

ОРИГИНАЛЬНЫЕ ГАЗОГЕНЕРАТОРЫ СО СТАДИЙНОЙ ТРАНСФОРМАЦИЕЙ ПЛАМЕННОГО ВИХРЯ

Костюнин В.В., Потапов В.Н.

ООО «Вихревые системы», Екатеринбург, Россия

Среди всех известных проблем, имеющих быть при создании газогенераторов, пригодных к коммерческому внедрению, выделим проблему снижения выхода тяжелых ароматических углеводородов (смола), имеющих высокие температуры кипения. Добавим проблему контролируемого разделения газификации топлива в одном аппарате на пиролиза топлива и газификацию углеродного остатка, и проблему дополнительного выделения из этих зон отдельных стадий процесса. Наконец, в аппаратах на основе горящего вихря всегда затруднена реализация средств контроля любых процессов во всех зонах и стадиях в едином вихревом реакторе – газификаторе. Нам удалось продвинуться в решении этих проблем в объеме, достаточном для пилотного и коммерческого внедрения оригинальных вихревых реакторов нашей разработки, Главным отличительным признаком наших реакторов является использование единого пламенного вихря газозвеси, который последовательно трансформируется в контролируемые стадии, которые отличаются свойствами горячей среды (газовзвеси).

Начиная с 2004 года, мы разработали вихревые газификаторы для получения горючего газа из твердых топлив, а также относительно сухих органических отходов. По мере решения технологических проблем, возникших при разработке этих аппаратов, возникло оригинальное направление развития аэродинамических схем вихревых реакторов и технологий контроля газификации разных топлив и биомассы. Постепенно мы отказались от использования одно и двухкамерных реакторов и перешли к аппаратам из нескольких камер. В соответствии с нашими принципами построения вихревых газификаторов нового типа через все камеры этих аппаратов последовательно, без разрыва проходит единый горящий вихрь. Этот вихрь нашими оригинальными средствами подвергаем целенаправленной трансформации и контролю по мере его прохождения через камеры аппарата.

По мере движения вихря через разные камеры аппарата производит ступенчатое изменение крутки вихря (числа крутки), которую мы представляем традиционно, как безразмерное отношение переносимых вдоль оси вращения интегральных потоков момента вращения и количества движения вихря. В принятых нами обозначениях это выглядит так:

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

Отношение потока момента M и потока импульса K при конкретном диаметре канала D является фактором, который определяет сепарацию в любой камере аппарата и на локализацию в каждом из поперечных сечений деформируемого

вихря кольцевых зон усиления или ослабления турбулентного переноса. В наших аппаратах мы активно воздействуем на все три величины, определяющие крутку в каждой из стадии развития вихря, по мере его движения через весь аппарат.

Во - вторых, мы анализируем основные процессы в вихре через распределение в его объеме плотностей потоков осевого импульса ρ_{ki} и момента вращения ρ_{mi} . Величина ρ_{ki} известна со середины прошлого века. С ее помощью оценивают области усиления или ослабления турбулентного переноса в процессе горения в прямоточных течениях и связывать их с характером горения и перемешивания.

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

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

Величины m_i k_i – это частные значения момента вращения и осевого импульса, переносимые параллельно оси вращения вихря через элементарную кольцевую площадку, площадью f_i , перпендикулярную оси вихря. Величина ρ_{mi} введена, видимо впервые (примерно 40 лет тому назад), одним из авторов данного текста. Величина ρ_{mi} удобна для уточнения границ вихря и ряда характерных зон внутри него, прежде всего, имеющих разные законы вращения. Это полезно для анализа сильно закрученных течений - вихрей с приосевым обратным током (внутренней зоной эжекции) для развития инженерных описаний, как изотермических вихрей, так и вихрей с горением. С помощью величин ρ_{ki} и ρ_{mi} можно перейти к анализу местной интенсивности крутки любых кольцевых зон вихря. На практике это полезно для анализа формирования вихря и его трансформации в разных зонах вихревого реактора, а также циклонов, вихревых камер и вихревых горелок.

Для удобства и достаточной корректности оценки местной крутки любых колец любых текущих радиусов r_i внутри вихря и ее сопоставления с числом крутки Ω всего интегрального вихря, например, в использованном нами представлении (1), предлагаем выражение местной крутки (числа крутки) для кольцевого слоя:

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

Наша формула (4) отличается от известного выражения для «завихренности», введенного в XIX веке, так как в неявном виде она учитываем наличие внешних границ кольца и его среднего радиуса. Причем в виде (4) число местной крутки адекватно числу крутки всего вихря (1), имеющего границу D , и который состоит из последовательного набора элементарных колец средних радиусов r_i .

Исследование вихревых горелок камерных топок 40 лет тому назад, и позже, уже начиная с 2004 года, - моделей вихревых топок и газификаторов, показали нам, что в отдельных кольцевых зонах вихря всегда существует кольцо повышения значения числа местной крутки, на порядок превышающее число крутки всего

вихря (1). При этом в других кольцевых зонах этого вихря всегда есть широкие кольцевые слои, числа местной крутки которых в несколько раз ниже значения числа крутки всего вихря. Зоны наибольшего усиления местной крутки внутри вихря всегда расположены вблизи границы его осевого обратного тока (зоны внутренней эжекции сильно закрученного вихря. Именно вблизи этой границы и происходят все основные процессы воспламенения и начала выгорания основной части топлива. В наших первых реакторах здесь, видимо, завершались основные процессы пиролиза и начиналась активная газификация углеродного остатка. При наличии достаточной выдержки золы и кислорода на периферии вихря, где значения чисел местной крутки минимальны можно полностью выжечь из нее весь оставшийся углерод. Это реализовано в некоторых наших аппаратах.

Взаимная локализация в любом вихре кольцевых зон максимальных плотностей потоков импульса и момента вращения (ρ_{ki} и ρ_{mi}), а также форма их траекторий в объеме каналов переменного сечения, как мы полагаем, во многом определяют возможность получения в вихре симметричных зон концентрации твердой взвеси относительно оси вихря. И наоборот, – наличие в реальном вихре характерных спиралевидных двухфазных течений, выносящих из реактора отсепарированную в нем взвесь. Наш опыт показал, что для создания осесимметричных двухфазных потоков в объеме любого аппарата всегда следует формировать концентрические кольцевые, желательны осесимметричные структуры плотностей осевых потоков импульса и момента вращения. Причем взаимное совпадение или несовпадение радиусов локализации в вихре этих характеристик кольцевых зон в значительной мере определяют возможность концентрации и удержание взвеси в аппарате или, наоборот, выноса взвеси из аппарата. Это обеспечит контроль сепарации твердых частиц в строго определенных, технологически контролируемых зонах объема аппарата или наоборот, устранять заносы стенок вихревой камеры золой.

Первичное изучение этих процессов и вариантов использования их на моделях вихревых газификаторов позволило нам предложить технологические приемы эффективного контроля вихря и процессов в отдельных стадиях развития. Особо отметим отработанные нами средства устранения заноса твердой фазой разных зон реактора и повышения симметричности холодного и горящего двухфазного вихря. Выделим также отработанные нами приемы увеличения выдержки газа при разной температуре или твердой фазы в отдельных зонах реактора до полной газификации топлива и полного выгорания органики его золы. На ряде моделей наших реакторов с горением и на их холодных моделях задержка части газа и твердой взвеси в реакторе достигала 15 - 20 секунд.

Главным достоинством любого вихревого течения, которое трудно реализовать на практике, является возможность разделения горящего вихря, на стадии, в том числе, для стабилизации процессов в каждой из них и для возможности контроля параметрами процесса в каждой стадии. Число стадий определит планируемые конечные свойства газа. Кроме его состава это, конечно, допустимая температура потребления газа в технологических или иных целях, наличие или отсутствие в

газе тех или иных смол (сажи), а также содержание горючих веществ в золе или в шлаке от переработки топлива. Важной задачей и экономическим препятствием внедрения любой технологии газификации являются возможность минимизации затрат на очистку и охлаждение полученного газа от смол и золы. При решении более сложных технологических задач возникает необходимость одновременно контроля содержания отдельных элементов в отводимой золе процесса.

Начиная с 2010 года, нам удалось в наших реакторах, разделять развивающийся горящий вихрь газозвеси не только на зону пиролиза и газификации, но также и разделить на стадии сами процессы пиролиза и газификации. Любой из этих процессов можно сделать в достаточной мере контролируемым. Одновременно нам удалось достичь глубокой газификации углеродного остатка в отводимой из реактора золе процесса (до десятых и даже сотых долей процента).

В ходе развития проектов и разделения всего горящего вихря на стадии (от двух до шести) мы постоянно анализировали целесообразность использования для достижения практических целей вихрей с вертикальной или с горизонтальной осью. Это имеет большое значение в планировании переработки твердых топлив или биомассы, отличающихся теплотехническими свойствами, стабильностью и физическим состоянием в реальных условиях коммерческой эксплуатации.

В последнее время на схему газификаторов, на режимы их работы и на основные технические решения и концепцию всей установки использования горючего газа заметное влияние оказывает потребитель газа, а также условия, в которых будет работать вся установка – полностью автономно или в тепловых и электрических сетях. При работе на конкретные сегменты рынков тепловой и электрической энергии концепция установки, ее экономика и экологические показатели могут радикально отличаться при огневой переработке одного и того же органического сырья, топлива или отходов.

Нами было установлено, что реакторы с вертикальной осью обычно надежнее и эффективнее работают на тяжелом, зольном условно монофракционном сырье. Заметные колебания размеров частиц топлива и соотношения размеров частиц разных фракций, качества топлива, вместе с колебаниями его подачи в реактор, вызывают появление аномальных концентраций взвеси на стенах верхних частей реактора и провалами твердого материала из верхних камер (зон вихря) вниз, в нижнюю камеру реактора. Это не только разрушает структуру вихря, но и сам процесс газификации. Если при этом закрутка вихря происходит в нижней части реактора - в камерном регистре (улитке, циклоне), то она часто сопровождается заносом нижнего регистра реактора золой или топливом. Режимные изменения концентрации взвеси в нижнем регистре при неудачной его аэродинамической схеме, малой мощностью дутья или ошибочном выборе места ввода топлива в регистр, во время провалов золы и топлива из верхней камеры реактора вниз быстро и полностью разрушаются режимы работы всей установки. Причем все эти факторы нарушений стабильности работы реактора всегда взаимосвязаны.

Например, провалы взвеси, по нашим данным, могут быть связаны, в том числе, и с нарушениями аэродинамики движения потока в самом нижнем регистре при создании вихря. Нарушения вызваны разными причинами, но всегда приводят к усилению несимметричности потока на выходе из регистра. Такой поток, при неудачном выборе режимных факторов не способен удерживать взвесь в верхней камере и провоцирует периодические и непериодические колебания и провалы твердой взвеси вниз - в нижний регистр первичной или единственной закрутки всего вихря. Нельзя не отметить и пульсаций вихря в разных камерах реактора с вертикальной осью, которые могут быть связаны одновременно с нарушениями равномерности ввода топлива в вихрь (внутри реактора).

В ходе продувок двух десятков холодных моделей с вертикальным вихрем на двухфазных потоках и на ряде моделей с горением опила, шелухи, пыли двух видов углей, их смесей с биомассой, а также торфа, сланца, и отхода технологий производства растительных масел – отбелной глины. При этом мы разработали простые конструктивные решения и оптимальные режимы подачи воздуха, что в значительной мере устранило или ослабило воздействие многих из отмеченных недостатков аппаратов с вертикальным вихрем. Например, можно изменить тип и форму камерного регистра. Известно, что при формировании вихря улитками и даже некоторыми циклонами, ось вихря почти никогда не совпадает с центром окружности выходных окон этих регистров. Поэтому можно смещать (изменять) положение выходного окна регистра, совмещая его центр с естественной осью вращения вихря, характерной для конкретного регистра. Наличие несовпадения центра окна регистра и оси вращения вихря, по нашим данным, всегда является главной причиной расхождения траекторий ρ_{ki} и ρ_{mi} в формируемом вихре при выходе из регистра. Это и является причиной формирования несимметричного спиралевидного потока (вихря) регистром, особенно если вихрь двухфазный.

Это явление подробно исследовано ранее одним из авторов на холодных моделях с зондированием однофазных потоков. Часть данных опубликована. Позже эти и другие данные были подтверждены другим автором этого текста на устройствах других типов, но уже на двухфазных потоках, а в отдельных случаях проверено на моделях с горением угольной пыли, опила, шелухи. В процессе исследований и огневого опробования наших аппаратов разных схем на торфе, полидисперсной биомассе и даже сланцах мы пришли к выводу о желательности для ряда топлив уйти на схемы газификаторов с горизонтальной осью единого горящего вихря, разделенного на несколько последовательных контролируемых стадий.

Мы предложили новые схемы вихревых аппаратов с горизонтальной осью. Они имеют преимущества. Выделим использование наших новых более эффективных приемов уменьшения или ликвидации характерных зон заносов твердой взвесью камерных регистров, формирующих устойчивый горящий вихрь, который имеет слабую несимметричность относительно оси вращения. Это всегда необходимо для снижения влияния изменений свойств и фракционного состава топлива. В

основе этих новых приемов положено наше расширенное, пока нетрадиционное представление структуры вихря через распределение в его объеме плотностей потоков момента вращения и осевого импульса. Нами установлено, что спираль двухфазного вихря, формируемого регистром, при входе во вторую зону вихря (вторую камеру газификатора), в холодных продувках почти точно соответствует соотношению локализаций в вихре максимальных значений ρ_{ki} и ρ_{mi} , в аппарате. Эти характеристики и локализация их максимальных значений определены нами также на базе данных ранних работ одного из авторов при зондировании вихрей в улитках и циклонах с определением полей скоростей и давлений. Расчеты плотностей потоков импульса и момента (ρ_{ki} и ρ_{mi}) в вихре, и сопоставление их с данными фото и видеосъемки продувок моделей наших устройств, показали, какие следует вносить изменения в конструкции новых аппаратов для получения тех или иных практических результатов.

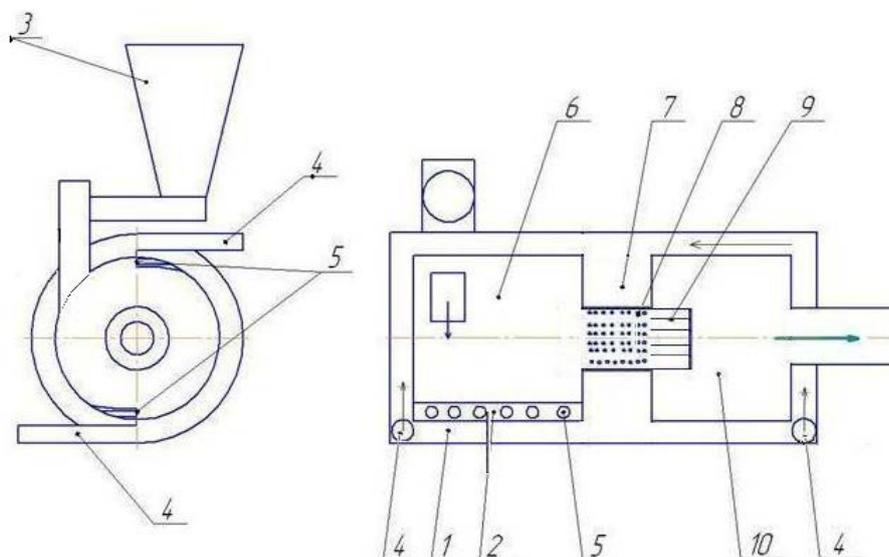
Начиная с 2007 года, мы разработали линию аппаратов с горизонтальной осью вихря для газификации разных топлив. Отдельные образцы прошли успешную опытно – промышленную проверку, а один из них даже три года находился в коммерческой эксплуатации. Выделим две основные схемы этих реакторов. Первая схема – это трехкамерные реакторы для промышленных энергетических установок частного энергообеспечения и для утилизации горючих отходов. Их тепловая мощность по теплоте полного сгорания топлива составила от 0.5 до 7 МВт. Одна из первых схем аппарата этой базовой линии показана на фигуре 1.

Воздух, нагретый в кожухе стенками реактора, подается тангенциально в первую камеру, формируя вихрь, а сверху в ту же камеру также тангенциально подается топливо (биомасса). В этой первой камере может быть реализован паровой или воздушный пиролиз. Для этого в ее нижней части имеется несколько воздушных сопел, размещенных особым образом вместе соплами ввода пара в реактор.

Вторая камера образуется выходным пережимом первой камеры с ее переходом в цилиндрический канал, где происходит увеличение скоростей. Для ускорения завершения газификации твердого остатка во второй камере была использована радикальная активизация турбулентного обмена с помощью внедрения нашего очень эффективного оригинального способа. *Это струйный радиальный вдув (СРВ)* части воздуха через стенку цилиндрической камеры, для чего ее стенка равномерно перфорирована отверстиями. Вдув воздуха через стенку организован как система рассредоточенных радиальных струй со скоростями, соизмеримыми с максимальными скоростями газозвеси в самом вихре. Подобный вдув воздуха (СРВ) радикально ускоряет все процессы и надежно охлаждает стенку камеры.

Далее для ввода вихря в третью камеру имеется особый узел, имеющий разную конструкцию, зависящую от свойств топлива, структуры вихря в первой камере и глубины переработки топлива в первых камерах. В третьей камере завершаются все процессы и выдержка газа в реакторе. Главное - на ряде топлив в третьей камере обеспечена полная конверсию тяжелых смол, и полная газификация сажи.

Третьи камеры аппаратов имеют увеличенный диаметр, для того, чтобы у газа в достаточной мере выравнивался состав и температура даже при обычных в промышленных условиях колебаниях качества топлива и пульсациях вихря.



Фиг.1.

Принципиальная схема трехкамерного вихревого реактора для получения горючего газа из биомассы или твердых топлив:

- 1 - кожух нагрева воздуха реактором; 2 – сопла ввода воздуха в первую камеру; 3 - подача топлива; 4 – общий подвод воздуха к установке; 5 – сопло ввода водяного пара; 6 – первая камера; 7- подвод воздуха ко второй камере; 8 – перфорированная стенка камеры; 9.- узел ввода вихря в третью камеру; 10. – третья камера.

На базе схемы (Фиг. 1) мы разработали реакторы газификации нескольких видов топлив, и органических отходов. Два реактора три года находились в опытной эксплуатации. Один из них, мощностью 2,5 МВт по полной теплоте сгорания топлива, газифицирует сухой опил. Другой реактор, тепловой мощностью около 2,5 МВт после доработки и наладки 3 года находился в успешной коммерческой эксплуатации на шелухе овса при утилизации отходов завода по его переработке, вплоть до перехода завода к новому собственнику. Газификация шелухи давала газ с температурой 850 °С, а температура среды в газификаторе изменялась в диапазоне 600–900 °С. Оптимальной схемой подачи воздуха при колебаниях качества шелухи оказалась схема подачи воздуха в первую камеру с дефицитом (относительно необходимого для полного сжигания шелухи), равном 82 - 85%. Завершение процесса во второй и третьей камерах происходило с дефицитом воздуха 70 - 73%, и сопровождалось снижением содержания горючих в уносе и в шлаке ниже 2 - 3 %. Причем корректирующий ввод воздуха в третью камеру вообще оказался излишним. Его проверяли лишь в первых опытах. На прототипе того же реактора мощностью 0,5 - 0,6 МВт нами была успешно опробована газификация торфа, угля и его смесей с разной биомассой. В ряде случаев в этом

уменьшенном аппарате некоторое дополнительное кондиционирование газа в третьей камере с помощью добавки воздуха иногда было желательным.

После первых двух лет работы реактора на шелухе его вскрытие показало, что в третьей камере на ее выходном участке не было даже следов нагара (сажи), причем даже несмотря на то, что аппарат первые полгода находился в опытной эксплуатации на неотработанных режимах с частыми пусками. В нормальной эксплуатации реактор включался по мере накопления на заводе шелухи, 4 – 6 раз в неделю, для непрерывной работы от 5 до 20 часов. Разогрев аппарата при пусках длился 25 - 30 минут. В режимах пусков мы, конечно, наблюдали иногда выбросы сажи. Но в обычных режимах в третьей камере всегда происходил полный пиролиз (разложение) всех тяжелых смол, а в газе на выходе из реактора оставались лишь пары легких смол с температурой кипения ниже 100 – 120 °С. Это подтвердил осмотр охладителя газа за реактором через 2 года эксплуатации. В охладителе был зафиксирован, легко удаляемый рукой занос сыпучей золой, но не было никаких следов смол на стенках труб. Температура труб охладителя в области выхода газа в нормальной работе обычно не превышала 100 - 120 °С. Возможно, легкие смолы испарялась, так как теплота сгорания газа всегда была чуть выше расчетной, примерно равной 1200 ккал/нм³.

На втором году эксплуатации газификатора шелухи овса мы разделили процесс на воздушный пиролиз и газификацию углеродного остатка. Самым успешным оказался режим когда, по нашим оценкам, происходила полная конверсия H₂O продуктов процесса и влаги топлива в первой камере при дефиците воздуха в ней около 88 - 90% от объема, необходимого для полного сгорания. Газификацию углерода и конверсию смол мы завершаем в других зонах вихря при дефиците воздуха, примерно равном 80-85% во второй камере и 70-73% в третьей камере. Этим схема работы была доведена до предельного снижения подачи воздуха в аппарат. Достижению этих режимов способствовало увеличение, как минимум на порядок, пребывания газозвеси в нашем реакторе, по сравнению с любыми типами слоевых аппаратов, а также вследствие внедрения оригинальной системы струйной турбулизации горящего вихря во второй камере, до ввода газозвеси в третью камеру, - камеру кондиционирования получаемого газа.

В режимах форсировки аппарата до 5 МВт с пиролизом в первой камере, реактор вышел на совершенно необычный режим автостабилизации. Без каких - либо внешних воздействий на подачу воздуха и биомассы при неизбежных в условиях завода колебаниях свойств биомассы, происходило неоднозначное изменение аэродинамического сопротивления отдельных камер аппарата. Эти изменения имели разнонаправленный колебательный характер малой частоты (десятки минут), как следствие изменений объема газозвеси в камерах реактора из-за колебаний в них температуры и состава газозвеси, которые, конечно, вызывали изменение сопротивления всего реактора. Это, естественно, вызывало изменения подачи воздуха в реактор без воздействия на дутьевой вентилятор установки. Эти изменения подачи воздуха компенсируют вызвавшие ее изменения свойств и

объема газозвеси и аэродинамические сопротивления всех камер, возвращая аппарат в исходный режим без участия персонала и при отключенной автоматике при многочасовой работе. Около года эксплуатации реактора в таких режимах позволили увеличить рабочую мощность реактора с 2,5 до 4 – 4,5 МВт. В самых крайних режимах, с внешней форсировкой подачи топлива и воздуха, мощность реактора по теплоте сгорания полученного газа повышалась даже до 7 - 7,5 МВт.

Мы доработали модификации вихревых трехкамерных газификаторов даже с возможностями организации многостадийного «растянутого» пиролиза. С другой стороны, опыт их работы того же реактора в режимах его автостабилизации при его тепловой мощностью 4 – 4,5 МВт, но без чрезмерного ее увеличения, но и без выделения отдельных стадий пиролиза, позволил адаптировать технологию под высокотемпературные топлива и стабилизировать качество горючего газа, снизив также и содержание горючих элементов в золе. Для этого схему дополнили четвертой камерой с необычной передачей в нее вихревого движения газозвеси (Фиг.2).

Выход газозвеси из третьей камеры реактора мы заменили с круглого осевого окна на тангенциальное прямоугольное сопло в нижней части. Это сопло отвода газа из третьей камеры является одновременно тангенциальным входным соплом в четвертую камеру, крутка газа в которой направлена против вращения в первых камерах. В третьей и четвертой камерах предусмотрены также корректирующие тангенциальные вводы воздуха и пара для стабилизации характеристик газа на выходе из аппарата и для дожигания горючих веществ в золе переработанной биомассы. Продувки моделей этих аппаратов на двухфазном потоке показали, что при переходе на схему (Фиг. 2) не происходит существенного повышения сопротивления реактора, но время пребывания газа и золы в последних стадиях процесса заметно увеличивается в условиях перемешивания газозвеси. В ряде режимов показана возможность настройки колебаний расходов и давлений в последних двух камерах в противофазе, чем можно радикально стабилизировать расход и состав газа на выходе из реактора. Сохранена и возможность коррекции состава газа подачей в четвертую камеру воздуха и пара для полной конверсии смол. Поэтому мы назвали четвертую камеру реактора камерой стабилизации.

Испытания моделей четырехкамерного реактора небольшой мощности (200 кВт) с газификацией и даже с частичным сжиганием полученного газа в реакторе при огневой переработки разных топлив показали, что в газификаторе существенно расширены возможности для контроля работы аппарата и видов используемого топлива. На этой основе нами предложены и разработаны две модели аппаратов мощностью около 2,5-3 МВт (по теплоте сгорания полученного газа). Разработка одной из них была заказана для газификации шелухи риса. Для экологически безопасного сжигания этого газа нами спроектированы оригинальные горелки, а для повышения тепловой эффективности процесса все потери теплоты стенок реактора были утилизированы нагревом воздуха, вводимого в процесс. Пока при испытаниях и эксплуатации наших аппаратов этого нагрева было достаточно для обеспечения устойчивого процесса на планируемых топливах (биомассе). Нагрев

воздуха в зависимости от вида топлива, температур процессов и схемы движения воздуха вдоль стенок кожухов реакторов достигал 150 – 250 °С. При этом воздух вводится в процесс по всем имеющимся у реактора каналам.

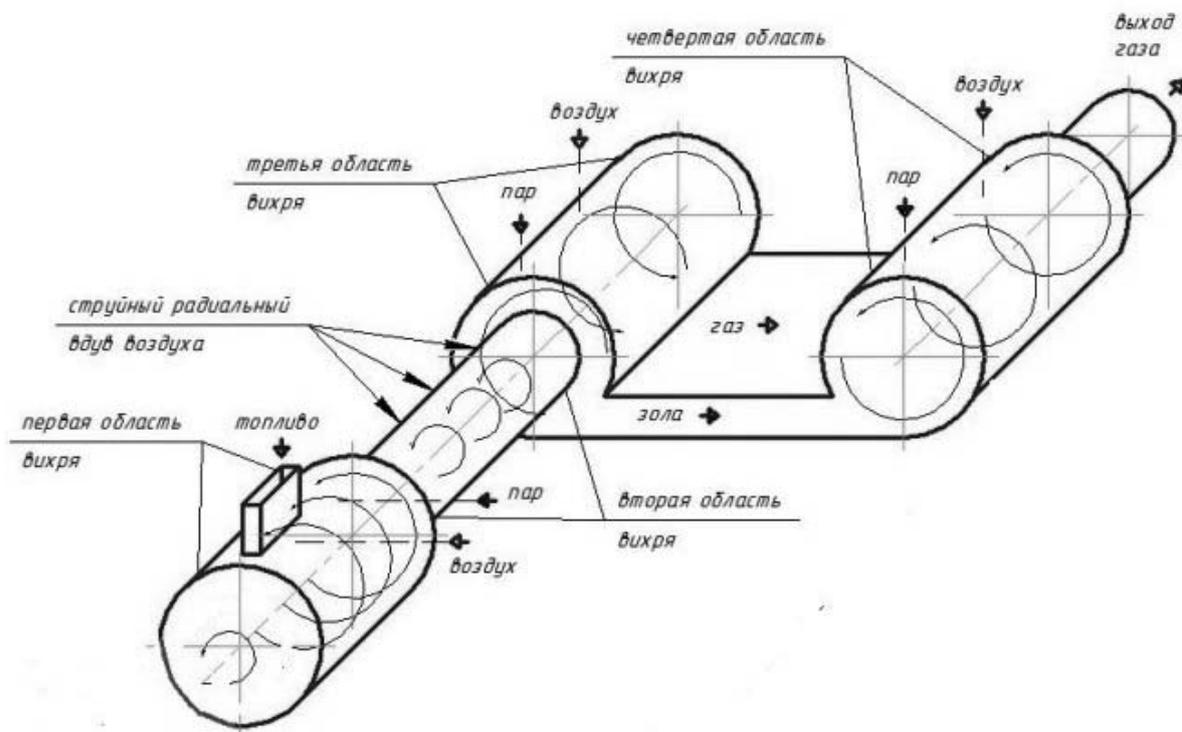


Рис.1. Технологическая схема четырехкамерного вихревого реактора

В двух реакторах этого типа (Фиг.2) для переработки шелухи риса использован опыт, полученный нами при опробовании четырехкамерного реактора, который был разработанного нами ранее для газификации отходов переработки горючих сланцев, имеющих высокую зольность (60 - 65%) и невысокую влажность (5 - 12%). В реакторе мощностью 2,5 - 3 МВт по теплоте сгорания газа нами был получен устойчивый выход газа с теплотой сгорания около 1200 ккал/м³. Это в полтора выше теплоты сгорания ретортного газа, получаемого на том же топливе в ходе переработки сланцев в старых хорошо известных и надежных слоевых аппаратах «Lurgi», дающих газ с теплотой сгорания не выше 800 ккал/м³. Это указывает на то, что в нашем вихревом четырехкамерном реакторе идет не только практически полная газификация органики, но и испаряются все легкие смолы. Потери с механической неполнотой сгорания той же сланцевой мелочи с размером части на входе десятков микрон до 4-5 мм в нашем реакторе снижалось до уровня значений всего лишь 0,03 – 0,04%.

Позже, на той же четырехкамерной установке, по просьбе фирмы без переделки реактора нами предпринята опытная газификации костной муки с теплотой сгорания около 3500 ккал/кг, зольностью от 10 до 35% и влажностью примерно 2 - 8% для практически полного выгорания остатков органики в костной муке. Это требуют нормы Европейского Союза для предотвращения распространения

через муку или ее золу опасных неизлечимых заболеваний, а в перспективе, - для дальнейшего коммерческого использования золы костной муки. Необычность такого топлива потребовала вмешательства в работу сопловых аппаратов первой камеры. Но это обеспечило получение достаточно устойчивого процесса и почти нулевое содержание горючих в основной массе золы, уловленной частично в камерах реактора, а далее - в специальной топке для сжигания полученного газа, имевшего теплоту сгорания $700 - 800 \text{ ккал/м}^3$. Для газификации сажи которая образуются, видимо, в топке и выносятся из нее с остатками мелкой золы, нами спроектирован, но пока не реализован оригинальный газификатор органики сажи очень мелкой золы, выносимой из топки, с содержанием в этой золе горючих веществ в перспективе до уровня не выше, чем 0,1-0,3%. Все остальные данные реальны и получены при опробовании реактора в промышленных условиях.

Особо отметим, что в опытах газификации костной муки нам удалось получить газ без присадок к муке дополнительного энергетического топлива, которые по массе превышает массу костной муки до десятков раз, как это обычно делают в других известных традиционных технологиях снижения содержания в костной муке горючих веществ для ее огневой переработки. Мы не использовали пока также и циркуляцию горячей твердой фазы через работающий аппарат, и не подавали в него предварительно сильно подогретый воздух.

Режимы с включением парового пиролиза в четырехкамерных реакторах нами не опробованы – пока не было возможности. Тем не менее, нами были предложены организации в четырехкамерных аппаратах стадийного воздушного или парового пиролиза. Для этого, нами, в частности, ранее предложен процесс стадийного пиролиза, организацией рассредоточенной подачи воздуха по длине и объему первой камеры в разных местах ее криволинейной стенки в объеме 8-12% всего воздуха, необходимого для полного сжигания топлива, и даже 0% - при полном замещении всего воздуха первой камеры водяным паром. Воздух или пар следует вводить в поток газозвеси системой чередующихся струй, а для возможности контроля расхода во всех каналах подачи воздуха и пара имеется необходимая арматура. Во второй области вихря, как во всех других наших аппаратах, для ускоренной газификации углеродного остатка предлагаем ту же оригинальную технологию СРВ, - струйный радиальный вдув воздуха через перфорированную стенку второй камеры. Рекомендуем довести подачу воздуха во вторую камеру в сумме с воздухом первой камеры, до объема, составляющего 18 - 20% от всего воздуха, необходимого для полного сжигания топлива, или в объеме 28-30% от воздуха, необходимого для полного сжигания топлива, но полном замещении паром всего воздуха, вводимого в первую камеру. В третьей камере реализуем кондиционирование температуры и состава газа, при необходимости с подачей в эту область дополнительной части воздуха или пара из неизменной суммы всех расходов этих сред, вводимых во все камеры реактора. После, в четвертой камере можно стабилизировать расход и состав горючего газа вводом воздуха или пара, и даже подать дополнительный воздух для сжигания всего или части этого газа.

Считаем целесообразным использовать газификаторы обеих схем (Фиг.1 и 2) для сжигания полученного газа в топке небольших паровых и водогрейных котлов. Это позволит сократить затраты на установку оборудования очистки газа после генерации перед его сжиганием или вообще такое оборудование не использовать. Первый опыт эксплуатации пилотных образцов наших аппаратов показал, что наряду или вместо сжигания искусственного газа в перспективе можно тот же газ использовать для получения жидких топлив или веществ иного назначения. Это позволяет возможность контроля температур газозвеси и газа в разных камерах наших реакторов в широком диапазоне температур 500 – 900 °С. На одной из первых небольших моделей трехкамерного реактора при опытной газификации отбелной глины (отхода технологии производства растительного масла) нам удалось держать температуру газа в аппарате на уровне всего 200 – 300 °С.

Конечно, газ можно использовать для получения электроэнергии, прежде всего, для собственных нужд владельца установки. Если при этом использовать, как это бывает, газопоршневые двигатели, то неизбежно потребуются очистки газа и дополнительная стабилизация его качества и расхода. Более предпочтительно сжигать газ без очистки в малом паровом котле и весь пар или его часть подавать на приводную турбину без конденсатора и с высокой пластичностью несения нагрузки ее электрогенератором. В малых установках своего энергообеспечения часть теплоты газа за реактором (8 - 12%) следует направить на аккумуляцию теплоты в баке воды или других теплоносителей, как для отопления в режимах отключения установки, так и для получения резервной электрической генерации с использованием приводных двигателей Стирлинга в схемах индивидуального или изолированного энергопотребления.

Другим особо перспективным направлением развития и внедрения реакторов нашей разработки считаем участие в решении проблемы защиты климата. При опробовании газификации сланцевой мелочи (отходов) при настройке процесса в диапазоне примерно 600 – 700 °С мы получили на выходе из реактора снижение концентраций CO_2 в газе на 15% по сравнению с обычной схемой сжигания сланцев. Это указывает на восстановление CaCO_3 в одной из последних камер после термического разложения известняка минеральной части сланца в первых камерах. Оценочные расчеты показали, что эта величина может быть доведена до 20-25 %. Те же наши трех и четырех камерные целесообразно использовать как оригинальные вихревые топки или вихревые предтопки для сжигания углей или биомассы в кислороде или в его смесях с воздухом, реализуя перспективные технологии “Oxi - Coal Combustion“ (“Oxi - Fuel Combustion“) для «отсечения» CO_2 (технологии CCS) от продуктов сгорания с целью последующего сжижения и захоронения CO_2 . Для сжигания топлив по этим схемам или в обычных схемах традиционного стадийного сжигания последние камеры наших реакторов нужно увеличить, стенки экранировать панелями из труб для прохода пара или воды, а также организовать мощную подачу всего или части воздуха, необходимого для полного или частичного сжигания газа.