

Большая часть производимого промышленным способом водорода в нашей стране получается в процессе паровой конверсии метана. Процесс паровой конверсии осуществляется в трубчатых реакторах. Внешние процессы радиационно-конвективного теплообмена в топочной камере и внутренние неизотермические процессы в реакционных трубах тесно взаимосвязаны между собой. В реакционных трубах печей паровой конверсии за счет подведенного извне тепла происходит разложение углеводородного сырья. Профиль внешнего теплоподвода по длине труб определяет неизотермические физико-химические процессы внутри труб. С другой стороны, распределение температуры по поверхности нагрева влияет на распределение результирующих тепловых потоков к реакционным трубам. При высоких температурах и теплонапряженности реакционных труб в трубчатых печах учет фактора сопряженности очень важен. Поэтому в математическом плане приходим к постановке задачи сопряженного теплообмена в топочной камере трубчатой печи. Для описания внешнего теплообмена в топочной камере трубчатой печи в данной работе применяется дифференциальный метод [1], основанный на совместном численном решении уравнений сохранения. Математическая модель задачи содержит стационарные уравнения энергии, переноса излучения, движения, неразрывности, модификации k - ϵ модели турбулентности, модели горения. Уравнения дополняются граничными условиями. Описание физико-химических процессов внутри реакционных труб дается в рамках модели идеального вытеснения. Решение общей задачи сопряженного теплообмена осуществляется итерационным методом. В каждой итерации последовательно решаются внешняя и внутренняя задачи. Исследование проводилось на примере технологической трубчатой печи производства водорода типа ВА-101, которая используется на нефтеперерабатывающих заводах для получения водорода методом паровой каталитической конверсии природного газа. Упрощенная схема топочной камеры печи представлена на рис.1. Рис. 1 – Упрощенная схема радиантной камеры. 1 - горелки; 2 - трубчатый экран; 3 - боковые стены; 4 - шахты для отсоса дымовых газов. Она состоит из трех радиантных секций, образованных двумя рядами вертикально расположенных реакционных труб и боковыми стенами печи. Общее количество труб 84, диаметр 114x7 мм. Размеры печи: высота – 14 м, ширина – 6 м, длина – 15 м. На своде радиантной камеры симметрично относительно трубчатых экранов расположены 42 горелки – 3 ряда по 14 горелок. Подогретая реакционная смесь природного газа и водяного пара подается сверху в реакционные трубы, где на никелевом катализаторе происходит паровой риформинг углеводородов. На дне печи расположены отводящие каналы с прямоугольным сечением, посредством которых продукты сгорания отводятся в конвекционную зону печи. В качестве сырья и топлива используется природный газ. Рассматриваемая трубчатая печь характеризуется малой шириной радиантной камеры по сравнению с ее длиной и высотой,

симметричным расположением трубчатого экрана и ряда горелок. В данном случае изменение параметров потока по длине z (рис.1) намного меньше, чем по ее ширине y и высоте x . Поэтому задача радиационно-конвективного теплообмена рассматривается в двумерной постановке. Малый диаметр реакционных труб по сравнению с размерами камеры радиации и малый шаг между ними позволяют заменить трубный ряд сплошной твердой стенкой, что также упрощает решение газодинамической задачи. Ряд горелок на своде заменяется сплошной узкой щелью с поперечным сечением, равным общей площади амбразур всех горелок в одном ряду. Для такой печи нужно сделать тепловой расчет средней секции (рис.2) и крайней секции, граничащей с боковой стенкой. Наличие плоскости симметрии позволяет рассматривать только одну половину средней секции.

Рис. 2 – Система координат для половины средней секции камеры радиации и изолинии функции тока

Металлический корпус печи с внутренней стороны обмурован каолиновой ватой. Стенки шахты для отвода дымовых газов сложены из огнеупорного кирпича с отделкой из каолиновой ваты. В топочной камере происходит тепловыделение за счет горения смеси газообразного топлива и воздуха. За счет радиационно-конвективного теплообмена теплота передается реакционным трубам и частично корпусу печи. Приведем основные уравнения для средней секции, упрощенная схема которой показана на рис.2. Распределение температур в топочной камере находится в результате решения уравнения энергии (1)

Здесь, u, v – компоненты вектора скорости по осям Ox, Oy соответственно; ρ – плотность дымовых газов; c_p – изобарная теплоемкость; λ_m, λ_t – коэффициенты молекулярной и турбулентной теплопроводности соответственно; $T=T(x,y)$ – температура в точке с координатами x,y ; $\dot{q}_v$ – объемная плотность тепловыделения в результате горения топлива; $\vec{q}$ – вектор плотности интегрального по спектру лучистого потока тепла. Для нахождения распределения в объеме топочной камеры решаются дифференциальные уравнения модели горения. Дивергенция лучистых потоков определяется путем решения уравнения переноса излучения (УПИ). УПИ для селективно излучающей, поглощающей и анизотропно рассеивающей среды при локальном термодинамическом равновесии для рассматриваемой геометрии имеет вид [1]

(2) где μ – направляющие косинусы; I_μ – спектральная интенсивность излучения в направлении вектора $\vec{\mu}$; κ_μ – спектральный коэффициент ослабления; σ_μ – спектральные коэффициенты поглощения и рассеяния соответственно; ω_μ – индикатриса рассеяния; B_μ – функция Планка. Граничное условие к уравнению (2) ставится с учетом диффузного излучения и отражения от стенок для таких направлений $\vec{\mu}$, что $\vec{\mu} \cdot \vec{n} < 0$. Здесь $\vec{n}$ – внутренняя нормаль к граничной поверхности; ϵ – степень черноты и отражательная способность граничной поверхности соответственно; T_w – температура стенки. Поле скоростей находится решением осредненных по времени уравнений движения и неразрывности

$$\rho \frac{du}{dt} + \rho u \frac{du}{dx} + \rho v \frac{du}{dy} = -\frac{dp}{dx} + (\mu_{eff}(2 - \text{div})) + (\mu_{eff}()) + f_1$$
 ; (3)

$$\rho \frac{dv}{dt} + \rho u \frac{dv}{dx} + \rho v \frac{dv}{dy} = -\frac{dp}{dy} + (\mu_{eff}(2 - \text{div})) + (\mu_{eff}()) + f_2$$
 , (4) ,

(5) где $\mu_{\text{эф}} = \mu + \mu_t$; μ , μ_t – коэффициенты молекулярной и турбулентной вязкости соответственно; p – давление дымовых газов в топочной камере; f_1 , f_2 – массовые силы, где β – коэффициент объемного расширения; a – ускорение свободного падения; T – температура, принимаемая за начало отсчета при учете архимедовых сил. Для замыкания уравнений движения используется модификация k- ϵ модели турбулентности «Realizable». К этим уравнениям добавляется уравнение состояния газов. Камера радиации рассматриваемой трубчатой печи работает при атмосферном давлении. Поэтому состояние дымовых газов рассматривается в приближении идеального газа. Горение моделируется с использованием общего одношагового механизма реакции. При этом скорости реакций определяются по модели распада вихрей. В качестве окислителя используется воздух, а в качестве газообразного топлива – природный газ, 95-98% которого составляет метан. Уравнения дополняются граничными условиями, отражающими свойства решений на границах. На плоскости симметрии средней секции топочной камеры ставится условие симметрии. Для уравнений движения на твердой границе ставятся условия прилипания и непроницаемости. На входном сечении задается скорость истечения газов, определенная исходя из расхода топлива на топочную камеру, коэффициента избытка воздуха и других исходных данных. На твердой границе диффузионный поток кинетической энергии турбулентности полагается равным нулю. Для уравнения энергии, уравнений модели горения, уравнений модели турбулентности на входном участке ставится граничное условие 1-го рода. На выходе из топки задается условие нулевого градиента. Для уравнения энергии на поверхности нагрева задается граничное условие 1 рода. Это связано с тем, что для сопряжения внешней и внутренней задач наиболее удобным связующим параметром является температура наружной стенки реакционных труб. На поверхности свода, пода, шахты для отвода дымовых газов для уравнения энергии ставится условие адиабатности. Радиационный теплообмен рассматривается в S2 - приближении метода дискретных ординат (МДО). В МДО УПИ заменяется системой дифференциальных уравнений относительно интенсивности излучения вдоль ограниченного количества выделенных направлений S_m $\{S_m; m = 1, N_o\}$. Эти направления задаются набором угловых координат $\{m_m, x_m; m = 1, N_o\}$, равные величине проекции единичного вектора направления S_m на оси координат Ox и Oy соответственно. В зависимости от их количества различают S2 - приближение ($N_o = 4$), S4 - приближение ($N_o = 12$), и другие [2]. В топочной камере в основном излучают и поглощают энергию CO_2 , H_2O и сажистые частицы. Для вычисления интегрального по спектру коэффициента поглощения газообразных продуктов сгорания использована модель взвешенной суммы серых газов (МВССГ) [3]. В работе [4] показано, что эффективный коэффициент поглощения, вычисленный по МВССГ с использованием данных [3], хорошо согласуется с результатами более точного

спектрального расчета по модели широкой полосы. Эффективная степень черноты поверхности нагрева, определенная по описанной в [1] методике, равна 0,65. Для получения дискретных аналогов уравнений сохранения использован метод контрольных объемов. При аппроксимации уравнений применена разностная сетка «шахматного» типа. Узлы, в которых определяются продольная и поперечная компоненты скорости, сдвинуты относительно «основных» узлов на полшага в продольном и поперечном направлениях соответственно. Для проведения расчетов использована неравномерная сетка. Алгоритм расчета турбулентного течения дымовых газов основан на процедуре SIMPLE и подробно описан в [1]. При решении внешней задачи используется такой же итерационный алгоритм, что и в [5]. Учитывается переменность теплофизических свойств в области интегрирования. В ходе итерационного процесса в первых итерациях ряд параметров сильно осциллирует. Для уменьшения величины осцилляций к отдельным уравнениям применялась нижняя релаксация и линеаризация источников члена. Указанным способом сначала проводится расчет для средней секции, затем для крайней правой секции. Поверхностные плотности тепловых потоков к трубчатому экрану находятся суммированием поверхностных плотностей тепловых потоков, полученных в результате таких расчетов для двух соседних секций. В качестве сырья в реакционных трубах используется очищенный от сернистых соединений природный газ, 97-98% объема которого составляет метан. Объемные доли этана, пропана, бутана очень малы (меньше 1%). Кроме того в продуктах паровой конверсии углеводородного сырья при температурах выше 6000С отсутствуют гомологи метана [6]. Поэтому равновесный состав продуктов паровой конверсии при таких температурах можно определить исходя из констант реакций $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$ (6) $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$. (7) Для решения внутренней задачи используется метод, предложенный в [7]. Для упрощения решения полагается, что процесс идет в две последовательные стадии: первая стадия по реакции (6), вторая – по реакции (7). Скорость первой реакции определяется по уравнению Тёмкина [6], а вторая реакция считается равновесной. Для реакционной трубы используется модель идеального вытеснения. При решении внутренней задачи распределение температуры на наружной поверхности реакционной трубы считается известным. Сделано предположение, что все реакционные трубы работают в одинаковых условиях. Поэтому в расчетах рассматривается отдельная труба, а полученные результаты распространяются на весь трубчатый реактор. В результате решения внутренней задачи находятся следующие параметры: распределение давления и температуры парогазовой смеси (ПГС), состава ПГС, скорости реакции, степени конверсии метана по длине реактора, профиль температуры наружной стенки реакционных труб и др. Алгоритм решения внутренней задачи реализован в виде отдельной подпрограммы. Расчет сопряженного теплообмена проводится по следующему итерационному

алгоритму: 1. Задаются исходные данные для решения внешней задачи в топочной камере и начальное приближение для температуры наружной стенки реакционных труб ; $n = 0$, n – номер итерации. 2. Решается внешняя задача для средней и крайней правой секций, определяется распределение тепловых потоков к реакционным трубам по их длине ; 3. Массив значений передается в подпрограмму решения внутренней задачи; 4. Решается внутренняя задача и определяется следующее приближение для температуры наружной стенки реакционных труб ; 5. Проверяется условие (8) где – заданная малая величина. 6. Если условие (8) не выполняется, то $n = n + 1$ и осуществляется переход к п.2. Расчеты продолжаются до выполнения условия (8). При такой итерационный процесс обычно сходится за 3-4 итерации. Исходные данные для внутренней задачи следующие: давление и температура ПГС на входе в реактор: 3,0 МПа и 478°С соответственно; объемное отношение пар: газ 3,5:1; расход ПГС 17869 кг/ч (на всю печь); длина реакционной зоны трубы $L = 15,2$ м; внутренний диаметр трубы 0,1м. Внутри реакционной трубы насыпан никелевый катализатор марки Katalco. Некоторые из полученных результатов расчетов приведены ниже. На рис.2 показаны изолинии функции тока для половины средней секции. При температуре сырья на входе $t = 478^{\circ}\text{C}$ скорость реакции мала и на начальном участке трубы происходит нагрев ПГС практически без разложения. Когда температура становится выше 600°С, начинается разложение метана, в составе смеси начинает появляться водород (рис.3). При достижении температуры 620°С начинается достаточно быстрая конверсия метана. Расход тепла на реакции замедляет рост температуры ПГС. Скорость реакции растет по длине трубы и достигает максимума при $l \approx 3$ м (рис.4). С увеличением температуры по длине реактора возрастает концентрация водорода, в составе смеси в заметных количествах появляются CO, CO₂ (рис. 3). Ниже по течению скорость реакции резко уменьшается вследствие снижения концентрации исходных веществ (рис. 4). Рис. 3 - Изменение объемных долей CH₄, H₂O, CO, H₂, CO₂ и степени конверсии x по длине реакционной трубы Рис. 4 - Изменение температуры ПГС (t), температуры наружной стенки реакционных труб (t_c) по высоте камеры радиации и скорости реакции (w_1) по длине реакционной трубы; • – эксперимент (данные с НПЗ) На рис.4 показано также изменение температуры наружной стенки труб по высоте камеры радиации. Расчётные значения температуры хорошо согласуются с экспериментальными данными, полученными с НПЗ (ЗАО «ТАИФ-НК»), практически почти по всей длине труб. Доля радиационного подвода тепла к трубчатому экрану составляет более 90%. Сводные данные на выходе из реакционной трубы приведены в таблице 1 (объемные доли компонент даны в перерасчете на сухой газ). Результаты решения внутренней задачи удовлетворительно согласуются с имеющимися экспериментальными данными. Следует также отметить хорошее согласие расчетных и экспериментальных значений температуры продуктов сгорания на выходе из

радиантной камеры. По показаниям датчиков, расположенных на входе в конвекционную зону печи, температура равна 1110K. Средняя расчетная температура дымовых газов на выходе из радиантной камеры составляет 1106K. Отклонение составляет менее 1%. Таблица 1 - Сводные данные

Параметр	Показание прибора	Расчет
Объемная доля H_2 , %	70,40	72,9
Объемная доля CO_2 , %	9,51	9,9
Объемная доля CH_4 , %	6,42	6,1
Объемная доля CO , %	11,51	11,1
Температура на выходе, °C	811	821

Полученные результаты показывают, что рассмотренный алгоритм расчёта сопряжённого теплообмена позволяет получить достаточно полную и объективную информацию о процессах, происходящих как в объёме топочной камеры, так и внутри реакционных труб. Используя методику и программу расчета можно исследовать влияние различных режимных параметров на тепловые характеристики технологических трубчатых печей, на сопряженный теплообмен в печи