

## РАСЧЕТ ПАРАМЕТРОВ УСТАНОВКИ ДЛЯ АВТОМАТИЧЕСКОГО ПОЛУЧЕНИЯ ЖИДКОГО ТОПЛИВА ИЗ ОТХОДОВ КАМЕННОГО УГЛЯ

**Коршунов П.В., студ.; Сасаров В.А., студ.; Новиков И.Н., к.т.н., ст. преп.**

*(Рыбинский государственный авиационный технический университет им. П.А. Соловьева, г. Рыбинск, Российская Федерация)*

В связи с вновь возрастающими объёмами добычи каменного угля для нужд электроэнергетики, перед промышленными предприятиями стоит острая проблема утилизации отходов добычи каменного угля.

Актуальность исследования связана с необходимостью разработки высокоэффективного и экологически безопасного способа получения жидкого топлива из отходов каменного угля, что достигается его газификацией с последующим получением жидкого топлива. [1]

Выполнение двух этих принципов является важнейшим условием нормального функционирования и развития современной промышленности. Помимо этого, рационально утилизировать газ, являющийся побочным продуктом процесса производства жидкого топлива в когенерационных модулях [2], что позволит уменьшить расходы на утилизацию отходов добывающим предприятиям.

Целью выполнения работы является расчет параметров установки для получения жидкого топлива из отходов каменного угля с использованием в качестве газифицирующего агента смеси водяного перегретого пара и низкотемпературной плазмы.

Сущность метода получения жидкого топлива из углеводородного сырья заключается в газификации углеводородного сырья газифицирующим агентом, не содержащим азот, с целью получения газообразного продукта, при дальнейшей конденсации которого образуется бионефть, вода и неконденсирующиеся горючие газы. Полученная в процессе бионефть отбирается для дальнейших преобразований, а отводимая вода поступает обратно в рабочий цикл установки. Неконденсируемые газы используются для получения газифицирующего агента.

В настоящее время существует много разработок по представленной тематике.

Так, например, компания DynaMotive (Канада) использует технологию быстрого пиролиза, заключающуюся в быстром нагреве биомассы при отсутствии кислорода.

Помимо компании DynaMotive технологию быстрого пиролиза в различных квалификационных категориях применяют многие другие компании. Например, национальная лаборатория возобновляемой энергетики США NREL, компания DTG (Нидерланды) и другие используют технологию абляционного вихревого пиролиза. Компании Fortum Oil&Gas Oy и Varo Oy (Финляндия) и организация Union Fenosa (Испания) используют технологию пиролиза в кипящем слое. Организация VTT (Финляндия) использует быстрый пиролиз в двух реакторах с кипящим слоем.

В России разработкой установок по получению жидкого топлива методом газификации занимается конструкторское бюро Шаха. Однако, действующих установок у КБ Шаха на данный момент не существует.

Существует множество способов получения газообразного топлива путём газификации исходного сырья. В качестве газифицирующего агента используют воздух, паровоздушную смесь, углекислый газ, кислород. Однако, использование в качестве газифицирующего агента воздуха или паровоздушной смеси приведёт к забалластиванию получаемого газообразного топлива азотом. Для отделения азота потребуется дополнительная энергия и потребуется установка системы дымоудаления (дымовой трубы). Получение чистого кислорода также требует дополнительных затрат энергии и приобретение специальных установок получения кислорода.

Структурная схема установки по получению жидкого топлива из каменного угля представлена на рисунке 1. Структурная схема включает в себя: термохимический реактор I, пароперегреватель II, пусковой пароперегреватель III, блок питания IV, плазмообразующий агент V, система очистки VI, блок подачи сырья VII, конденсатор VIII, компрессор IX и насос X.

Перерабатываемое сырьё подаётся в термохимический реактор, где осуществляется его газификация в присутствии газифицирующего агента. Образовавшийся газообразный продукт проходит через систему очистки и поступает в конденсатор, где конденсируется. В результате в качестве готового продукта получается бионефть. Сконденсированная в конденсаторе вода с помощью насоса подаётся обратно в систему в виде перегретого пара, получаемого в процессе конденсации парогазовой смеси. Неконденсируемые газы используются в качестве плазмообразующего агента пароперегревателей.

Работа установки по получению жидкого топлива из углеводородного сырья, осуществляется следующим образом. Подготовленное к переработке исходное сырьё (размер частиц не более 2 мм, влажность не более 10 %) подаётся в термохимический реактор I, в котором осуществляется процесс газификации в потоке в присутствии газифицирующего агента, подаваемого в реактор из пароперегревателей II.

Пароперегреватель представляет собой блок, состоящий из вихревого противоточного смесителя, в основу которого положены принципы, используемые в вихревой камере сгорания противоточного типа, и плазмотронов.

В сущности, в пароперегревателе происходит диссоциация и нагрев поступающего перегретого водяного пара до нужной температуры с помощью низкотемпературной плазмы.

Для подачи газифицирующего агента используются 3 (три) пароперегревателя, два их которых установлены в верхней части, а третий установлен в нижней части термохимического реактора I. Подача газифицирующего агента в верхнюю часть термохимического реактора осуществляется тангенциально. В нижней части пароперегреватель установлен в тангенциальный сопловой закручивающий аппарат, расположенный в реакторе.

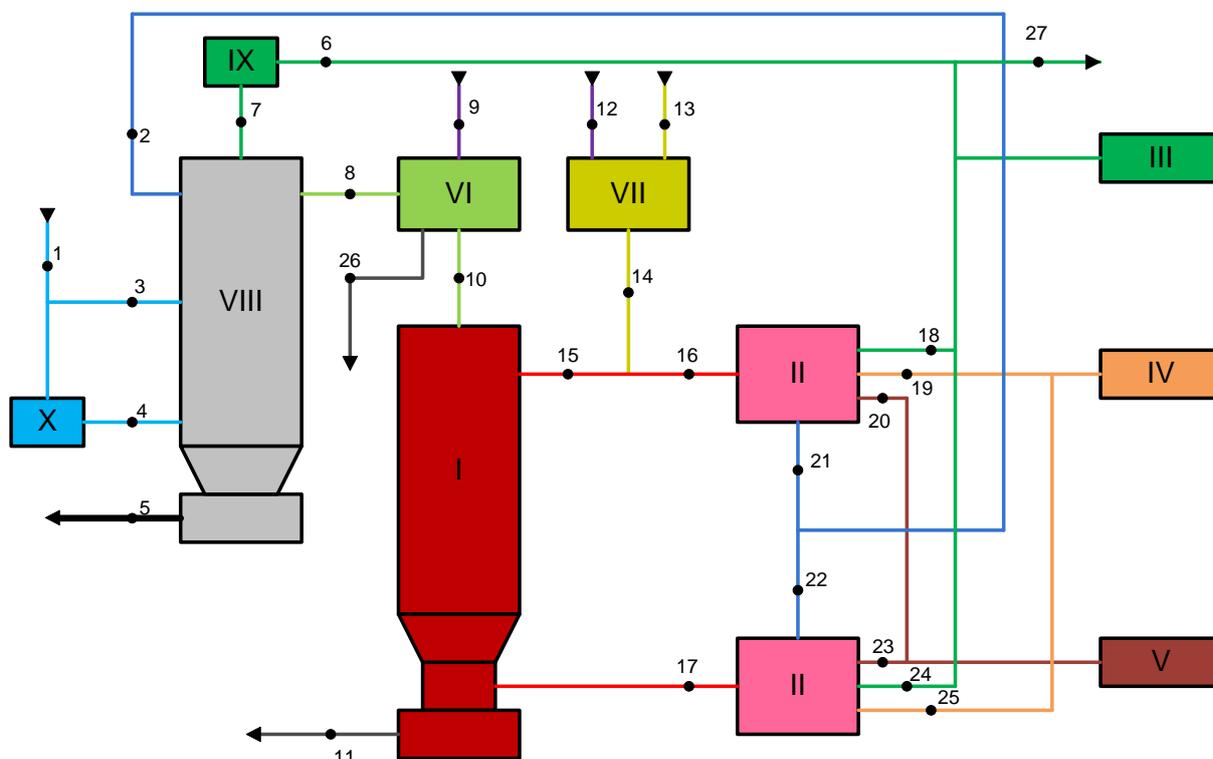


Рисунок 1 – Структурная схема установки по получению жидкого топлива из углеводородного сырья

В сущности, в пароперегревателе происходит диссоциация и нагрев поступающего перегретого водяного пара до нужной температуры с помощью низкотемпературной плазмы.

Для подачи газифицирующего агента используются 3 (три) пароперегревателя, два из которых установлены в верхней части, а третий установлен в нижней части термохимического реактора I. Подача газифицирующего агента в верхнюю часть термохимического реактора осуществляется тангенциально. В нижней части пароперегреватель установлен в тангенциальный сопловой закручивающий аппарат, расположенный в реакторе.

До выхода установки на режим питание пароперегревателей водяным паром осуществляется от пускового пароперегревателя III, генерирующего водяной перегретый пар, потребной на входе в пароперегреватель температуры. В качестве плазмообразующего агента в пусковом пароперегревателе используется часть неконденсированных газов. После выхода установки на режим пусковой пароперегреватель отключается.

Питание плазмотронов, входящих в состав пароперегревателя, электрической энергией осуществляется с помощью блока питания IV. Кроме этого, подача плазмообразующего агента в плазмотроны до выхода установки на режим осуществляется с помощью блока плазмообразующего агента V. После выхода установки на режим этот плазмообразующий агент будет частично или полностью заменен неконденсирующимися газами.

Газообразный продукт, выходящий из термохимического реактора I, поступает в систему очистки VI, где осуществляется очистка от твёрдых частиц и куда подаются химических реагентов, связывающие соединения серы и хлора в нейтральные соединения с постепенным накоплением в бункере. Система очистки требуется в случае использования в качестве углеводородного сырья промышленных и/или бытовых твёрдых отходов (ТБО).

Кроме этого, подача химических реагентов осуществляется и в блок подачи сырья VII. На выходе из блока подачи получаем хорошо перемешанную смесь из пылеобразного сырья и химических реагентов, которая подаётся перпендикулярно в поток газифицирующего агента вблизи сопла патрубка подачи в реактор I. Такой способ подачи сырья гарантирует поступление сырья в самое горячее место в реакторе и обеспечивает максимальное время пребывания частиц в реакторе.

Очищенный в системе очистки VI газообразный продукт поступает в конденсатор VIII, где происходит его охлаждение, сопровождающееся конденсацией бионефти и водяных паров, содержащихся в газе.

Неконденсирующиеся газы удаляются из конденсатора VIII и с помощью компрессора IX подаются для питания плазмотронов на пусковом и рабочем режимах.

Сконденсированная вода удаляется из конденсатора VIII и с помощью насоса X, повышающего её давление, подаются в конденсатор для образования перегретого пара, используемого для создания газифицирующего агента в пароперегревателях II. Образование перегретого пара из воды осуществляется за счёт тепла, выделяющегося при конденсации пироотлива и водяного пара, содержащегося в газообразном продукте.

Сконденсированную бионефть можно использовать как самостоятельный продукт в качестве топлива. Или подвергнуть дополнительной переработке с получением товарной продукции: метанола, диметилэфира или моторных топлив с использованием традиционных аппаратов нефтегазоперерабатывающей промышленности. [4]

В результате проведения расчётов массового и энергетического балансов получены характеристики процесса газификации дробленого каменного угля, представленные в таблице 1.

Максимальная производительность по дробленому каменному углю указана в зависимости от габаритных размеров установки: диаметр 1500 мм, высота реактора 3000 мм. В процессе работы возможно снижение производительности при неизменных габаритных размерах установки.

Таблица 1 - Характеристики процесса газификации каменного угля.

Параметр (наименование и обозначение)		Размерность	Значение	
Топливо	Расход бытовых отходов $G_{от}$	т/сут	1000,00	
		кг/с	11,57	
	Влажность $W^P$	%	50,00	
	Зольность $A^P$	%	18,50	
	Содержание шлама $A_{ш}^P$	%	0,00	
	Теплотворная способность $Q_{н}^P$	МДж/кг	7,11	
Дутьё	Вид дутья	–	паро-воздушное	
	Температура дутья $t_{в}$	°С	574,91	
	Содержание кислорода в дутье $O_2$ , участвующего в процессе	моль	134,47	
	Расход воздуха на газификацию $G_{в}$	кг/с	0,002	
		м <sup>3</sup> /с	0,002	
	Удельный расход воздуха $v_{в}$	м <sup>3</sup> /кг. р. т	0,131	
	Расход пара на газификацию $G_{п}$	кг/с	0,027	
		м <sup>3</sup> /с	0,034	
Удельный расход пара $v_{п}$	м <sup>3</sup> /кг. р. т	2,90		
Тепловая мощность дутья $H_{уд}$	МВт	3712,25		
Пиролизный газ (после реактора)	Состав влажного газа	CO <sub>2</sub>	%	1,05
		CO	%	5,28
		CH <sub>4</sub>	%	0,76
		C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	%	0,06
		H <sub>2</sub>	%	7,32
		H <sub>2</sub> S	%	0,08
		N <sub>2</sub>	%	0,07
		H <sub>2</sub> O	%	85,38
	Теплотворная способность сухого газа $Q_{н}^C$	МДж/ м <sup>3</sup>	12,27	
		МДж/кг	17,67	
	Теплотворная способность влажного газа $Q_{н}^P$	МДж/ м <sup>3</sup>	1,79	
		МДж/кг	2,28	
	Плотность пиролизного газа $\rho_{п.г.}$	кг/ м <sup>3</sup>	0,79	
	Выход сухого газа на исходное сырьё $v_{св}^C$	м <sup>3</sup> / кг	0,61	
	Выход влажного газа на исходное сырьё $v_{в}^P$	м <sup>3</sup> / кг	4,14	
	Расход влажного пиролизного газа $G_{п.г.}$	кг/с	9,740	
		м <sup>3</sup> /с	0,048	
	Температура на выходе из реактора $t_{ух}$	При верхнем отборе	°С	500,10
		При конструктивном отборе	°С	500,00
	Тепловая мощность газа $H_{п.г.}$	МВт	0,22	
Коэффициент полезного действия газификации	%	0,867		
Воздух на горение	Теоретически необходимое количество воздуха на горение $L_0$	кг <sub>в</sub> /кг <sub>п.г.</sub>	0,70	
	Коэффициент избыточного воздуха $\alpha_{в}$	–	0,0000	
		Расход воздуха на горение $G_{в}$	кг/с	4,503
	Температура воздуха, вводимого в дожигатель $t_{в}$	°С	27	

Параметр (наименование и обозначение)		Размерность	Значение	
Дымовые газы из дожигателя	Состав дымовых газов	CO <sub>2</sub>	%	3,50
		H <sub>2</sub> O	%	42,00
		O <sub>2</sub>	%	8,28
		SO <sub>2</sub>	%	0,04
		N <sub>2</sub>	%	46,18
	Выход дымовых газов на пиролизный газ		м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup> <sub>ПДГ</sub>	2,23
	Расход дымовых газов G <sub>ДГ</sub>		кг/с	0,12
			м <sup>3</sup> /с	0,11
	Температура выхода дымового газа, t <sub>вых</sub>		°С	574,91
	Теплосодержание дымовых газов при t <sub>вых</sub> , Y <sub>ДГ</sub>		кДж/ м <sup>3</sup>	1220,42
Тепловая мощность дымовых газов на выходе из дожигателя N <sub>Т</sub>		МВт	132,05	
Реактор	Объем реактора V <sub>р</sub>		м <sup>3</sup>	0,00
	Максимальная разовая загрузка G <sub>раз</sub>		кг	41,67
	Габаритные размеры реактора	Диаметр	мм	2000
		Высота	мм	7700
Параметр (наименование и обозначение)		Размерность	Значение	

Для проектирования выбран режим работы блока газификации установки по получению жидкого топлива из каменного угля при температуре подаваемого в реактор газифицирующего агента 800÷1000 °С и температуре подаваемой в пароперегреватель низкотемпературной плазмы 3000÷5000 °С.

В качестве газифицирующего агента используется смесь из перегретого водяного пара и низкотемпературной плазмы. Смешение компонентов газифицирующего агента осуществляется в пароперегревателе.

Температура подаваемой в пароперегреватель плазмы составляет 3 000 градусов Цельсия. Температура подаваемого в пароперегреватель водяного пара составляет 200 градусов Цельсия при избыточном давлении в 300 кПа (3 атм).

Температура подаваемого в термохимический реактор газифицирующего агента изменяется в пределах температур от 800 до 1000 °С.

Выводы: Расчёт параметров установки для автоматического получения жидкого топлива из отходов каменного угля показывает, что эксплуатация агрегата целесообразна. Экологические расчеты показывают, что себестоимость жидкого топлива составит 0,28 руб/л.

#### Перечень ссылок

1. Усовершенствование процесса охлаждения газа-метана для когенерационных станций предприятий горной промышленности. Кузнецов П.А., Солёный С.В., Касобов Л.С. Научное издание - научные труды Донецкого национального технического университета, 2014, Донецк

2. Снижение коррозионного воздействия метана на оборудование шахтной когенерационной электростанции. Кузнецов П.А., Борщевский С.В., Солёный С.В. Международный форум-конкурс молодых ученых "Проблемы недропользования", 2014, Санкт-Петербург.

3. Современные технологии получения жидкого топлива из биомассы быстрым пиролизом (обзор). Железная Т.А., Гелетуха Г.Г. – Экологии и ресурсосбережение. – 2000 – №2 – с.3-10

4. eg-oil.ru - «ЕВРОТЭК»: нефтепродукты оптом.