, 4], в которой учитываются как процессы взаимодействия между частицами в областях их больших концентраций [3], так и особенности их взаимодействия с газом в режиме газозвеси [4]. Для возможности перехода от одной модели к другой вводится специальная функция переключения, зависящая только от объемной концентрации частиц.

Принципиальным моментом в модели ЦКС является 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, аэроди-

намическое 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 вводится специальная «функция переключения».

То есть строится общая континуальная математическая модель двумерного течения, тепломассообмена и горения, а для учета этих отдельных процессов по высоте топки нами используется специальная «функция переключения», зависящая от объемной концентрации частиц.

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

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

где

$$\begin{aligned} p &= TR_0 (\rho_1 / g_1 + \rho_2 / g_2 + \rho_3 / g_3) / \eta; \\ \frac{\partial}{\partial t} \rho_s + \nabla (\rho_s \bar{U}_s + \langle \rho_s \bar{U}'_s \rangle) &= -J_s, \\ \frac{\partial}{\partial t} (\rho_s \bar{U}_s) + \nabla \rho_s \bar{U}_s \bar{U}_s + \bar{U}_s \langle \rho_s \bar{U}'_s \rangle &+ \\ \delta(\eta_s) [G_s \nabla \eta_s - \nabla \eta_s \tau_s] + & \\ + \nabla \rho_s \langle \bar{U}'_s \bar{U}'_s \rangle &= C_R (\bar{U} - \bar{U}_s) + \rho_s \bar{g}, \\ \frac{\partial}{\partial t} (\rho_s h_s) + \nabla [(\rho_s \bar{U}_s + \langle \rho_s \bar{U}'_s \rangle) h_s - \lambda_s \nabla T_s] &= \\ = C_a (T - T_s) + J_{q_s}, & \\ \rho_s &= \eta_s \rho_b, \quad \rho = \eta \rho_g, \quad \eta + \eta_s = 1, \\ \rho &= \rho_1 + \rho_2 + \rho_3, \quad J = J_2 - J_1, \\ J &= -4\pi \rho_c r_c^2 \frac{dr_c}{dt} = f(\rho, T). \end{aligned} \quad (2)$$

Здесь  $\tau$  – тензор вязких напряжений ( $\tau_g$  включает в себя и тензор турбулентных напряжений через эффективную динамическую вязкость  $\mu_{cf} = (\mu + \mu_t)$ ;  $G_s$ ,  $\delta(\eta_s)$  – модуль нормальных напряжений в среде частиц и функция переключения модели этой среды;  $\rho$ ,  $\bar{U}$ ,

$h$ ,  $T$ ,  $\mu$  – счетная плотность, вектор скорости, удельная энтальпия, температура и динамическая вязкость соответственно;  $\mu_t$  – турбулентная динамическая вязкость ( $\mu_t = \rho k^{1/2}$ );  $\eta$  – порозность;  $\bar{g}$  – вектор ускорения силы тяжести;  $C_R$ ,  $C_a$  – коэффициенты аэродинамического сопротивления частицы и теплопередачи от частицы к газу соответственно;  $J_1$ ,  $J_2$  – массовая скорость расходования  $O_2$  и образования  $CO_2$ ;  $\rho_b$ ,  $\rho_g$  – истинные (физические) плотности вещества частиц и газа;  $g$  – молекулярная масса;  $k$ ,  $\varepsilon$  – кинетическая энергия турбулентности и скорость ее диссипации ( $\varepsilon = k^{3/2}$ );  $r_c$ ,  $\rho_c$  – радиус углеродного ядра и его плотность.

Корреляции пульсационных параметров частиц определяются через осредненные параметры несущего газа. Выражения для них и для диссипационного члена  $\varepsilon_s$ , учитывающего дополнительную диссипацию  $k$  на частицах, взяты из [4]. Индексы относятся:  $s$ - к параметрам частиц,  $g$ - к параметрам газа. Цифровые индексы 1–3: к газам  $O_2$ ,  $CO_2$  и  $N_2$  соответственно.

Численное моделирование проводилось применительно к модельной установке Института теплофизики СО РАН, схема которой приведена на рисунке 10.

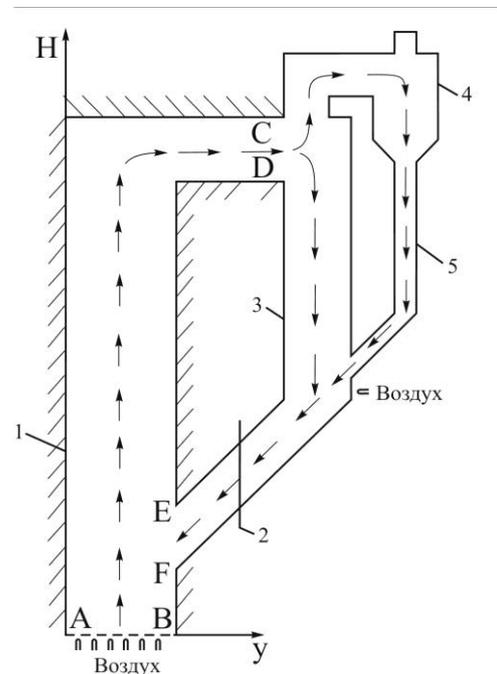


Рисунок 10 - Общая схема установки с ЦК-циркулофлюид и области решения:

1 – подъемная рабочая колонна; 2 – клапан; 3 – опускная колонна; 4 – циклон; 5 – линия возврата частиц; ABFEDC – расчетная область

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ И МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ  
АЭРОДИНАМИКИ, ТЕПЛОМАССОБМЕНА, ИЗЛУЧЕНИЯ И ГОРЕНИЯ ДРОБЛЕННОГО  
ТОПЛИВА В ЦИРКУЛИРУЮЩЕМ КИПЯЩЕМ СЛОЕ

Областью решения системы уравнений (1), (2), обозначенной на рисунке 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 [5], 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  $\mu_s$ , входящей в тензор  $\tau_s$ , выражения для  $G_s$ ,  $C_R$  и  $C_a$  задавались в соответствии с рекомендациями работ [3, 4], то есть

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

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

$$C_R = \frac{3}{4} C_0 \frac{\rho_g \rho_s \eta_s |\bar{U} - \bar{U}_s|}{2r_s (\rho_s - \rho_g)} \eta^{-2.65}, \quad 0.08 \leq \eta \leq 0.95,$$

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

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

$$Re = |\bar{U} - \bar{U}_s| 2r_s \rho_g \eta / \mu_g,$$

$$C_a = \frac{6 \lambda_g Nu \eta_s}{(2r_s)^2}, \quad Nu = \frac{\lambda_g}{\mu_g} \frac{\rho_g \eta_s}{\rho_s} \frac{|\bar{U} - \bar{U}_s|}{\eta}.$$

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

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

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

## 2.2. Результаты двухмерных 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 рисунке 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.

На рисунке 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.

Разработанный компьютерный код тестировался на данных проведенного экспериментального исследования. На рисунке 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).

На рисунке 14 приведены осредненные во времени профили концентраций частиц для  $U = 4$  м/с на высоте  $H = 0.2$  м (рисунок 5,а) и  $H = 0.4$  м (рисунок 5,б).

Из рисунков видно, что экспериментальные профили менее заполнены, так как движение смеси в пространственном случае характеризуется заметно более высоким уровнем воздействия ограничивающих стенок. В целом же согласование можно считать удовлетворительным, т.к. даже двухмерным рас-

четом правильно отражается качественная картина распределения, и сопоставляются количественно концентрации в пристенной зоне и ядре двухфазного потока.

Видно, что результаты расчетов вполне удовлетворительно совпадают с данными эксперимента. Как следует из рисунка 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.

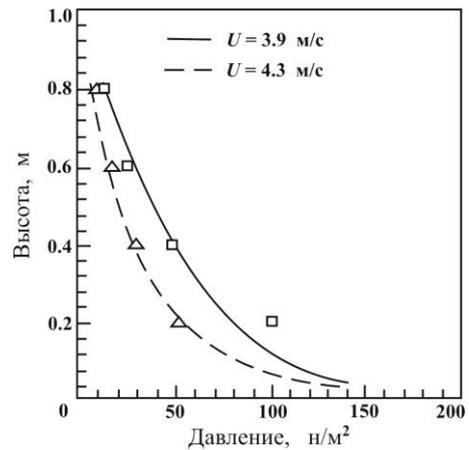


Рисунок 13 - Распределение давления по высоте

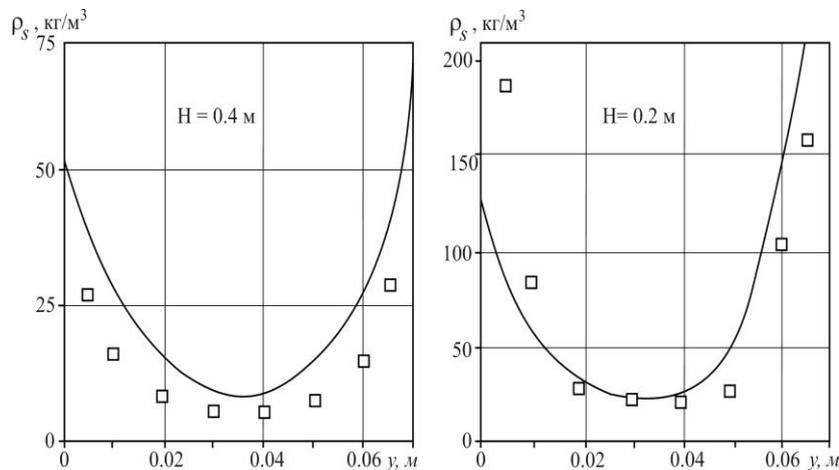


Рисунок 11 - Распределение плотности частиц в поперечных сечениях канала: а, b- y = 400 и 200 мм соответственно (пояснения см. в тексте)

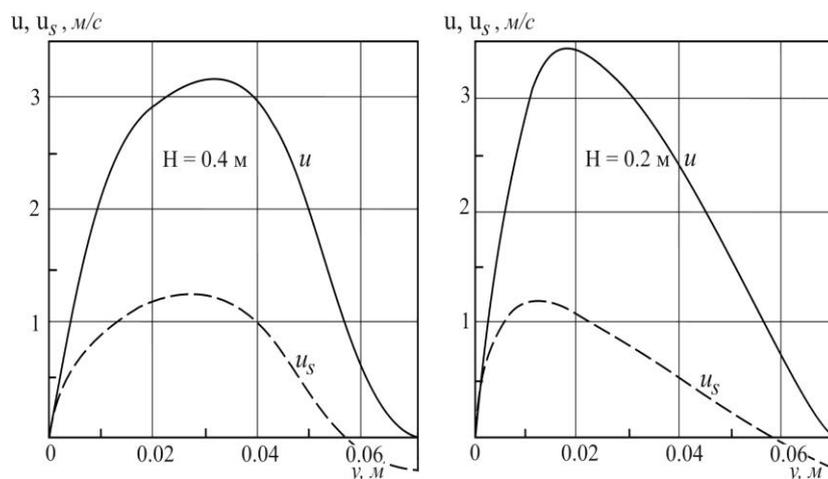


Рисунок 12 - Распределение скорости газа и частиц в поперечных сечениях канала: а, b- y = 400 и 200 мм соответственно. Сплошная линия - u, штриховая - u<sub>s</sub>

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ И МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ  
АЭРОДИНАМИКИ, ТЕПЛОМАССОБМЕНА, ИЗЛУЧЕНИЯ И ГОРЕНИЯ ДРОБЛЕННОГО  
ТОПЛИВА В ЦИРКУЛИРУЮЩЕМ КИПЯЩЕМ СЛОЕ

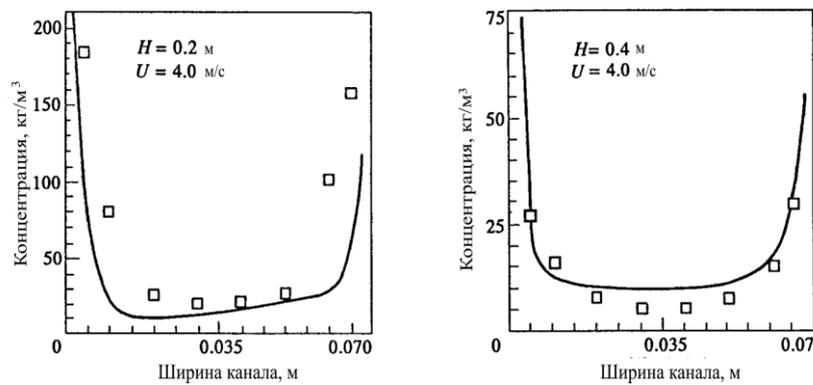


Рисунок 14 - Профили концентраций по сечению

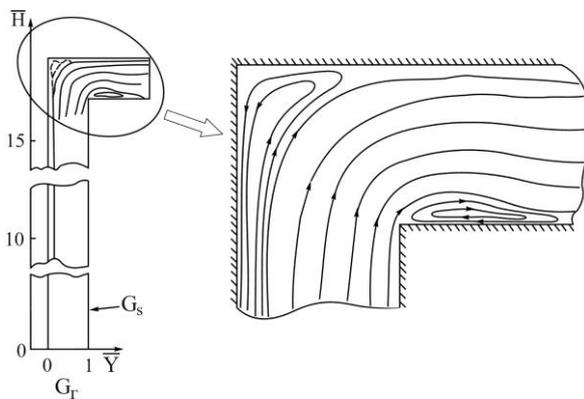


Рисунок 15 –  
Структура течения в модельной  
установке:  
 $G_s$  – расход частиц,  $G_r$  – расход газа,  
 $\bar{H}$  – вертикальная безразмерная  
координата точки,  
 $\bar{Y}$  – поперечная безразмерная  
координата точки

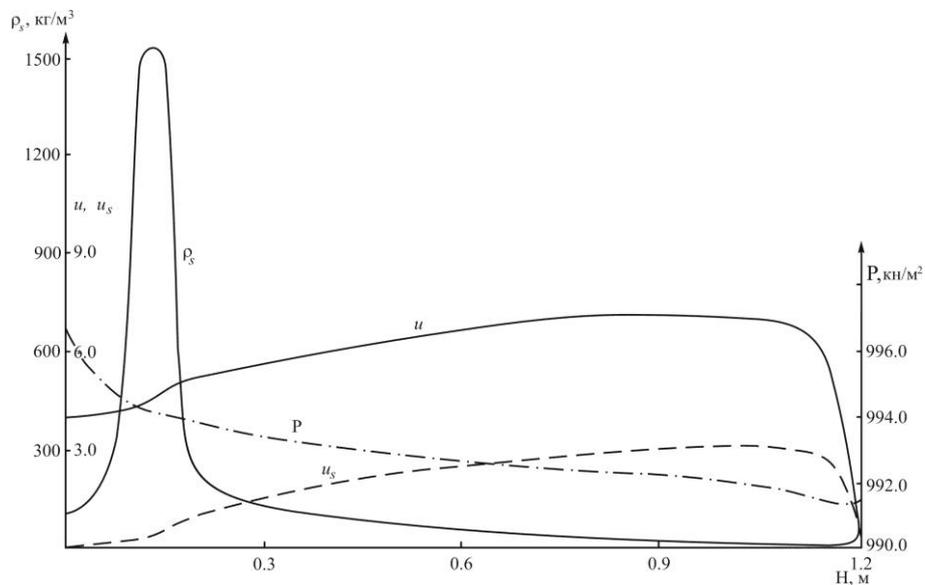


Рисунок 16 - Распределение ряда параметров «холодного» течения по высоте топki

На рисунке 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 топki, что является характерным признаком форсированного кипящего слоя.  
ПОЛЗУНОВСКИЙ ВЕСТНИК № 1 2010

### 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 прогре-

ва установки проводились в том же режиме течения, как и для холодного, то есть 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 ( $r_c/r_s = 0,75$ ) 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 детали особенности ЦКС, не представляется возможным. Нами была, главным образом, реализована 2D-модель двухфазного («газ–твердое») течения, тепломассообмена и горения твердого топлива, которая позволила отразить все основные свойства схемы ЦКС – циркуляционный, 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 [6];

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).

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.

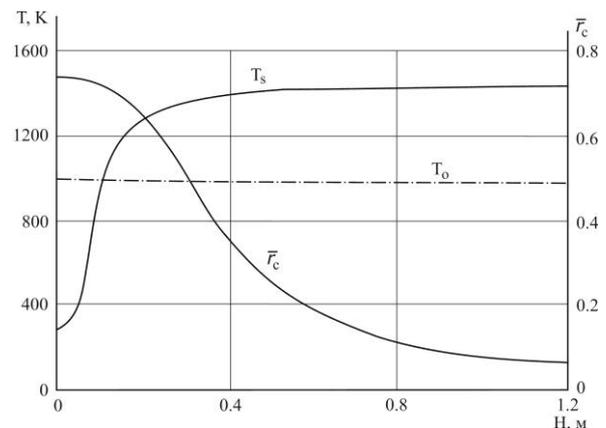


Рисунок 17 - Распределение параметров по высоте топki при стационарном режиме горения:  $\bar{r}_c$  - безразмерный радиус углеродного ядра (отнесенный к первоначальному радиусу угольной частицы);  $T_0$  - температура после разогрева топki, К;  $T_s$  - средняя по сечению температура угольных частиц, К

# ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ И МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ АЭРОДИНАМИКИ, ТЕПЛОМАССОБМЕНА, ИЗЛУЧЕНИЯ И ГОРЕНИЯ ДРОБЛЕННОГО ТОПЛИВА В ЦИРКУЛИРУЮЩЕМ КИПЯЩЕМ СЛОЕ

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.

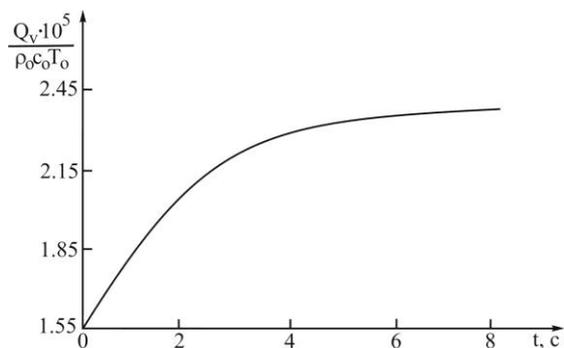


Рисунок 18 - Зависимость тепловыделения от горящих частиц во времени:  
 $\rho_0, C_0, T_0$  – плотность, теплоемкость и температура газа после разогрева топки

На рисунке 18 показан суммарный прирост тепла в газе и твердой фазе

$$(Q_v = \int_v c_g \rho_g T_g dv + \int_v c_s \rho_s T_s dv),$$

обусловленный горением частиц угля. По этому графику можно судить о времени окончания розжига и выхода на стационарный режим тепловыделения в топке.

## СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Энергетическая стратегия России на период до 2020 г. // "РГ-Бизнес" № 429 от 7 октября 2003 г.
2. Целевое видение стратегии развития электроэнергетики России на период до 2030 года // [www.rao-ees.ru/ru](http://www.rao-ees.ru/ru).
3. Tsuo Y.P., Gidaspov P. Computation of flow in circulating fluidized beds // AICHE Journal.- 1990.- Vol. 36.- P. 885-896.
4. Шрайбер А.А., Гавин Л.Б., Наумов В.А., Яценко В.П. Турбулентные течения газозвеси.- Киев: Наукова думка, 1987.- 240 с.
5. Патанкар С. Численные методы решения задач теплообмена и динамики жидкости. — М.: Энергоатомиздат, 1984. — 152 с.
6. Пузырев Е.М. Организация топочного процесса в кипящем слое: обзор.- М.: ЦНИИТЭИтяжмаш, 1990.- 36 с.

**Саломатов Вл.В.**, д.т.н., проф.,  
**Рычков А.Д.**,  
**Саломатов В.Вас.**,  
Ин-т теплофизики им. С.С. Кутателадзе  
СО РАН, Новосибирск,  
тел. (8383)3165544, e-mail: [vvs@itp.nsc.ru](mailto:vvs@itp.nsc.ru)

Работа выполнена при поддержке гранта РФФИ № 08-08-00096-а