

## ОПЫТ РАЗРАБОТКИ И ВНЕДРЕНИЯ ДВУХ ТИПОВ ОРИГИНАЛЬНЫХ ВИХРЕВЫХ ГАЗОГЕНЕРАТОРОВ ДЛЯ ГАЗИФИКАЦИИ БИОМАССЫ И ОТХОДОВ

Начиная с 2004 года, мы разработали вихревые газификаторы сравнительно сухих отходов и твердых топлив для получения горючего газа, часть их них, после 2010 года в опытной эксплуатации показали полную конверсию, смол имеющими в самом реакторе (газификаторе), имеющих температурами кипения выше 100°C. Также доказана возможность разделения процесса в едином аппарате на пиролиз и газификацию углеродного остатка, и даже разделения двух этих зон на управляемые стадии. Наконец, в реакторах опробованы оригинальные средства контроля процесса во всех зонах, и доведены до уровня, достаточного, как для пилотного, так и коммерческого продвижения в практику. Главным их отличием является создание и трансформация пламенного вихря газозвеси, в любой ряд контролируемых стадий разной интенсивности крутки и свойств газозвеси.

При решения технологических задач мы используем только многокамерные аппараты, и нам пришлось уточнить и расширить взгляд на создание и развитие вихря в циклонах и цилиндрах, который основан не только на анализе изменения интенсивности крутки всего вихря, но и крутки его отдельных кольцевых зон и контроля переноса в объеме вихря момента вращения и количества движения (осевого импульса). В реакторах мы используем, конечно, и ступенчатое изменение крутки (числа крутки) вихря, понимаемой традиционно, как отношение переносимых вдоль оси вращения суммарных потоков количества движения и момента вращения. В принятых нами обозначениях число крутки выглядит так:

$$\Omega = 4 \cdot M / K \cdot D \quad (1)$$

Известно, что отношение потока момента  $M$  и потока импульса  $K$  при диаметре канала  $D$  есть фактор, определяющий сепарацию взвеси в камере и локализацию в каждом из поперечных сечений вихря усиления и ослабления турбулентного переноса. Мы воздействуем на все три величины, определяющие крутку в каждой стадии развития вихря при движении в реакторе. Мы анализируем процессы в объеме вихря через распределение в нем плотностей осевых потоков импульса  $\rho_{ki}$  и момента вращения  $\rho_{mi}$ . Величина  $\rho_{ki}$  давно известна из анализа турбулентного обмена, а величина  $\rho_{mi}$  введена в практику одним из авторов в 1980 году для анализа структуры вихрей и уточнения зон усиления и ослабления турбулентного обмена в нем, особенно в спиралевидных течениях для анализа отложений взвеси.

$$\rho_{ki} = k_i / f_i \quad (2)$$

$$\rho_{mi} = m_i / f_i \quad (3)$$

Величины  $m_i$   $k_i$  – это частные значения момента вращения и осевого импульса, переносимые воль оси вихря через элементарную площадку  $f_i$ , перпендикулярную оси. Они удобны для оценки местной крутки любых колец на

радиусах  $r_i$  внутри вихря и для сопоставления с числом  $\Omega$  (1). Число местной кривизны кольцевого слоя вихря мы представляем как:

$$\omega_i = 2 \rho_{mi} / \rho_{ki} \cdot r_i \quad (4)$$

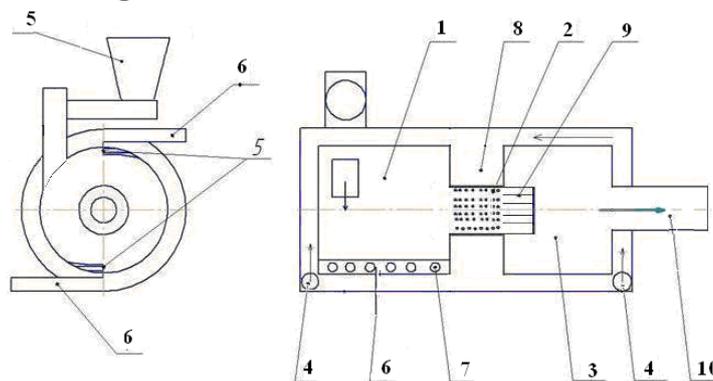
Полагаем, взаимная локализация в вихре зон разных уровней  $\rho_{mi}$  и  $\rho_{ki}$ , а также форма траекторий их максимумов и минимумов определяют получение в вихре симметричных относительно оси концентрации твердой взвеси или наличие в нем характерных спиралевидных двухфазных течений. Наш опыт показал, - для создания симметричных двухфазных потоков следует создать в вихре кольцевые осесимметричные структуры  $\rho_{mi}$  и  $\rho_{ki}$ . Взаимное совпадение или расхождение их локализации при повороте вращательного движения на любой угол обеспечат концентрацию или удержание взвеси в аппарате или ее вынос. Воздействуя на эти процессы набором технических и режимных средств, мы обеспечили в опытных и пилотных реакторах контроль сепарации частиц взвеси в определенных, контролируемых нами зонах, устраняя заносы стенок. В ряде аппаратов удалось удерживать основную часть взвеси до 15-20 секунд и полностью завершить газификацию биомассы с остатком горючих в золе до сотых долей процента.

На эффективность вихревых аппаратов оказывает влияние ориентация оси вихря. Ее выбор зависит от сырья и целей использования газа. В рамках коммерческих заказов на газификацию биомассы и опила, а также опытов с торфом, мы предложили аппараты с горизонтальной осью, вместе с приемами борьбы с заносами взвесью камер и создания устойчивых пламенных вихрей и снижения влияния колебаний свойств сырья. В основу положено уже отмеченный анализ структуры вихря через распределение  $\rho_{ki}$  и  $\rho_{mi}$  и локализации их максимумов. Видеосъемка холодных моделей реакторов позволила нам прогнозировать изменения любых воздействий на вихрь в перспективных конструкциях газификаторов.

Ряд пилотных горизонтальных реакторов созданных после 2006 года, успешно прошли проверку на практике. Выделим две базовые схемы этих реакторов. Первая – это трехкамерные реакторы для установок локального энергообеспечения тепловой мощностью 0.2 - 6 МВт (по теплоте сгорания полученного газа). Принципиальная схема показана на фигуре 1, где воздух, нагретый стенками реактора, подается тангенциально в первую камеру, формируя вихрь, а сверху в него подается биомасса. В первой камере можно реализовать паровой и воздушный пиролиз, для чего в ней имеются воздушные и паровые сопла. Вторая цилиндрическая камера малого диаметра имеет перфорированную стенку. Через нее реализуем вдув в вихрь радиальных струй управляющего воздуха со скоростями, соизмеримыми скоростям газа в вихре. Струйный радиальный вдув- СРВ (*radial jet blow-wing –RJB*) обеспечит турбулизацию вихря для ускорения газификации углеродного остатка.

Для ввода в третью камеру и завершения процессов имеется узел, конструкция которого зависит от свойств биомассы и структуры вихря во второй камере. В третьей камере газ выдерживается 1-3 секунды. На ряде топлив в ней получена полная конверсия тяжелых смол и газификация сажи. Третьи камеры имеют увеличенный диаметр для выравнивания состава и температуры газа в

промышленных условиях, когда неизбежны колебания качества топлива, вызывающие пульсации вихря и свойств газа.



Фиг.1. Принципиальная схема трехкамерного вихревого реактора:

1. камера №1; 2. камера №2 ; 3. камера №3 ; 4. подвод воздуха;  
5. - подача топлива; 6. воздушные сопла; 7. сопло подачи пара;  
8. – подвод воздуха на СРВ (RJB); 9. ввод газа в камеру 3; 10. - отвод газа  
(1. chamber №1; 2. chamber №2; 3. chamber №3; 4. air feed in to gasifier;  
5. fuel feed in to gasifier; 6. air feed slot; 7. steam nozzle; 8. RJB air feed;  
9. gas port in to chamber №3; 10. gas take out)

На базе схемы разработаны газификаторы биомассы и разных топлив. Два реактора тепловой мощностью по 2,5Мвт в 2012 года введены в коммерческую эксплуатацию, производя газ из сухого опила или шелухи овса. Температура газа на выходе из реакторов равна 850°С с теплотой сгорания 5-6 Мдж/м<sup>3</sup>. Оптимальной схемой подачи воздуха при колебаниях качества сырья оказалась схема с дефицитом воздуха в первой камере 82-85% от необходимого для полного сгорания сырья. Завершение процесса в камерах 2 и 3 реализуем с дефицитом воздуха 70-73%. В этих режимах получено и предельное снижение содержания горючих в уносе и шлаке до 0,3-0,4%, но не выше 2-3 %. Причем корректирующий ввод воздуха в камеру 3 оказался излишним. После первых двух лет работы реактора на шелухе при вскрытии на выходном участке камеры 3 не было следов нагара (сажи), несмотря на то, что в реактор включали по мере накопления шелухи 4–6 раза в неделю, для работы по 5-20 часов. Разогрев аппарата при пусках длился 25-30 минут. При пусках, конечно, были выбросы сажи, но после выхода на обычные режимы происходила полная конверсия тяжелых смол и сажи, а на выходе возможно оставались только пары углеводородов с температурами кипения ниже 100 – 110°С.

При газификации шелухи овса мы разделили процесс на воздушный пиролиз и газификацию остатка. Самым лучшим был режим полной конверсии H<sub>2</sub>O продуктов процесса при дефиците воздуха 88 - 90% в камере 1. Газификацию углерода и конверсию смол завершаем в других камерах с дефицитом воздуха 80-85% в камере 2 и 70-73% - в камере 3, предельно снизив подачу воздуха в аппарат и увеличив время пребывания газовой смеси в реакторе, по сравнению с любыми слоевыми или однопоточными аппаратами. Камера 3 улучшило кондиционирование свойств газа.

Пиролиз позволил форсировать мощность аппарата, реактор вышел на необычный режим автостабилизации. Без воздействий на подачу воздуха и

биомассы нестабильного качества, возникало разнонаправленное колебание аэродинамического сопротивления камер с частотой до десятков минут, вследствие разного характера изменений объема газозвеси при колебаниях температуры и состава взвеси. Вследствие этого изменялось сопротивление реактора, которое вызывало изменения подачи воздуха в реактор без воздействия на дутьё. Эти изменения подачи воздуха компенсировало вызвавшие их изменения свойств газозвеси и сопротивления камер, возвращая аппарат в исходный режим без участия автоматики или персонала. В этих режимах удалось поднять мощность реактора с 2,5 до 6,5-7 МВт, повысив дополнительно подачу воздуха и биомассы.

В реакторе можно даже реализовать стадийный или «растянутый» пиролиз. С другой стороны, опыт работы реактора в режиме автостабилизации с увеличением мощности до 4–4,5 МВт без выделения стадий пиролиза, позволил адаптировать технологию под газификацию высокосолевых топлив. Для этого схему мы дополнили четвертой камерой с необычным способом передачи вихря (Фиг.2) и его момента вращения: выход газозвеси из камеры 3 заменен с осевого на тангенциальный через прямоугольное сопло в нижней части. Это же сопло отвода газа является тангенциальным входным соплом в камеру 4, где крутка газа направлена против вращения в первых камерах. Корректирующие тангенциальные вводы воздуха и пара в камерах 3 и 4 служат стабилизации свойств газа на выходе из аппарата и для дожигания горючих веществ в золе. Продувки моделей аппаратов этой второй базовой схемы на двухфазном потоке показали, что он не вызвал критического повышения аэродинамического сопротивления реактора, но время пребывания газозвеси в последних стадиях процесса сильно увеличилось с сохранением активного перемешивания. В ряде режимов показана возможность настройки колебаний в камерах 3 и 4 в противофазе, чем можно стабилизировать расход и состав газа на выходе из реактора, расширяя возможность глубокой конверсией смол, подавляя при этом выбросы диоксинов и канцерогенов. Поэтому мы назвали камеру 4 камерой стабилизации. Можно также увеличить подачу воздуха в камеры 3 и, особенно 4, для полного или частичного сжигания полученного газа, превратив реактор в предтопок или топку парового или водогрейного котла. Испытания реактора мощностью 200 кВт с газификацией и с частичным сжиганием полученного газа при переработки разных топлив доказали расширение возможности контроля работы реакторов на разных видах топлива и отходов, а также области их использования.

На этой базе мы создали два аппарата тепловой мощностью по 2,5МВт для газификации шелухи риса, и к нему нами разработаны новые горелки экологичного сжигания полученного газа, а для повышения тепловой эффективности все потери теплоты стенок реактора пошли на нагрев вводимого воздуха. При испытаниях аппаратов этого нагрева было достаточно для устойчивого процесса на этом сырье. В зависимости от топлива, температур процесса и схемы движения воздуха у стенок реакторов нагрев в любых наших реакторах достигает 150–250°C.

В реакторах переработки шелухи мы использовали опыт опробования четырехкамерного реактора, созданного нами ранее для газификации отходов

переработки сланцев (зольность 60-65%, влажность до 8-12%). В этом реакторе – прототипе мощностью 2,5 МВт на сланцевой мелочи получен устойчивый выход газа с теплотой сгорания 1200–1300 ккал/м<sup>3</sup>, что почти в 2 раза выше, чем теплота сгорания ретортного газа, получаемого из этого сланца в известных слоевых аппаратах «Lurgi», дающих газ с теплотой сгорания 700-800 ккал/м<sup>3</sup>. Такое расхождение указывает на полную газификацию органики и на испарение практически всех смол, оставшихся в процессе в четырехкамерном реакторе. Потери с неполнотой сгорания в золе в этом реакторе снижены до значений всего лишь 0,03 – 0,04%. Позже, по просьбе заказчика, на той же установке, без переделки реактора нами предпринята газификация костной муки (теплота сгорания около 3500 ккал/кг, зольность 10 - 35%, влажностью 2 - 8%) для получения почти полного выгорания органики по требованию европейских норм, предотвратив распространение через золу муки опасных болезней, открыв возможность коммерческого использования золы не содержащей исходной органики.

Необычность сырья, потребовала вмешательства в работу камеры 1, и был получен достаточно устойчивый процесс и почти нулевое содержание горючих в основной массе золы костной муки до 0,1-0,3%, уловленной в основном, в последних камерах, и в специальной топке сжигания газа с теплотой сгорания 700–800 ккал/м<sup>3</sup>, полученного из муки. Для газификации сажи, которая может возникать в этой топке и выноситься с остатками самой мелкой золы, нами спроектирован, но пока не реализован, газификатор органики мелкой золы, содержащей горючие веществ 0,1-0,3%.

Отметим, при газификации костной муки удалось малокалорийный газ без присадок к костной муке высокорекреационного топлива. В иных технологиях эти топлива в больших объемах всегда добавляют. По массе эти добавки превышают массу костной муки до десятков раз, иначе переработка муки для ликвидации в ней органики невозможна. Мы не использовали и другие приемы, как циркуляцию горячей твердой фазы (золы, шлака) через аппарат, и не подавали в него сильно подогретый воздух.

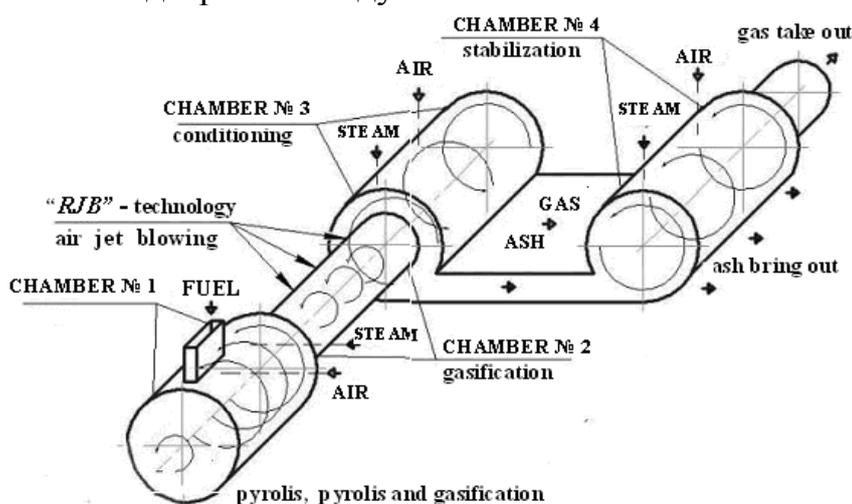


Рис.2. Принципиальная технологическая схема четырехкамерного реактора

Режимы с паровым пиролизом в четырехкамерных реакторах пока не опробованы, но предусмотрены в новых проектах четырехкамерных аппаратах со стадийным воздушным и паровым пиролизом. Для этого, нами предложен, но

пока не опробован, процесс стадийного или «растянутого» пиролиза с рассредоточенной подачей воздуха (пара) по длине и по объему камеры 1 в разных местах криволинейной стенки, в объеме 8-12% от всего воздуха, необходимого для сжигания топлива, и 0% - при замещении воздуха водяным паром. Воздух или пар следует вводить в газозвесь чередующимися струями с контролем их расхода по каналам подачи. Во второй области вихря в наших аппаратах предлагаем для ускорения газификации остатка ту же оригинальную технологию (СРВ) через перфорированную стенку камеры 2. Рекомендуем подачу воздуха в камеру 2 в сумме с воздухом камеры 1 довести до объема 18-20% от воздуха полного сжигания топлива. При замещении воздуха паром, вводимых в камеру 1, а в камеры 2, 3 уже следует вводить воздух в объеме до 28-30% от воздуха полного сжигания. Кондиционирование температуры и состава газа, реализуем подачей в камеру 3 дополнительно воздух или пара из неизменной суммы их расходов, вводимых в реактор. В камере 4 стабилизируем расход и состав газа вводом воздуха или пара, или (если нужно) подать дополнительный воздух для сжигания всего или части этого газа.

Целесообразно использовать газификаторы обеих схем (Фиг.1 и 2) для сжигания полученного газа в топках существующих паровых и водогрейных котлов, приспособленных для сжигания твердых топлив с низкой эффективностью от потерь с неполнотой сгорания. Этим можно существенно снизить затраты на установку оборудования очистки газа перед сжиганием. Возможен даже полный отказ от установки этого оборудования.

Первый опыт работы наших аппаратов показал реальность контроля в них температур газозвеси в разных камерах в широком диапазоне (500–900°C). Это важно также для получения жидких топлив или иных полезных веществ. На одной из малых моделей трехкамерного аппарата при газификации отбельной глины (отход производства растительных масел) нам удалось снизить температуру газа в процессе до уровня 200–300°C.

Конечно, получаемый газ всегда можно использовать для производства электроэнергии. Другим перспективным направлением использования наших реакторов нашей разработки считаем решение проблемы защиты климата. При газификации мелочи сланцев и температурах процесса получено снижение концентраций  $\text{CO}_2$  в газе на выходе до 13-15%, по сравнению с 20-25 % в обычных технологиях газификации этих сланцев. Оценки показали, что выбросы  $\text{CO}_2$  можно еще понизить. Наши реакторы можно переделать в вихревые топки или предтопки для сжигания углей или биомассы в атмосфере  $\text{O}_2$  в смеси с  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{O}$ , реализуя некоторые из технологий CCS для «отсечения»  $\text{CO}_2$  от продуктов сгорания твердых топлив (“oxy-coal”). Для сжигания топлив в схемах CCS или в обычных схемах стадийного сжигания топлив последние камеры наших реакторов следует увеличить, а их стенки экранировать трубами для пара или воды, а также организовать в последние камеры более мощную подачу всего или части воздуха, необходимого для полного или частичного сжигания полученного искусственного газа.