
**ВОЗОБНОВЛЯЕМЫЕ ИСТОЧНИКИ ЭНЕРГИИ,
ГИДРОЭНЕРГЕТИКА**

**РАСЧЕТ ХАРАКТЕРИСТИК РЕАКТОРОВ И ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКАЯ
ОЦЕНКА СИСТЕМЫ ПОЛУЧЕНИЯ ВОДОРОДА ИЗ БИОМАССЫ
С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ГАЗИФИКАЦИИ В ХИМИЧЕСКИХ ЦИКЛАХ**© 2024 г. Г. А. Рябов^а, *, Д. С. Литун^а, О. М. Фоломеев^а^аВсероссийский теплотехнический институт, Автозаводская ул., д. 14, Москва, 115280 Россия

*e-mail: georgy.ryabov@gmail.com

Поступила в редакцию 29.02.2024 г.

После доработки 21.03.2024 г.

Принята к публикации 27.03.2024 г.

Разработанный авторами метод расчета дополнен тепловым балансом реактора с циркулирующим кипящим слоем (ЦКС) для сжигания коксового остатка в системе реактор с ЦКС — газогенератор. Рассмотрены следующие варианты: с подачей дополнительного подсушенного топлива в реактор как альтернативный способ обеспечения требуемой для газификации температуры частиц на выходе из реактора с ЦКС и с использованием в качестве топлива смеси древесной биомассы и продуктов обогащения кузнецкого угля. Скорректирована тепловая схема установки и представлены результаты расчетов. Показано, что при газификации смеси биомассы с продуктами обогащения угля можно обеспечить повышенную общую производительность системы (водород + электроэнергия) без существенного увеличения расхода биомассы. В этом случае уменьшается расход водорода и снижается эффективность по водороду, но повышается эффективность по электроэнергии. Выполнен расчет гидродинамических показателей реакторов с ЦКС в целях достижения заданных расходов циркулирующего материала, необходимых для поддержания температур в реакторах. Расход циркулирующих частиц может быть увеличен при росте перепада давлений (уровне загрузки или массы материала в реакторах). Определены габариты реакторов и представлены схемы их взаимного размещения. Приведена методика расчета капитальных и эксплуатационных затрат и выполнена их оценка. Оценена стоимость водорода за жизненный цикл установки (1.45 дол/кг) при использовании биомассы и отсутствии выбросов CO₂. Около 2/3 количества CO₂ уже готово к захоронению, поэтому остается удалить CO₂ только из потока дымовых газов от реактора с ЦКС газогенератора. Такой уровень соответствует известным зарубежным данным по подобным установкам на природном газе и ниже по сравнению с широко распространенной в мире технологией парового риформинга природного газа с улавливанием CO₂.

Ключевые слова: получение водорода, углеродный след, биомасса, паровой риформинг, химические циклы, полигенерация, улавливание CO₂, связанные между собой реакторы с кипящим и циркулирующим кипящим слоем

DOI: 10.56304/S0040363624700164

В [1] показано, что процесс, сочетающий в себе химический цикл и паровой риформинг и позволяющий получать водород и диоксид углерода, готовый к захоронению или использованию, весьма перспективен. Разработанная схема установки получения водорода, в которой реализован такой процесс (далее предлагаемая схема), обеспечивает снижение энергетических затрат на отделение CO₂. Использование в ней аллотермической паровой газификации биомассы вместо газогенератора с парокислородным дутьем является новым решением, при котором исключается появление балластных компонентов в синтетическом газе.

С помощью разработанной и представленной в [1] методики, базирующейся на анализе данных [2–7], выполнены расчеты состава и расхода ге-

нераторного газа, материального баланса системы химических циклов, тепловых эффектов химических реакций в системе связанных между собой реакторов, теплового баланса и температур в отдельных реакторах, тепловых и материальных балансов в утилизаторах тепла отходящих газов. На основе вариантных расчетов выбраны наиболее предпочтительные параметры в реакторах. Температуры в реакторах рассчитывали с использованием их тепловых балансов. Точность расчета температур в газогенераторе и реакторе с ЦКС для сжигания коксового остатка зависит от точности расчета состава синтетического газа и степени конверсии топлива в газогенераторе. При расчете его состава использован полумпирический подход, заключающийся в учете четырех ос-

новых химических реакций, их эффективных (условных) констант и степени конверсии фиксированного углерода, значения которых подтверждаются верификацией расчета по экспериментальным данным для каждой конкретной температуры в газогенераторе, представленным в [7]. Значения констант равновесия определены при последовательных приближениях из условия наилучшего совпадения с данными экспериментальных исследований, выполненных при температуре 800°C. При таком подходе рассчитанные значения констант являются эффективными, т.е. учитывают влияние температуры, а также в большей степени времени контакта и конструкции газификатора, так как расходные и геометрические характеристики аппарата приняты по аналогии с экспериментальной установкой.

Точность расчета температур в реакторах химического цикла определяется точностью расчета тепловых эффектов химических реакций в соответствии с законом Гесса и уравнением Кирхгофа с использованием справочных данных по энтальпии образования начальных и конечных продуктов, достоверностью аппроксимаций их средних теплоемкостей, а также оценкой тепловых потерь в окружающую среду в реакторах. Дополнительная погрешность может быть внесена при неполной конверсии синтез-газа и носителя кислорода. Минимизация влияния этой погрешности достигается обеспечением расчетных режимных параметров (температуры, соотношения и расходов реагентов) при работе реактора, близких к оптимальным по данным опубликованных исследований. Избытки реагентов приняты с учетом соблюдения условия максимальной конверсии синтез-газа и носителя кислорода в соответствии с исследованиями [2–7]. В реальной установке возможна неполная конверсия носителя кислорода. Однако составы продуктов и их расход будут различаться несущественно, поскольку расчетные условия протекания реакций оптимальны или близки к ним. Дополнительная относительная погрешность вычислений основных показателей установки, вызванная возможной неполнотой конверсии, составляет 1–3%.

Рассчитанная эффективность процессов находится в диапазоне результатов моделирования аналогичных систем получения водорода в химических циклах с оксидами металлов и может служить ориентиром для более детальных проработок предлагаемой схемы. Отсутствие кислородного дутья и потерь из-за неполноты конверсии углерода при газификации, снижение риска агломерации слоя благодаря низкой температуре процесса газификации, утилизация тепла парообразования при конденсации под давлением при использовании парового дутья дают преимущества предлагаемой схеме перед аналогичными системами на основе газогенераторов с кисло-

родным и парокислородным дутьем. Целями настоящей работы являлись уточнение методики расчетов и проведение соответствующих расчетных оценок, определение размеров реакторов и оценка технико-экономических показателей предлагаемой схемы получения водорода с улавливанием CO₂.

КОРРЕКТИРОВКА МЕТОДИКИ РАСЧЕТА ПАРАМЕТРОВ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ И РЕЗУЛЬТАТЫ ДОПОЛНИТЕЛЬНЫХ ИССЛЕДОВАНИЙ

Метод расчета параметров предлагаемой схемы был дополнен тепловым балансом реактора с ЦКС для сжигания коксового остатка в системе реактор с ЦКС – газогенератор с целью проверить возможность обеспечения температуры циркулирующей золы (950°C), отводимой в газогенератор, за счет тепловыделения кокса. В результате проверки потребовалось скорректировать тепловую схему – снизить паропроизводительность реактора с ЦКС (в части отвода тепла дымовых газов к пару и воде) при установке высокотемпературного воздухоподогревателя для подогрева воздуха на входе в реактор до температуры 730–740°C.

Был рассмотрен вариант с подачей дополнительного подсушенного топлива в реактор с ЦКС с обычным воздухоподогревателем, при котором обеспечивается температура воздуха 300°C. При этом увеличиваются производительность и электрическая мощность системы, но снижается эффективность по водороду вследствие повышения общего расхода топлива. Также была рассмотрена возможность использования смеси древесной биомассы и продукта обогащения кузнецкого угля. В этом варианте достигается довольно высокая производительность установки при меньшем количестве биомассы, допускается использование местных топлив и отходов углеобогащения, улучшаются условия поддержания оптимального температурного режима в газогенераторе. Расчеты проводились для промежуточного продукта кузнецких углей со следующими теплотехническими характеристиками:

Влажность (на рабочую массу), %	13.0
Зольность (на рабочую массу), %	28.7
Содержание (на рабочую массу), %:	
углерода	46.6
водорода	3.4
серы	0.6
кислорода	5.9
Выход летучих	
(на сухую беззольную массу), %	41.5
Теплота сгорания	
низшая сырого топлива, кДж/кг	18090

Таблица 1. Расчетный состав сухого синтез-газа, %

Топливо	CO	CO ₂	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	N ₂
Биомасса	26.89	17.09	44.47	10.15	0.22	0.22	0.52	0.44
Смесь биомассы и промежуточного продукта углеобогащения	23.58	13.26	49.25	12.56	0.05	0.05	0	1.246

Таблица 2. Температура рабочей среды, °C

Участок схемы	Схема		Топливо
	с высокотемпературным воздухоподогревателем	с дополнительной подачей биомассы	смесь биомассы и промежуточных продуктов обогащения кузнецких углей
Выход из реактора с ЦКС системы газогенератора	950	950	950
Газогенератор	800	800	800
Реактор:			
топливный	699	699	677
паровой	823	823	805
воздушный	967	967	966

Расчет состава и количества образующихся в газогенераторе синтетического газа и кокса выполняли, исходя из усредненных характеристик смеси топлив для располагаемой тепловой мощности установки, равной примерно тепловой мощности при работе на древесной биомассе (82290 кВт). Расчетные составы сухого синтетического газа для вариантов с использованием биомассы и смеси биомассы с промежуточным продуктом обогащения кузнецкого угля приведены в табл. 1.

Как показали результаты расчетов в [1] для варианта с комбинированным носителем кислорода, применение инертного наполнителя $MgAl_2O_4$ с соотношением $Fe_2O_3/MgAl_2O_4 = 40/60\%$ позволяет уменьшить неравномерность распределения температур между реакторами при увеличении температуры в топливном реакторе (FR) до 699°C, что практически совпадает с соответствующим расчетным значением в [6]. Вариант расчета реакторов химического цикла с использованием инертного наполнителя был принят в качестве основного для дальнейших технико-экономических оценок.

При выполнении расчетов были приняты следующие значения показателей:

Давление, МПа:

пара 4.0
в реакторах 2.0

Температура, °C:

пара 440
воздуха в воздушном реакторе 300
уходящих газов 100

Избыток:

воздуха в воздушном реакторе 1.15
 Fe_2O_3 в химическом цикле 1.05
пара в паровом реакторе 1.25

Основные результаты расчетов приведены в табл. 2–5.

Расход дополнительного биотоплива при подаче его в реактор с ЦКС определяли методом последовательных приближений из условия обеспечения требуемой для газификации температуры циркулирующего материала на выходе из реактора (950°C). Расчет выполняли для соотношения 40/60% между носителем кислорода в химическом цикле и $Fe_2O_3/MgAl_2O_4$.

Расход подсушенного дополнительного топлива при влажности $W_i^r = 8\%$ составил 0.421 кг/с, полный расход сырого топлива при $W_i^r = 40\%$ на установку увеличился с 7.987 до 8.633 кг/с. При подаче в реактор с ЦКС в дополнение к коксу из газогенератора подсушенной биомассы паропроизводительность котла-утилизатора реактора с ЦКС возрастает до 3.17 кг/с, общая паропроизво-

Таблица 3. Материальный баланс

Параметр	Схема		Топливо
	с высокотемпературным воздухоподогревателем	с дополнительной подачей биомассы	смесь биомассы и промежуточных продуктов обогащения кузнецких углей
<i>Тракт теплоносителя</i>			
Выход, кг/с:			
Н ₂	0.520	0.520	0.396
СО ₂ в химическом цикле утилизируемый	6.22	6.22	3.93
СО ₂ в котле с ЦКС не утилизируемый	3.28	3.99	5.70
пара, конденсируемого в химическом цикле	8.16	8.15	6.01
Расход, кг/с:			
синтез-газа	8.35	8.35	5.33
перегретого пара на газификацию в газогенераторе	3.83	3.83	2.74
перегретого пара на окисление Fe в паровом реакторе	5.86	5.86	4.46
воздуха на доокисление Fe ₃ O ₄ в воздушном реакторе	2.46	2.40	1.83
Полный расход топлива, кг/с, при влажности 40%	7.99	8.63	5.73
<i>Тракт рабочей среды</i>			
Расход перегретого пара, кг/с:			
на турбину (3.9 МПа, 440°С)	13.22	15.94	16.78
на дутье (2.0 МПа, 400°С)	9.69	9.69	7.20
на сушку (0.5 МПа, 160°С)	3.24	3.50	1.39

дительность полигенерирующей системы увеличивается до 15.94 кг/с. Электрическая мощность паровой турбины повышается до 4.5 МВт, что позволяет увеличить электрическую эффективность на 0.9%. При этом эффективность по водороду и общая эффективность системы снижаются до 70.25 и 70.95 соответственно, что вызвано ростом полного расхода топлива при сохранении производительности по водороду.

При использовании смеси биомассы и промежуточного продукта кузнецкого угля расход сырого дополнительного топлива составил 2.86 кг/с, полный расход смеси сырого топлива на установку при $W_i^r = 26.5\%$ равнялся 5.723 кг/с, расход биомассы снизился с 7.987 до 2.86 кг/с. Электрическая мощность паровой турбины возросла до 6 МВт.

Особенность использования смеси биотоплива и продуктов углеобогащения в полигенерирующей системе заключается в смещении баланса между производством водорода и выработкой электрической энергии в пользу последней. Меньшие выходы летучих и реакционная способность отходов углеобогащения способствуют снижению степени конверсии их смеси с биомассой при паровой газификации по сравнению с

использованием только биомассы. Это приводит к снижению выхода синтетического газа и водорода в химическом цикле, но увеличивает количество кокса, поступающего в реактор с ЦКС. Благодаря этому обеспечивается необходимый подвод тепла в газогенератор с циркулирующим материалом, а также увеличиваются паропроизводительность реактора с ЦКС и общая полезная тепловая мощность системы.

Степень конверсии углерода смеси топлива в газогенераторе составила 0.489, что заметно меньше степени конверсии углерода биомассы (0.733). При этом вследствие снижения количества образующегося синтетического газа производительность по водороду полигенерирующей системы уменьшается до 0.4 кг/с. Но для поддержания температуры в воздушном реакторе (AR) 966°С приходится отказаться от его охлаждения. Общая паропроизводительность системы увеличивается до 16.79 кг/с, электрическая мощность паровой турбины — до 6 МВт, чистая выработка энергии — до 2.3 МВт · ч главным образом благодаря увеличению количества тепла, утилизируемого в реакторе с ЦКС. Несмотря на повышение электрической эффективности системы до 2.79%,

Таблица 4. Тепловой баланс

Параметр	Схема		Топливо
	с высокотемпературным воздухоподогревателем	с дополнительной подачей биомассы	смесь биомассы и промежуточных продуктов обогащения кузнецких углей
<i>Система реактор – газогенератор</i>			
Низшее располагаемое тепло сырого топлива, кВт	82250	88898	82290
Физическое тепло парового дутья в газогенератор, кВт	12452	12452	8882
Теплота сгорания синтез-газа низшая, кДж/м ³	7099	7099	7314
Тепло синтез-газа скрытое (сгорания низшее) на выходе из газогенератора, кВт	73480	73480	52000
<i>Система химического цикла (три реактора без утилизации тепла уходящих газов)</i>			
Располагаемое тепло синтез-газа на входе в топливный реактор (включая тяжелые углеводороды), кВт	96160	96160	67380
Физическое тепло парового дутья на входе в паровой реактор, кВт	19015	19015	14486
Физическое тепло уходящих газов в химическом цикле (суммарное), кВт	45407	45407	32544
Общие потери от наружного охлаждения в химическом цикле, кВт	1463	1463	1069
Тепловая мощность по водороду (произведение расхода газа на теплоту сгорания), кВт	62450	62450	47568
Тепло, отводимое из воздушного реактора за счет его охлаждения, кВт	900	900	0
<i>Система охлаждения уходящих газов химического цикла (утилизируемое тепло)</i>			
Суммарное тепло в системе охлаждения уходящих газов химического цикла, утилизируемое в пароводяном тракте, кВт	35702	35702	25403
<i>Полигенерирующая система в целом</i>			
Располагаемое тепло с учетом тепла, вносимого отборным паром на дутье и сушку топлива, кВт	121324	128587	108892
Тепло, утилизируемое в пароводяном тракте котлов полигенерирующей системы (полезная тепловая мощность системы перед турбиной), кВт	37895	45690	48095
Тепло на собственные нужды, кВт	35373	35988	23853

Таблица 5. Показатели эффективности полигенерирующей системы

Показатель	Значение		
Эффективность, %:			
по водороду (по располагаемому теплу топлива)	75.93	70.25	57.81
электрическая	0	0.90	2.79
общая	75.93	71.15	60.60
Электрическая мощность, МВт:			
турбины	3.7	4.5	6.0
чистая	0	0.8	2.3

общая эффективность системы уменьшается до 59.64% вследствие снижения эффективности по водороду до 57.8%.

Так как целью работы являлась оценка технико-экономических показателей по наиболее сложной схеме работы полигенерирующей установки, то дальнейшие расчеты выполнялись для схемы с наибольшим производством водорода. В этой схеме появляется довольно сложный комбинированный теплообменник для подогрева воздуха, подаваемого в реактора с ЦКС системы газогенератора. Кроме того, схема, приведенная в [1], дополнена керамическим фильтром очистки генераторного газа. Так как в предлагаемой модели сопротивлением движения газов пренебрегали и не учитывали потоки золы в системе вследствие низкой зольности биомассы, это изменение не влияет на результаты расчетов.

Очистка от соединений серы может быть выполнена в отдельном аппарате или с помощью известняка, подаваемого в систему газогенератора. Поскольку содержание серы в биомассе менее 0.1%, возможно, что для очистки от ее соединений будет достаточно щелочных элементов, присутствующих в золе. Очевидно, что учет процесса очистки не может существенно сказаться на тепловом и материальном балансах системы, выполненных ранее, но будет принят во внимание при расчете капитальных и эксплуатационных затрат. Также придется учесть затраты на дополнительное сжатие CO₂ перед захоронением в вариантах с отрицательными выбросами CO₂. Технологическая схема предлагаемой полигенерирующей установки показана на рис. 1.

РАСЧЕТ ОСНОВНЫХ РАЗМЕРОВ
РЕАКТОРОВ ПОЛИГЕНЕРИРУЮЩЕЙ
СИСТЕМЫ И ИХ ЦИКЛОНОВ
С СИСТЕМАМИ ВОЗВРАТА ЧАСТИЦ
МАТЕРИАЛА В РЕАКТОР С ЦКС

Расчет реакторов выполняли на базе разработок Всероссийского теплотехнического института применительно к топочному контуру котлов с циркулирующим кипящим слоем [8]. Показатели

псевдоожижения (скорость минимального псевдоожижения и скорость витания) рассчитывали по известным эмпирическим зависимостям, приведенным в [9, 10]. Особенности работы систем со связанными между собой реакторами учитывались в соответствии с результатами исследований [11, 12].

Главной задачей при расчете реакторов с ЦКС являлось достижение расходов циркулирующего материала, требуемых для поддержания температур в реакторах. Исходя из этого, выбирали высоту реакторов и скорости газов в них. Коэффициенты полезного действия улавливания частиц в верхней части реакторов условно принимались одинаковыми и равными 60%. Это означает, что в циклон поступает всего 40% материалов из верхней части реакторов, т.е. образуется запас расходуемого циркулирующего материала. На выбор высоты реакторов влияли габариты системы возврата материала (габаритные размеры циклонов, опускных стояков и затворов для псевдоожиженных материалов).

В расчетах принимали средний по поверхности диаметр частиц 0.15 мм, истинную плотность 2500 кг/м³, плотность газов и их динамический коэффициент вязкости по давлению (2.0 МПа) и температуре в реакторах (см. табл. 2).

Для газогенератора расчет выполняли по скорости минимального ожижения. Скорость минимального псевдоожижения вычисляли отдельно по параметрам пара (нижняя часть реактора) и параметрам генераторного газа (верхняя часть реактора). Размер аппарата определяли по скорости не более 10–12 скоростей минимального ожижения.

При перепаде давлений в реакторе 10 кПа высота слоя составляет около 0.7 м, порозность неподвижного слоя – 0.4, высота набухания – 1.22 м. Высоту нижней части реактора принимали равной 2.0 м. Для оценки высоты верхней части газогенератора определяли критическую высоту сепарационного пространства по зависимостям, приведенным в [13].

Значения критериев вычисляли с учетом скорости пара в нижней части реактора и скорости генераторного газа в его верхней части. Критиче-

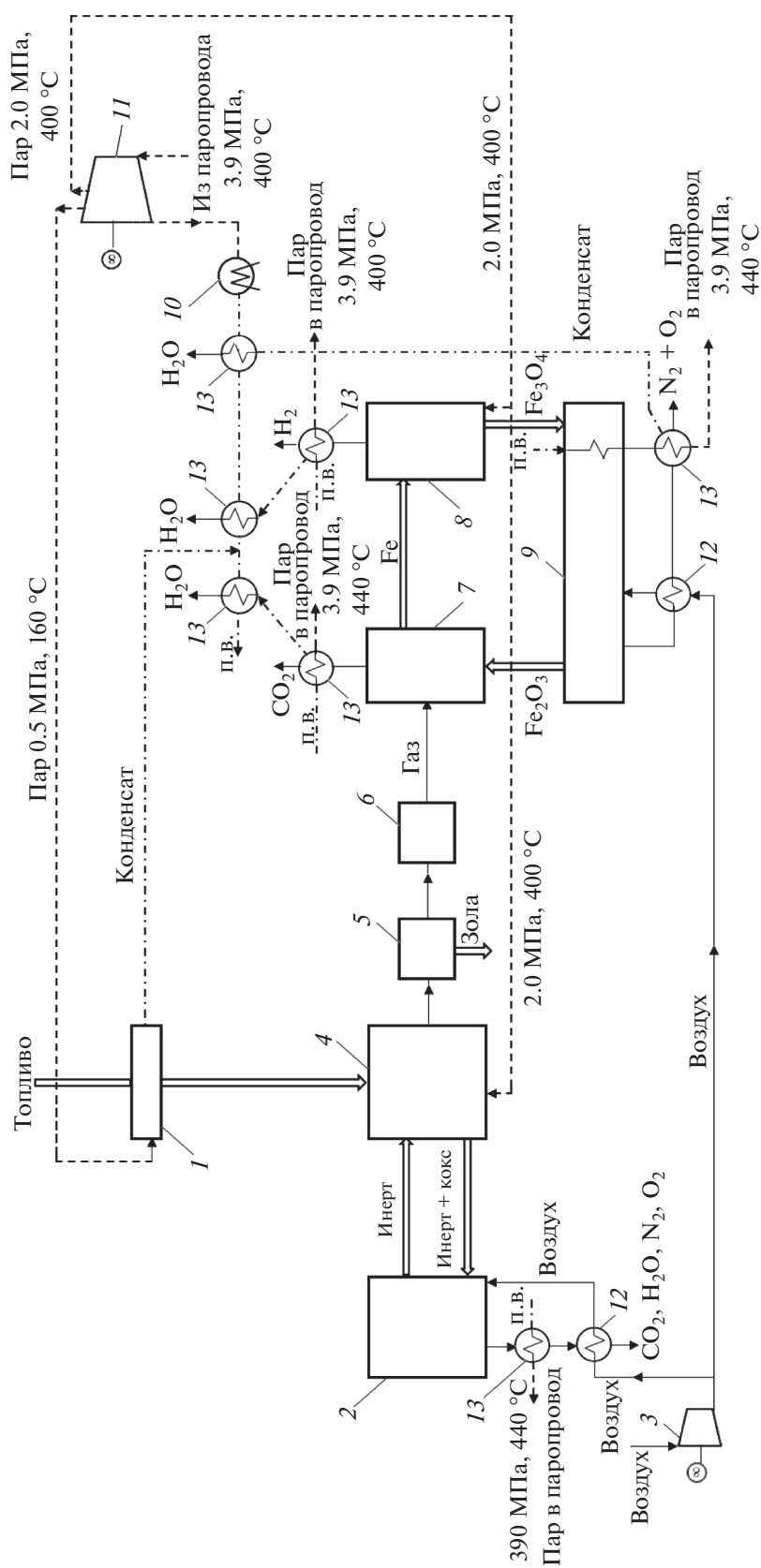


Рис. 1. Принципиальная схема установки с высокотемпературным воздухоподогревателем. 1 – сушилка шепы; 2 – реактор с ЦКС системы газогенератора; 3 – компрессор; 4 – газогенератор; 5 – керамический фильтр; 6 – очистка от серы; 7 – топливный реактор; 8 – паровой реактор; 9 – воздушный реактор; 10 – конденсатор; 11 – паровая турбина; 12 – воздухоподогреватель; 13 – теплообменники-утилизаторы; в.в. – питательная вода

Таблица 6. Результаты расчетов реакторов газогенератора

Показатель	Реактор с ЦКС	Газогенератор с КС
Расход, кг/с:		
воздуха	8.3	—
пара	—	3.834
газов	9.6	8.349
Динамический коэффициент вязкости, (кг · с)/м ² :		
в реакторе	4.931×10^{-5}	—
в газогенераторе (пара/газа)	—	$3.69 \times 10^{-5}/4.49 \times 10^{-5}$
Перепад давлений по высоте, кПа	20	10
Скорость, м/с:		
витания частиц в реакторе	0.4	—
минимального ожигения	—	0.015/0.009
в газогенераторе (низ/верх)		
Скорость м/с:		
в реакторе	1.5	—
в газогенераторе (низ/верх)	—	0.15/0.12
Площадь сечения, м ² :		
реактора	1.1	—
газогенератора (низ/верх)	—	3.94/9.78
Диаметр, м:		
реактора	1.2	—
газогенератора (низ/верх)	—	2.24/3.53
Высота от решетки, м:		
реактора	7.0	—
газогенератора:		
низ/переход от низа к верху/верх	—	2.0/1.0/4.5
Средняя плотность смеси в надслоевом пространстве реактора, кг/м ³	540.6	Менее 0.1
Концентрация частиц в верхней части реактора, кг/м ³	309.9	Менее 0.05
Подъемный поток материала, кг/с	268.8	Менее 0.3
КПД улавливания частиц в циклоне, %	99.9	90.0
Поток циркулирующего материала, кг/с	107.4	Менее 0.3

ская высота по пару составила 7.55 м, по генераторному газу — 5.4 м. С некоторым запасом общую высоту принимали равной 7.5 м. В табл. 6 приведены результаты расчета реакторов с ЦКС и КС (здесь КС — кипящий слой). Габариты газификатора оказались много больше, чем реактора с ЦКС. Результаты расчетов свидетельствуют о достижении заданных параметров по расходу циркулирующих частиц при заданном перепаде давлений. Если исходить из перепадов давлений в реакторах и их габаритов, то в них содержится около 5 т песка.

В табл. 7 приведены результаты расчетов реакторов химических циклов при среднем по поверхности диаметре частиц 0.15 мм, истинной плотности оксидов железа 4287 кг/м³ в топливном реакторе и 4255 кг/м³ в воздушном и паро-

вом (SR) реакторах, плотности газов (водорода, пара, воздуха, CO₂) и их динамических коэффициентах вязкости по давлению (2.0 МПа) и температуре в реакторах (согласно табл. 1).

В паровом реакторе скорость газов увеличивается по высоте, так как при реакции в основном слое происходит образование водорода. С учетом температур и расходов сред в реакторах наименьшие размеры имеет воздушный реактор. В этом реакторе отводится тепло (0.9 МВт), поэтому он выполнен в виде газоплотных экранов. Его нижняя часть футерована на высоту до 2.5 м от воздухораспределительной решетки, а верхняя обеспечивает заданный теплосъем. Результаты расчетов свидетельствуют о достижении требуемого расхода циркулирующих частиц, который может быть увеличен при росте перепада давлений (уровне за-

Таблица 7. Результаты расчетов реакторов химических циклов

Показатель	Реактор		
	FR	SR	AR
Температура в реакторе с ЦКС, °С	699	823	967
Расход, кг/с			
перегретого пара	—	5.86	—
газов	8.35	—	—
воздуха	—	—	2.4
Выход водорода, кг/с	—	0.52	—
Перепад давлений по высоте реактора, кПа	10.0	10.0	25.0
Скорость витания частиц, м/с:			
нижняя часть	0.72	0.74	0.67
верхняя часть	0.72	1.72	0.67
Скорость газов в реакторе, м/с:			
нижняя часть	1.44	1.47	1.32
верхняя часть	1.44	3.44	1.32
Площадь сечения реактора, м ² :			
нижняя часть	1.3	0.65	0.34
верхняя часть	1.3	0.34	0.34
Диаметр реактора, м:			
нижняя часть	1.28	0.91	0.66
верхняя часть	1.28	0.91	0.66
Высота реактора, м	8.0	6.0	6.0
Подъемный поток материала, кг/с	105.2	101.6	100.5
КПД улавливания частиц в циклоне, %	99.9	99.9	99.9
Поток циркулирующего материала, кг/с	42.1	40.6	40.1

грузки или массы материала в реакторах). Расчетный унос оксидов металлов составляет 144 кг/ч. В соответствии с перепадами давлений в реакторах и их габаритами в них содержится не более 10 т оксидов металлов.

Расчет циклонов и систем возврата выполняли на базе результатов исследований и методических положений, изложенных в [14, 15]. Учитывая небольшие размеры циклонов и высокую запыленность [12], можно обеспечить общий КПД улавливания на уровне 99.9%. В системе возврата частиц в реактор с ЦКС предусмотрены пневматические клапаны, с помощью которых обеспечивается регулирование расхода в двух направлениях: из циклона с ЦКС в газогенератор и от циклона с ЦКС в реактор с ЦКС. В этих клапанах частицы ожижаются сжатым воздухом. Возврат частиц, уловленных в газогенераторе, происходит только в газогенератор при ожижении частиц в клапанах паром.

Для циклонов реакторов с химическими циклами также предусматривается возможность возврата как в соседний по ходу частиц реактор, так

и в свой реактор, агентом для ожижения служит пар или воздух. Известно, что для организации движения в пневматических клапанах вполне достаточно подавать агент со скоростью равной двум—четырем скоростям минимального псевдоожижения. При небольших размерах стояков и клапанов этими расходами в общем балансе (примерно 0.01%) вполне можно пренебречь.

Небольшие высоты реактора и газогенератора накладывают определенные ограничения на размеры циклонов и системы возврата частиц. Учитывая большой диаметр газогенератора, для оптимальной компоновки выгоднее использовать два циклона реактора с ЦКС. Так как расходы газов после реактора с ЦКС примерно в 2 раза выше, для газогенератора достаточно одного циклона. Принцип расчета циклонов реакторов с химическими циклами оставался тем же, при этом учитывалось, что частицы имеют большую плотность. Необходимо было выполнить циклоны так, чтобы высота их и системы возврата с линией отвода из пневмозатвора в реактор были меньше высоты от распределительной решетки реактора до входного патрубка циклона.

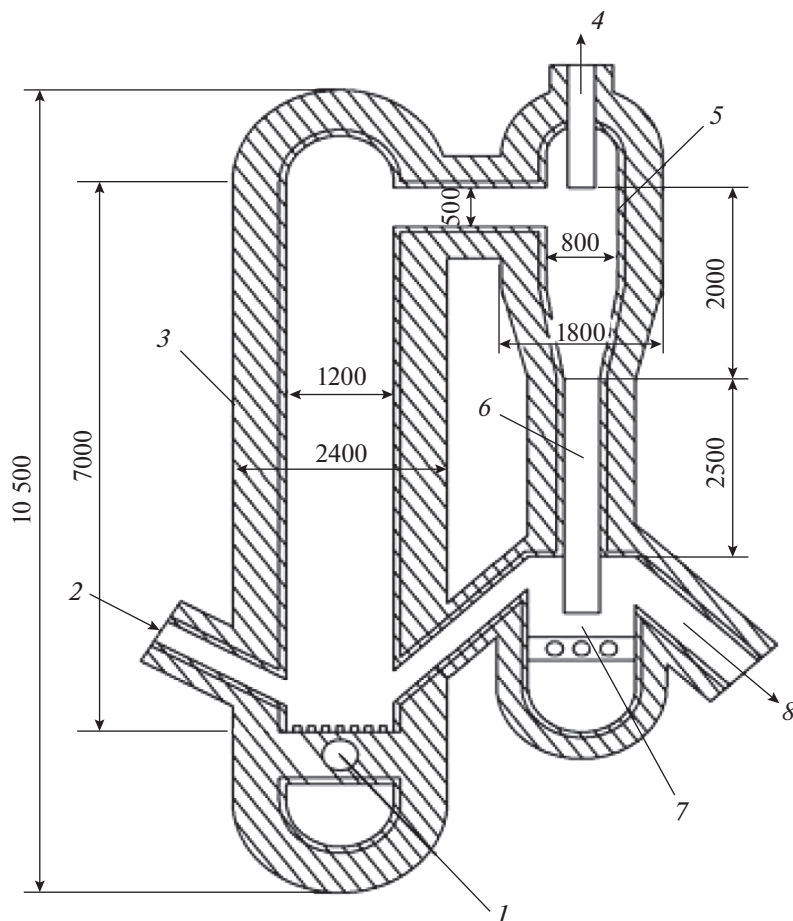


Рис. 2. Эскиз реактора с ЦКС системы газификатора.

1 – патрубок подачи воздуха; 2 – подвод твердых частиц из газификатора; 3 – реактор с ЦКС; 4 – отвод газов на утилизацию тепла; 5 – циклон; 6 – опускной стояк; 7 – пневмозатвор; 8 – отвод частиц к газогенератору

При определении габаритов реакторов следует учитывать толщину стенок, футеровки и изоляции. Толщину стенок оценивали, проводя упрощенные прочностные расчеты цилиндрических обечаек при работе под давлением 2 МПа и температуре не выше 700°C. Наибольшая толщина стенки (120 мм) относится к верхней части газификатора, наименьшая (30–40 мм) – к реактору с ЦКС и циклонам. Толщину футеровки выбирали с некоторым запасом для обеспечения заданной температуры: наибольшая толщина обмуровки у реактора с ЦКС (0.1 м), наименьшая – у топливного реактора (0.04 м). Толщина изоляции, соответственно, выше у реакторов большого диаметра, минимальная – у стояков систем возврата.

На рис. 2 для примера приведены внутренние и наружные размеры реактора с ЦКС. Расположение циклона показано условно в одной плоскости, так же как и патрубков отвода и подвода частиц.

Наиболее сложно скомпоновать аппараты системы газификации, которые включают в себя еще и бункеры подачи топлива и песка. Вариант такой компоновки представлен на рис. 3. Два

циклона реактора с ЦКС располагаются сбоку от самого реактора со смещением в сторону газификатора. На рис. 4 показана примерная компоновка реакторов химических циклов.

Очевидно, что оценки габаритов и компоновочные решения могут быть оптимизированы. В данной работе важно было оценить их таким образом, чтобы не занижить в последующих расчетах их металлоемкость и стоимость.

МЕТОДИКА ОПРЕДЕЛЕНИЯ КАПИТАЛЬНЫХ И ЭКСПЛУАТАЦИОННЫХ ЗАТРАТ И ПРИВЕДЕННОЙ СТОИМОСТИ ПРОДУКТА (ВОДОРОДА) ЗА ЖИЗНЕННЫЙ ЦИКЛ ПОЛИГЕНЕРИРУЮЩЕЙ СИСТЕМЫ

Новая полигенерирующая система, предназначенная для получения водорода из продуктов аллотермической газификации биомассы, не имеет полных аналогов. Соответственно, не существуют стандартные реакторы и весь комплекс оборудования, поэтому невозможно определить стоимость компонентов, опираясь только на дан-

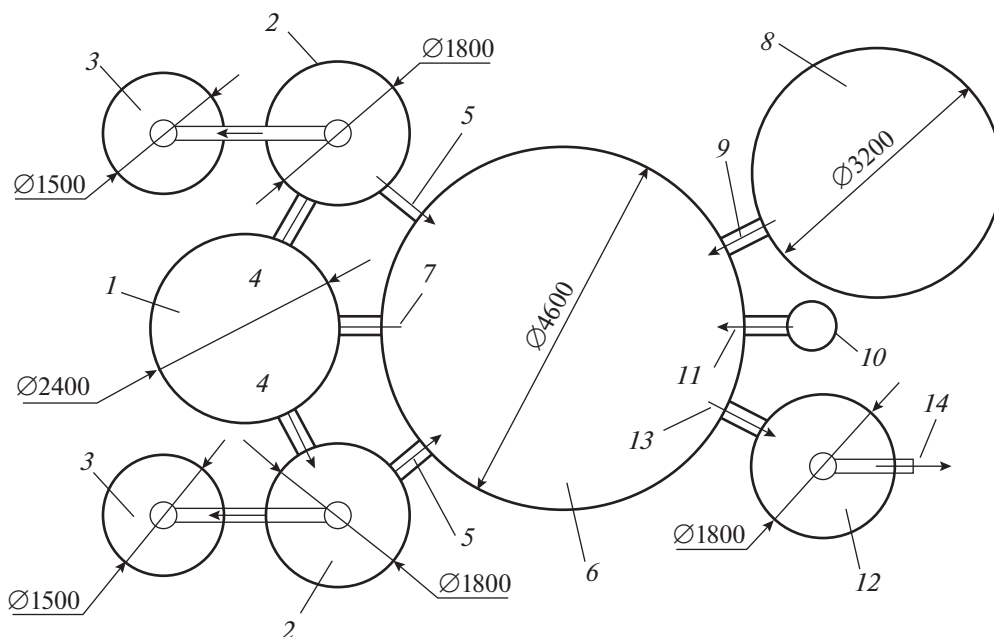


Рис. 3. Компоновка установки газификации (вид сверху).

1 – реактор с ЦКС; 2 – циклоны реактора с ЦКС; 3 – теплообменники утилизации тепла реактора с ЦКС; 4 – отвод газов и частиц из реактора с ЦКС к циклонам; 5 – отвод циркулирующих частиц от циклона реактора с ЦКС к газогенератору; 6 – газогенератор (размер по верхней части); 7 – подвод циркулирующих частиц от газогенератора в реактор с ЦКС; 8, 10 – бункеры подсушенной щепы и песка; 9 – подвод топлива в газогенератор; 11 – подвод песка в газогенератор; 12 – циклон газогенератора; 13 – подвод газов к циклону газогенератора; 14 – отвод генераторного газа к керамическому фильтру

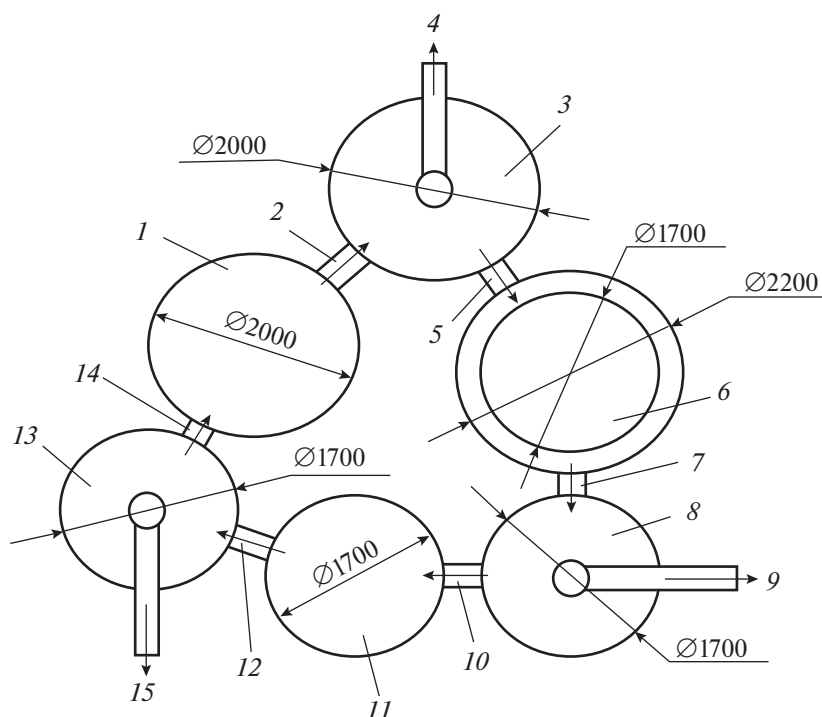


Рис. 4. Компоновка установки реакторов химических циклов.

1 – топливный реактор; 2 – отвод газов и частиц к циклону топливного реактора; 3 – циклон топливного реактора; 4 – отвод газов из циклона топливного реактора; 5 – отвод циркулирующего материала из топливного реактора в паровой реактор; 6 – паровой реактор; 7 – отвод газов и частиц к циклону парового реактора; 8 – циклон парового реактора; 9 – отвод газов из циклона парового реактора (водород); 10 – отвод циркулирующего материала от парового реактора к воздушному реактору; 11 – воздушный реактор; 12 – отвод газов и частиц к циклону воздушного реактора; 13 – циклон воздушного реактора; 14 – отвод циркулирующих частиц из воздушного реактора к топливному реактору; 15 – отвод газов из циклона воздушного реактора

ные поставщиков. Вместе с тем, для проведения хотя бы грубой оценки технико-экономических показателей необходимо иметь представление о капитальных и эксплуатационных затратах.

Капитальные затраты

Оценку капитальных затрат проводили методом прямого расчета и сопоставления с известными аналогами. Методические подходы, изложенные в [15, 16], связаны с определением металлоемкости котлов при сжигании топлив различных видов в котлах с ЦКС и пылеугольных котлах. Эти данные хорошо апробированы и нашли подтверждение в [17–19]. В данном случае каждый реактор полигенирирующей системы представляет собой аппарат с кипящим или циркулирующим кипящим слоем. Этот подход использован и при анализе показателей установки получения водорода при сжигании биомассы в котле с ЦКС паротурбинного цикла с подачей выработанной электроэнергии на электролизер [20].

По аналогии со стоимостью котла с ЦКС, стоимость реакторов рассчитывали исходя из металлоемкости частей под давлением (с учетом увеличения их массы в 1.5 раза по сравнению с расчетной массой) и без давления (с учетом увеличения стоимости изделия в 2 раза при наличии футеровки). Во всех случаях принимали, что реакторы, их компоненты, газоходы, теплообменники выполнены из жаропрочной стали. Цена такой стали составляет 300–700 руб/кг, поэтому было принято среднее значение 500 руб/кг. Масса металлоконструкций примерно равна массе реакторов. Средняя цена металла для металлоконструкций составляет 90.0 тыс. руб/т (согласно усредненным рыночным ценам на конец 2023 г.). Стоимость футеровки в изделии принята с запасом – 1 млн руб/т.

Для системы химических циклов с получением водорода при использовании оксидов железа имеются аналоги [5, 6], причем в [5] приведены капитальные и эксплуатационные затраты. В этой работе водород производится из природного газа (расход газа 7.64 кг/с, тепловая мощность 347 МВт). Тепловая мощность по водороду равна 246.5 МВт, отпуск водорода составляет 55.06 млн кг/год (при продолжительности работы установки на номинальной мощности около 7400 ч/год). Температуры в реакторах близки к рассчитанным для предлагаемой установки, давление в них составляет 2.2–2.0 МПа. В качестве материала используется смесь Fe_2O_3 и MgAl_2O_4 . Несмотря на отличия этой установки [5] от предлагаемой, некоторые показатели по стоимости и эксплуатационным затратам в части реакторов химических циклов могут быть использованы.

Оценку затрат на оборудование проводили по аналогам с учетом изменения тепловой мощно-

сти. Ближайшим аналогом паровой турбины служит турбина Калужского турбинного завода (КТЗ) П-6-3.4/1.0. Номинальный расход пара этой турбины равен 47.6 т/ч при давлении 3.4 МПа и температуре 435°C, производственный отбор пара 20 т/ч при давлении 1 МПа и температуре 304°C. В предлагаемой установке расход и температура пара примерно такие же, отбор пара происходит с давлением 2 МПа и расходом 34.88 т/ч. Очевидно, что турбина в предлагаемой установке будет несколько другой, главное – существенно уменьшится электрическая мощность (примерно в 1.7–2.0 раза). По-видимому, придется применить новый турбогенератор электрической мощностью 3.7 МВт для обеспечения расчетного производства электроэнергии. Вместе с тем, допустимо оценить стоимость турбины с оборудованием по максимуму.

Исходя из металлоемкости турбины-аналога с некоторым запасом стоимостью новой турбины составит около 260 млн руб. Пропорционально этому и стоимость оборудования будет равна примерно 52 млн руб. Анализ коммерческих предложений по турбинам большей мощности показывает, что удельные капитальные затраты на турбину с конденсатором и вспомогательным оборудованием составляют 250–350 дол/кВт, в предлагаемой установке – около 340 дол/кВт при курсе доллара на конец 2023 г. 91 руб/дол.

Мощность воздушного компрессора близка к мощности привода 2.7 МВт стандартного центробежного компрессора (2.7 МВт) стоимостью около 100 млн руб. Аналоги керамическому фильтру очистки генераторного газа от частиц в России отсутствуют. Можно грубо оценить затраты по массе фильтрующих элементов и их стоимости по данным зарубежных источников. В этом случае капитальные затраты составят около 2 млн дол., или 182 млн руб. Оборудования для высокотемпературной очистки от кислых газов в России также нет, ее можно провести, например, с помощью твердых магнийсодержащих сорбентов при капитальных затратах 100 млн руб.

Аналогами фильтра очистки дымовых газов после реактора с ЦКС служили рукавные фильтры производства “Кондор Эко – СФ НИИОГАЗ”. С учетом повышения стоимости фильтров при работе под давлением и их количества на различных потоках газов (CO_2 , H_2) суммарные капитальные затраты составят 205 млн руб.

Расчет стоимости паровой панельной сушилки проводили, исходя из ее показателей (номинальный расход щепы 28.75 т/ч со снижением влажности от 40 до 8%). Было принято увеличение производительности с коэффициентом запаса 1.5. Ближайший аналог – панельная сушилка ППС 4000/8000 производительностью 40 т/ч. Она представляет собой барабан диаметром 4 м и длиной 8 м стоимостью около 80 млн руб.

Парогенераторы системы химических циклов аналогичны тем, что использовались в [6]. Поэтому при оценке их стоимости проводился пересчет капитальных затрат на эти элементы с учетом разницы в расходах получаемого продукта (водорода). Соотношение расходов водорода составляет 1 к 4. Это значит, что затраты на теплообменники не превысят $16.8/4 = 4.2$ млн дол. (382 млн руб.).

Стоимость отдельного теплообменника (парогенератора-воздухоподогревателя) в системе связанных реакторов производства генераторного газа рассчитывается по приведенной ранее методике с учетом его металлоемкости.

Если систему получения водорода рассматривать как систему с отрицательными выбросами, то на потоке дымовых газов от реактора с ЦКС газогенератора необходимо разместить установку улавливания CO_2 , например с помощью абсорбции метаноламинами, с последующим его сжатием до давления примерно 10 МПа. Капитальные затраты оценены по хорошо известным данным на уровне не более 50 дол./т CO_2 . При суммарном количестве уловленного CO_2 от реактора с ЦКС газогенератора (примерно 1/3 всего расхода CO_2 установки, остальное количество уже готово к захоронению) примерно 70 тыс. т за весь срок службы капитальные затраты составят около 3.3 млн дол. (303 млн руб.). На сжатие потоков CO_2 и H_2 (при необходимости) может потребоваться еще 200 млн руб. Таким образом, капитальные затраты на улавливание и компрессию CO_2 и H_2 для достижения отрицательных выбросов составят около 0.5 млрд руб.

Затраты на монтажные и пусконаладочные работы, инжиниринг и строительство

Традиционно капитальные затраты на главный корпус ТЭС распределяются следующим образом: оборудование 70–75%, строительно-монтажные работы 25–30%. В предлагаемой системе строительно-монтажные работы могут быть еще больше – 35%, как это следует из данных о ближайшем аналоге [5, 6]. Затраты на АСУ ТП составляют 7–10% затрат на оборудование (принято 10%), на разработку проекта – примерно 10%, так же как и на пусконаладочные работы. От суммы затрат обычно берется коэффициент запаса на непредвиденные расходы, который иногда называется “прочие расходы”. Он, как правило, составляет 10–20% (максимальное значение принято в [5]). В данном случае он должен быть максимальным – 20% всех капитальных затрат.

Таким образом, суммарные капитальные затраты практически в 2 раза превышают затраты на оборудование. Это подтверждается данными из статьи [5], в которой капитальные затраты на оборудование составляют 76.32 млн дол., а суммарные капитальные затраты – 146.62 млн дол.

Эксплуатационные затраты

Методика определения эксплуатационных затрат заключается в расчете фактической мощности электродвигателей. Для оценки использовали номинальную мощность крупных двигателей: двигателя воздушного компрессора номинальной мощностью 2.7 МВт и двигателя привода сушилки мощностью около 0.5 МВт. Так как установка работает под давлением, дымососы и вспомогательные вентиляторы не требуются.

Остальные двигатели – это насосы водяного тракта среднего давления, конденсатные насосы, насосы химической водоподготовки, двигатели транспортеров топлива и приводы арматуры, включая предохранительный запорный клапан (ПЗК). Если исходить из результатов обоснований инвестиций в энергоблоки с котлами с ЦКС, то их мощность не превышает 0.2 МВт. В итоге практически вся выработанная электроэнергия расходуется на собственные нужды. В [5] отпуск электроэнергии составляет всего 10% произведенной, причем в схеме отсутствует газогенератор.

При отрицательных выбросах диоксида углерода затраты электроэнергии и тепла на очистку и сжатие 1/3 CO_2 эквивалентны потере примерно 2% электрического КПД (треть от стандартных 6%), что довольно много – на уровне 0.75 МВт.

Затраты на топливо рассчитывают, исходя из расхода щепы. Стоимость щепы с доставкой при больших объемах поставки составляет 100–500 руб./м³ (плотный). При плотности щепы 300 кг/м³ ее стоимость принимается равной 1000 руб./т. При расходе щепы 28.25 т/ч ее годовой расход равняется 201.25 тыс. т, а затраты на топливо – 201.25 млн руб./год.

Затраты на оксиды металлов определяются не только первоначальной загрузкой их в реакторы, но и потерей в процессе работы. При известных КПД улавливания и расходе циркулирующего материала унос составляет около 144 кг/ч. Кроме того, придется сделать 15 полных замен материала за срок эксплуатации установки. Средний расход оксидов металлов составит около 2000 т/год, стоимость их принята 1000 дол./т. В результате затраты на оксиды металлов составят 182 млн руб./год. Таким же образом определяются и затраты на песок в системе газогенератора. Затраты на охлаждающую воду при максимальном расходе 1000 т/ч и тарифе 8.62 руб./м³ будут равны 8.62 тыс. руб./ч (60.34 млн руб./год). На водоотведение и питьевую воду может быть затрачено примерно 40 млн руб./год. Итого, суммарные затраты приблизятся к 100 млн руб./год. Следует отметить, что в [5] затраты на воду являются второй статьей переменных расходов.

Условно-постоянные расходы для ТЭС часто принимают в размере 40% переменных. В рас-

Таблица 8. Затраты на оборудование

Элемент схемы	Метод оценки	Стоимость, млн руб.
Паровая турбина	Аналог – турбины КТЗ	260.0
Компрессор	Аналог – компрессор Челябинского завода и данные [5]	100.0
Градирия	По данным [5]	72.8
Парогенераторы химических циклов	По данным [5]	382.0
Сушилка панельная	Аналог – сушилки Сызранского завода	80.0
Фильтр керамический	По зарубежным данным (ориентировочно)	182.0
Рукавные фильтры	Аналог – рукавные фильтры “Кондор-ЭКО”	205.0
Водоснабжение и химводоочистка	По аналогии с затратами на ТЭЦ	5.6
Оборудование турбины, подогреватели	То же	50.0

смаатриваемом случае они могут доходить до 50%. По данным [5], в пересчете на тепловую мощность они составляют 121 млн руб/год, по принятой доле – около 180 млн руб/год.

Расчет приведенной стоимости продукта (водорода) за жизненный цикл полигенерирующей системы

Очевидно, что проекты, связанные с получением продуктов без углеродного следа, не окупаются, тем более в условиях России, где налоги на выбросы CO₂ отсутствуют. Поэтому расчеты чистого дисконтированного дохода и срока окупаемости не имеют смысла. Важно определить приведенную стоимость продукта за жизненный цикл установки и сравнить ее с таковой известных аналогов по стоимости водорода. Именно такой подход принят в некоторых зарубежных исследованиях [6, 21, 22].

Приведенная стоимость производства продукта (электроэнергии или водорода) является результатом деления суммарных затрат (капитальных, топливных, эксплуатационных, например оплаты труда, ремонтов и т.д.) по каждому году с учетом переменной ставки дисконтирования на суммарный произведенный продукт. Для упрощения ставка дисконтирования принимается равной 5% и одинаковой по годам, она важна только для эксплуатационных расходов и расходов на топливо.

Жизненный цикл устанавливается 30 лет без учета строительства (3 года). Принимается, что установка работает с относительно высоким уровнем номинальной мощности (7000 ч/год). Однако в первые 3 года эксплуатации, когда происходит освоение нового оборудования, число часов использования увеличивается от 3000 в пер-

вый год до 6000 в третий год. Для упрощения можно считать, что в этот период среднее число часов работы на номинальной мощности составляет 4000 ч/год. При этом только годовые эксплуатационные затраты на топливо и воду пропорциональны числу часов работы, а остальные операционные расходы такие же, как при числе часов работы 7000 ч/год.

РЕЗУЛЬТАТЫ РАСЧЕТОВ КАПИТАЛЬНЫХ И ЭКСПЛУАТАЦИОННЫХ ЗАТРАТ И ПРИВЕДЕННОЙ СТОИМОСТИ ПРОИЗВОДСТВА ВОДОРОДА ЗА ЖИЗНЕННЫЙ ЦИКЛ ПРЕДЛАГАЕМОЙ УСТАНОВКИ

Суммарные капитальные затраты на систему газогенераторов с бункерами, газоходами и теплообменниками составили 583.87 млн руб. (6.42 млн дол.). Больше половины из них приходится на газогенератор. Удельные капитальные затраты на это оборудование равны примерно 78 тыс. дол./МВт тепловой мощности.

Суммарные капитальные затраты на систему химических циклов составили 119.09 млн руб. (1.31 млн дол.). Можно также воспользоваться данными статьи [5], в которой суммарные затраты равны 4.03 млн дол. На этой установке производится в 3.95 раза больше водорода. Если принять этот коэффициент, то стоимость предлагаемой системы будет 1.02 млн дол. Это подтверждает правильность расчетов капитальных затрат исходя из металлоемкости и стоимости системы в изделии.

В табл. 8 приведены данные о затратах на оборудование.

Суммарные затраты на оборудование составили 1337.4 млн руб. Они довольно велики, это обусловлено как вновь проектируемым оборудова-

нием, так и более высокой стоимостью аналогов. Общие капитальные затраты на оборудование равны 2110.36 млн руб. В соответствии с разработанной методикой определяли затраты на АСУ ТП, строительно-монтажные, проектные и пусконаладочные работы, а также непредвиденные (прочие) расходы, которые приведены далее, млн руб.:

Реакторы газогенератора	583.87
Реакторы системы химических циклов	119.09
Склад топлива, горелки, ПКН, арматура	70.0
Основное оборудование тепловой схемы	1337.4
АСУ ТП всех систем	204.0
Работы:	
строительно-монтажные	714.35
проектные	204.0
пусконаладочные	204.0
Прочие (непредвиденные) расходы	408.1
Суммарные капитальные затраты на установку	3844.71
Ориентировочные капитальные затраты на установку с полным улавливанием CO ₂ ...	4250.0

Основная доля переменных эксплуатационных затрат приходится на топливо. Эти затраты рассчитывают исходя из жизненного цикла 30 лет и времени работы на номинальной мощности 7000 ч, причем в первые три года — по 4000 ч. Считается, что только годовые эксплуатационные затраты на топливо и воду пропорциональны числу часов использования, а остальные операционные расходы такие же, как при 7000 ч. Постоянные эксплуатационные затраты не меняются. Далее приведены составляющие эксплуатационных затрат, условно отнесенных к работе на номинальной мощности в течение 7000 ч, млн руб/год:

Затраты на:	
топливо	201.25
оксиды металлов	182.0
песок	4.06
воду	100.0
Условно-постоянные затраты	179.11
Суммарные затраты	666.42

В соответствии с методикой оценки приведенной стоимости водорода необходимо учесть изменение эксплуатационных затрат за 30 лет жизненного цикла установки при коэффициенте инфляции 5%/год. За время строительства принято увеличение капитальных затрат на 15%.

Расход водорода равен 1873.51 кг/ч. При принятых условиях работы установки общий расход водорода составляет 381.9 млн кг за весь жизненный

цикл. Капитальные затраты с учетом инфляции — 4161.9 млн руб. (45.72 млн дол.), эксплуатационные расходы — 46158.76 млн руб. (507.24 млн дол.). Чтобы определить приведенную стоимость водорода за жизненный цикл установки, суммарные затраты делят на расход водорода. Получают, что стоимость водорода равна 131.76 руб/кг (1.45 дол/кг).

Согласно разным источникам, затраты на производство водорода следующие, дол/кг: риформинг и газификация биомассы 3.0 [23], ядерные реакторы с электролизерами 7.4 [24], фотоэлектрические установки 11.4–9.2 [25]. Исследования [5] показали, что технология химических циклов имеет значительный потенциал для коммерческого использования. В этой работе стоимость водорода без улавливания CO₂ составляет 1.404 дол/кг, что на 20% ниже, чем с его улавливанием. Это связано с большими капитальными затратами на сжатие CO₂. Стоимость производства водорода с улавливанием CO₂ составляет 1.679 дол/кг, что значительно меньше по сравнению с широко распространенной в мире технологией парового риформинга природного газа с улавливанием CO₂ (около 2.39 дол/кг).

При использовании биомассы, т.е. при отсутствии выбросов CO₂, стоимость производства водорода составляет 1.45 дол/кг. Около 2/3 количества CO₂ уже готово к захоронению, поэтому остается удалить CO₂ только из потока дымовых газов от реактора с ЦКС системы газогенератора. Если рассматривать аналогию с данными [5] с учетом отношения расхода CO₂, то увеличение приведенной стоимости водорода составит не более 0.1 дол. Можно выполнить оценку стоимости водорода по изменению капитальных затрат, которые увеличиваются на 0.5 млрд руб. (примерно 12% суммарных капитальных затрат). Если и эксплуатационные затраты вырастут пропорционально капитальным, то приведенная стоимость водорода составит 1.62 дол/кг.

Оценивая капитальные затраты в данной работе и в [5], можно заключить, что они различаются примерно в 3 раза при соотношении в производительности по водороду 4.2. Это вполне объяснимо, так как в [5] используется природный газ, а в настоящей работе установка снабжена газогенератором, сушкой топлива, складом и фильтром очистки генераторного газа. Затраты на эту систему составляют примерно половину всех затрат. Вместе с тем, эксплуатационные расходы в [5] выше в 4 раза, что связано со стоимостью природного газа. Такие сравнительные оценки носят весьма приблизительный характер с учетом изменения курса доллара к рублю.

Таким образом, можно заключить, что предложенная схема получения водорода в химических циклах с оксидами железа с использованием газогенератора со связанными между собой

реакторами вполне жизнеспособна. Она может быть усовершенствована путем установки газовой турбины на потоке газа из реактора с ЦКС, что позволит дополнительно использовать сбросное тепло.

ВЫВОДЫ

1. При использовании смеси биотоплива и продуктов углеобогащения в установке получения водорода с организацией аллотермической газификации биомассы и химических циклов с оксидами железа можно обеспечить довольно высокую общую производительность системы (водород + электроэнергия) без существенного увеличения расхода биомассы. В этом случае снижаются расход водорода и эффективность по водороду, но повышается эффективность по электроэнергии.

2. Расчетные оценки показателей реакторов и их габаритов свидетельствуют о достижении заданных параметров по расходу циркулирующих частиц при требуемом перепаде давлений. Расход циркулирующих частиц может быть увеличен при росте перепада давлений (уровне загрузки или массы материала в реакторах).

3. При использовании биомассы, т.е. при отсутствии выбросов CO_2 , приведенная к жизненному циклу установки стоимость водорода составляет 1.45 дол./кг. Около 2/3 количества CO_2 уже готово к захоронению, поэтому остается удалить CO_2 только из потока дымовых газов от реактора с ЦКС газогенератора. Такая стоимость соответствует зарубежным данным по подобным установкам на природном газе и является более низкой по сравнению с технологией парового риформинга природного газа с улавливанием CO_2 (около 2.39 дол./кг). Поэтому предложенную схему получения водорода в химических циклах с оксидами железа с использованием газогенератора со связанными между собой реакторами можно считать вполне жизнеспособной.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Литун Д.С., Рябов Г.А. Расчетное обоснование системы получения водорода из биомассы с использованием газификации в химических циклах // Теплоэнергетика. 2024. № 2. С. 90–105. <https://doi.org/10.56304/S004036362402005X>
2. Chemical looping gasification in a 2–4 MWth dual fluidized bed gasifier / S. Pissot, T.B. Vilches, J. Maric, M. Seemann // Proc. of the 23rd Intern. Conf. on Fluidized Bed Conversion FBC-23. Korea, Seoul, May 2018. P. 956–966.
3. Performance of two iron-based syngas-fueled chemical looping systems for hydrogen and/or electricity generation combined with carbon capture / D. Cebrucean, V. Cebrucean, I. Ionel, H. Spliethoff // Clean Technol. Environ. Policy. 2017. V. 19. No. 2. P. 451–470. <https://doi.org/10.1007/s10098-016-1231-y>
4. Small scale hydrogen production from metal-metal oxide redox cycles / D. Yamaguchi, L. Tang, N. Burke, K. Chian, L. Rye, T. Hadley, S. Lim // Hydrogen Energy / Ed. by D. Minic. IntechOpen, 2012. Chapter 2. P. 31–54. <https://doi.org/10.5772/50030>
5. Khan M.N., Shamim T. Techno-economic assessment of a plant based on a three reactor chemical looping reforming system // Int. J. Hydrogen Energy. 2016. V. 41. No. 48. P. 22677–22688. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2016.09.016>
6. Three-reactors chemical looping process for hydrogen production / P. Chiesa, G. Lozza, A. Malandrino, M. Romano, V. Piccolo // Int. J. Hydrogen Energy. 2008. V. 33. 9. P. 2233–2245. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2008.02.032>
7. Kern S., Pfeifer C., Hofbauer H. Co-gasification of wood and hard coal in a dual fluidized bed steam gasifier: process efficiency vs. gasification temperature // Proc. of the 21st Intern. Conf. on FBC. Naples, Italy, 3–6 June 2012.
8. Рябов Г.А., Фоломеев О.М. Обоснование расчета топочного контура котлов с циркулирующим кипящим слоем // Теплоэнергетика. 2011. № 6. С. 12–18.
9. Аэров М.Э., Тодес О.М. Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кипящим зернистым слоем. Л.: Химия, 1968.
10. Тодес О.М., Цитович О.Б. Аппараты с кипящим зернистым слоем. Л.: Химия, 1981.
11. Результаты расчетных и экспериментальных исследований гидродинамики циркуляционных контуров в аппаратах с циркулирующим кипящим слоем и системах со связанными реакторами / Г.А. Рябов, О.М. Фоломеев, Д.А. Санкин, Д.А. Мельников // Теплоэнергетика. 2015. № 2. С. 33–40. <https://doi.org/10.1134/S0040363615020083>
12. Ryabov G., Folomeev O., Dolgushin I. The investigation of mass flux profile and separation of binary mixture of ash and metal oxide for chemical looping combustion of solid fuels // Proc. of the 23rd Intern. Conf. on FBC. Seoul, Korea, 13–17 May 2018. P. 468–476.
13. Расчеты аппаратов кипящего слоя: справ. / под ред. И.П. Мухленова, Б.С. Сажина, В.Ф. Фролова. Л.: Химия, 1986.
14. Рябов Г.А., Фоломеев О.М., Шапошник Д.А. Исследование систем улавливания и возврата на установках с циркулирующим кипящим слоем // Теплоэнергетика. 2002. № 8. С. 18–24.
15. Investigation on hydrodynamics of interconnected reactors and loop seal behavior for multi-generation systems / G.A. Ryabov, O.M. Folomeev, D.A. Sankin, D.A. Melnikov // Proc. of 11th Intern. Conf. on CFB and Fluidization Technology. China, Beijing, 14–17 May 2014.
16. Перспективы использования технологии ЦКС при техническом перевооружении ТЭС России / Г.А. Рябов, О.М. Фоломеев, Д.С. Литун, Д.А. Санкин, И. Г. Дмитриюкова // Теплоэнергетика. 2009. № 1. С. 28–36.
17. Ryabov G.A. Economical comparison PC and CFB boilers for retrofit and new power plants in Russia //

- Proc. of the 20th Intern. Conf. on FBC. Xian, China, 18–21 May 2009. P. 282–291.
18. **Hoskins B., Booras G.** Assessing the cost of new coal-fired power plants // *Power*. 2005. V. 149. No. 8. P. 24–28.
 19. **Русских Е.Е., Ноздратенко Г.В.** Определение эффективности строительства новых генерирующих мощностей на базе ЦКС-технологии // *Проблемы энергетики*. 2007. № 9–10. С. 10–19.
 20. **Рябов Г.А., Фоломеев О.М.** Сжигание биомассы в кипящем слое с возможностью получения водорода при частичном удалении CO₂ // *Альтернативная энергетика и экология*. 2023. № 6.
 21. **Techno-economic** analysis for hydrogen-burning power plant with onsite hydrogen production unit based methane catalytic decomposition / Li Yifu, Yu Hesheng, Jiang Xinghua, Guorui, Z. Wen John, Tan Zhongchao // *Energy Convers. Manage.* 2023. V. 277. P. 116674.
<https://doi.org/10.1016/j.enconman.2023.116674>
 22. **Exergy** analysis of methane cracking thermally coupled with chemical looping combustion for hydrogen production / Z. Wang, W. Fan, G. Zhang, S. Dong // *Appl. Energy*. 2016. V. 168 P. 1–12.
<https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.01.076>
 23. **Biomass** to hydrogen production detailed design and economics utilizing the BCL indirectly heated gasifier / P. Spath., A. Aden, T. Eggeman, M. Ringer, B. Wallace, J. Jechura. National Renewable Energy Laboratory, 2005. Techn. Report TP- 510-37408.
 24. **Levelized** cost and levelized avoided cost of new generation resources in the annual energy outlook 2014. US Energy Information Administration, 2014.
 25. **A comparative** techno-economic analysis of renewable hydrogen production using solar energy / M.R. Shaner, H.A. Atwater, N.S. Lewis, E.W. McFarland // *Energy Environ. Sci.* 2016. V. 9. No. 7. P. 2354–2371.
<https://doi.org/10.1039/c5ee02579g>

Calculation of Reactor Characteristics and Techno-Economic Assessment of a System for Hydrogen Production from Biomass Using Gasification in Chemical Cycles

G. A. Ryabov^{a,*}, D. S. Litun^a, and O. M. Folomeev^a

^a *All-Russia Thermal Engineering Institute, Moscow, 115280 Russia*

^{*}*e-mail: georgy.ryabov@gmail.com*

Abstract—The calculation method developed by the authors is supplemented by the heat balance of a circulating fluidized bed (CFB) reactor for burning coke residue in a CFB reactor–gas-generator system. The following options are examined: with the supply of additional dried fuel to the reactor as an alternative method for keeping the required gasification temperature of particles at the CFB reactor outlet and application as a fuel of a mixture of wood biomass and Kuznetsk coal beneficiation products. The thermal cycle of the plant has been modified as applicable, and the calculation results are presented. It has been demonstrated that gasification of a mixture of biomass and coal beneficiation enables increasing the overall system capacity (production of hydrogen + electricity) without a considerable growth in the biomass consumption. In this case, the hydrogen production decreases, and the hydrogen production efficiency drops but the efficiency of electricity generation rises. The hydrodynamic calculation of CFB reactors was performed to attain the specified flowrates of circulating material required to maintain proper temperatures in the reactors. The flowrate of circulating particles can be increased by increasing the pressure difference (loading level or weight of material in the reactors). The overall dimensions of the reactors have been determined, and their layout is presented. A procedure for calculating capital and operating expenditures is outlined, and these expenditure components are estimated. The cost of hydrogen production using biomass without CO₂ emission over the life cycle of the plant was estimated (USD 1.45/kg). Approximately 2/3 of the formed CO₂ is already ready for storage. Therefore, we have only to remove CO₂ from the flue gas flow from the CFB reactor of the gas generator. This level corresponds to available foreign data on similar plants operating on natural gas and is lower than that provided by the widely used technology of steam reforming of natural gas with CO₂ capture.

Keywords: hydrogen production, carbon footprint, biomass, steam reforming, chemical cycles, polygeneration, CO₂ capture, interconnected fluidized bed and CFB reactors