

**Е. Н. Громова**

**ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНЫЕ  
ТЕПЛОТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ  
И УСТАНОВКИ**

**Учебное пособие**

**Часть 2**

**Санкт-Петербург**

**2021**

**Министерство науки и высшего образования Российской Федерации**  
ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ  
**«Санкт-Петербургский государственный университет промышленных  
технологий и дизайна»**  
**Высшая школа технологии и энергетики**

**Е. Н. Громова**

**ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНЫЕ  
ТЕПЛОТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ  
И УСТАНОВКИ**

**Учебное пособие**

**Часть 2**

Утверждено Редакционно-издательским советом ВШТЭ СПбГУПТД

Санкт-Петербург

2021

УДК 662.76.032  
ББК 31.391.я7  
Г 874

*Рецензенты:*

кандидат технических наук, доцент кафедры «Электротехника и теплоэнергетика» Санкт-Петербургского государственного университета путей сообщения Императора Александра I

*В.И. Крылов;*

кандидат технических наук, доцент кафедры теплосиловых установок и тепловых двигателей Высшей школы технологии и энергетики Санкт-Петербургского государственного университета промышленных технологий и дизайна

*Н.Н. Гладышев*

**Громова, Е. Н.**

**Г 874** Высокотемпературные теплотехнологические процессы и установки: учеб. пособие. – Часть 2 /Е. Н. Громова. – СПб.: ВШТЭ СПбГУПТД, 2021. – 62 с.

ISBN 978-5-91646-272-2

Учебное пособие соответствует программе и учебному плану дисциплины «Высокотемпературные теплотехнологические процессы и установки» для студентов, обучающихся по направлению подготовки 13.03.01 «Теплоэнергетика и теплотехника». В учебном пособии изложены принципы различных методов термической переработки твердого и жидкого топлива, описаны конструкции и приведены основные характеристики энерготехнологических установок для реализации процессов термического разложения твердого топлива.

Пособие предназначено для подготовки студентов очной и заочной форм обучения. Отдельные разделы пособия могут быть полезны магистрам, и аспирантам.

УДК 662.76.032

ББК 31.391.я7

ISBN 978-5-91646-272-2

© ВШТЭ СПбГУПТД, 2021

© Громова Е. Н., 2021

## ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение .....	4
1. Сухая перегонка твердого топлива.....	5
2. Коксование твердых топлив.....	9
3. Гидрогенизация угля.....	13
4. Газификация твердых топлив .....	17
5. Конструкции газогенераторов .....	27
6. Материальный и тепловой балансы газогенератора .....	37
7. Очистка генераторного газа .....	42
8. Пиролиз древесины и коро-древесных отходов.....	44
9. Газификация жидких топлив.....	53
Заключение.....	60
Библиографический список.....	61

## Введение

Термическая переработка твердого топлива является перспективным направлением экономии топливно-энергетических ресурсов, которое в настоящее время мало реализуется, но в перспективе имеет большие возможности в обеспечении промышленности и жилищно-коммунального хозяйства различными видами энергии. Кроме того, в результате энерготехнологической переработки твердого и жидкого топлив возможно получение ценных жидких продуктов, таких как бензин, керосин, различные масла и смолы.

В настоящем учебном пособии изложены принципы наиболее изученных и проработанных на сегодня методов термической переработки твердого и жидкого топлива, таких как газификация, сухая перегонка, коксование и др. Описаны конструкции и приведены основные характеристики энерготехнологических установок для реализации процессов термического разложения твердого топлива.

Раздел 8 посвящен вопросу утилизации коро-древесных отходов целлюлозно-бумажной промышленности с помощью пиролиза. В этом разделе приведены примеры существующих реакторов для реализации различных технологий термического разложения биомассы древесины.

В разделе 9 рассмотрены вопросы газификации жидких топлив, таких как черный сульфатный щелок и сернистые мазуты с целью получения высококалорийных искусственных газов – заменителей природного газа.

Учебное пособие «Высокотемпературные теплотехнологические процессы и установки. Часть 2» предназначается для студентов всех форм обучения по направлению подготовки (специальность) 13.03.01 «Теплоэнергетика и теплотехника».

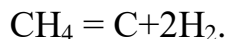
## 1. Сухая перегонка твердого топлива

Сухая перегонка твердого топлива осуществляется путем его нагревания в ретортах специальных печей без доступа воздуха. Топливо при таком нагревании разделяется на две части (рис. 1) – летучие (газообразные) вещества и твердый остаток (кокс), причем выделение летучих веществ заканчивается при достижении температуры 1100 – 1200 °С. Содержание летучих веществ в процентах от горючей массы для различных топлив представлено в табл. 1.

Таблица 1 – Выход летучих веществ для различных видов твердого топлива

Топливо	Выход летучих, % от горючей массы
Древесина	85
Торф	74
Бурые угли	30-60
Каменные угли	8-50
Антрациты	8-7

При нагревании топлива без доступа воздуха водородные связи между отдельными атомами и соединениями атомов ослабевают. Сложные органические молекулы, имеющие наименее прочные связи, распадаются на более простые, причем образуются новые продукты, устойчивые при данных температурах. Последними будут распадаться самые простые углеводороды – метан, этилен и т.д. Наиболее прочными являются молекулы метана  $\text{CH}_4$ , которые разрушаются при температуре свыше 600 °С в соответствии со следующей реакцией:



Температура начала разложения зависит от возраста топлива. Чем моложе топливо, т.е. чем выше в нем содержание кислорода, тем при более низкой температуре начинается процесс распада. Эта температура составляет:

- для древесины и торфа – 100 – 160 °С;
- для бурых углей – 180 – 170 °С;
- для каменных углей – 170 – 300 °С.

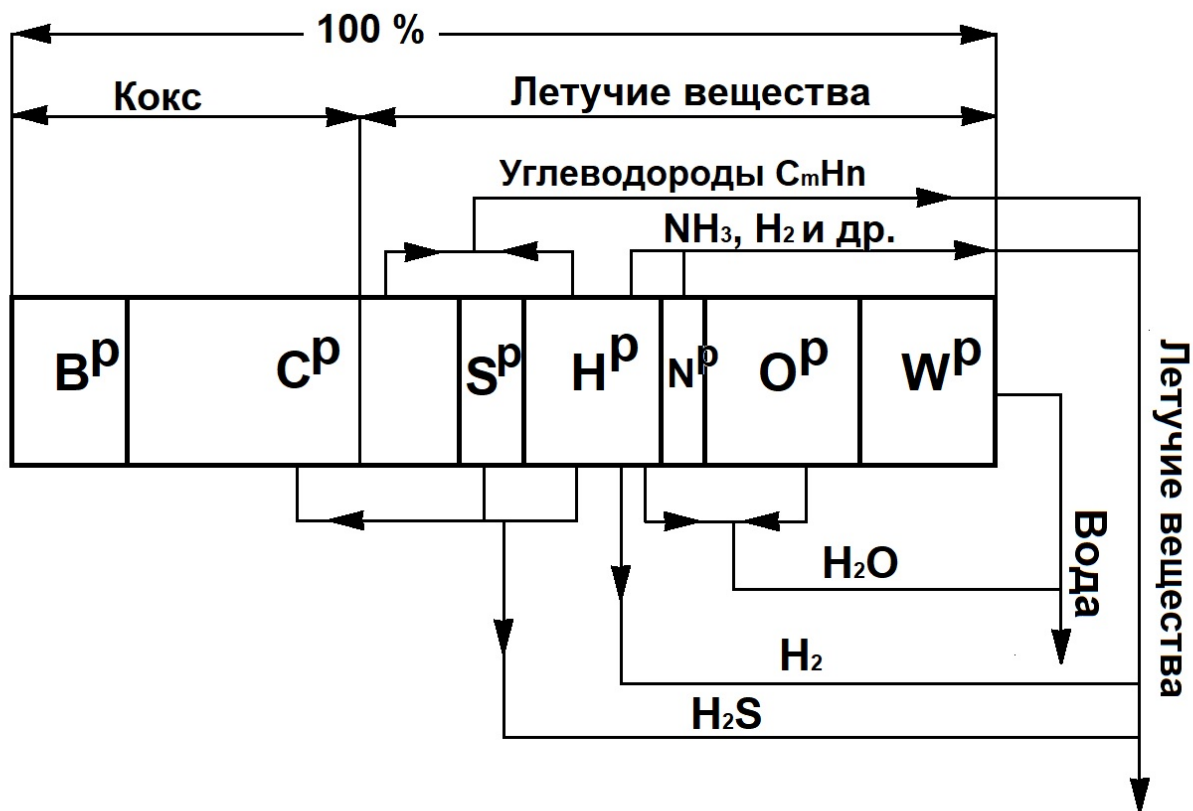


Рис. 1. Схема разложения топлива при сухой перегонке

При нагревании топлива до температуры 100 – 150 °С происходит испарение внешней влаги, затем при температуре 200 – 250 °С выделяется двуокись углерода и образуются кислородные соединения, а также конденсирующиеся пары масел и жирных кислот. Кроме того, в этом температурном интервале начинается возгонка смолистых веществ (битумов).

В процессе сухой перегонки спекающихся углей при температуре 350 – 400 °С наступает размягчение топлива и его переход в пластическое состояние, так как содержащиеся в нем битумы превращаются в жидкость. С переходом топлива в пластическое состояние начинается процесс разложения, при котором выделяются углеводородные газы и пары, причем масса топлива, спекаясь, вновь начинает затвердевать. При дальнейшем нагреве до температуры 550 °С процесс возгонки смолистых веществ заканчивается. На рис. 2 показана зависимость выхода летучих веществ от температуры нагрева.

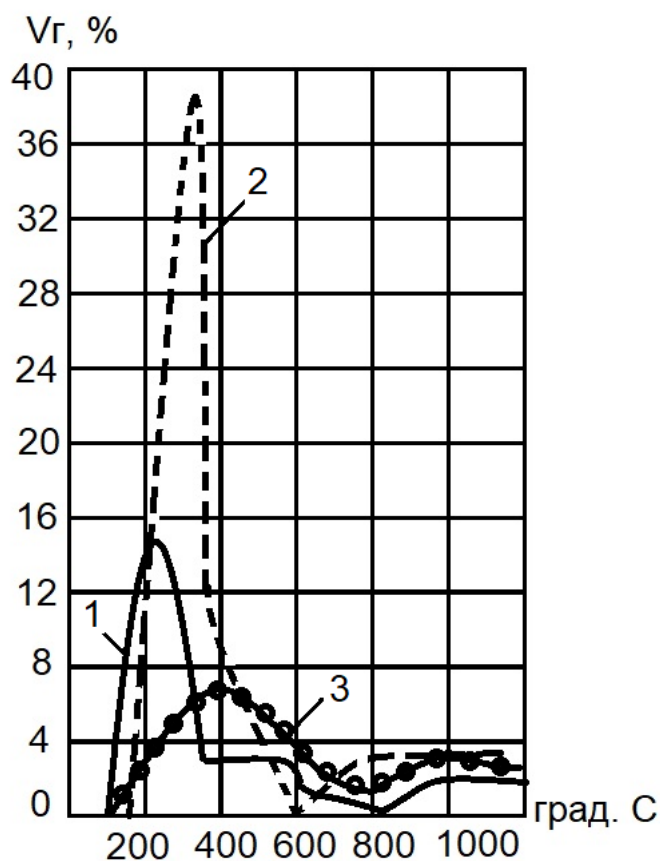


Рис. 2. Выход летучих при различных температурах нагрева:  
1– торф; 2 – древесина; 3 – бурый уголь

В промышленности сухая перегонка твердого топлива осуществляется двумя способами, имеющими различное назначение. Первый способ осуществляется при температуре 500 – 550 °С и называется швелование или полукоксование. Второй способ осуществляется при более высоких температурах – до 1000 – 1200 °С и называется коксованием.

При нагревании топлива в процессе полукоксования из него испаряется влага, а также выделяется смола, состоящая из смолянистых продуктов (главным образом сложных углеводородов, конденсирующихся в холодильнике). Кроме того, из топлива в небольших количествах выделяются газы, не способные конденсироваться в обычных условиях, при атмосферном давлении и небольшой температуре (10 – 20 °С), такие как двуокись углерода  $CO_2$ , метан  $CH_4$ , тяжелые углеводороды  $C_mH_n$ , водород  $H_2$  и азот  $N_2$ .

Полученная при охлаждении летучих веществ вода, скапливающаяся в нижней части холодильника, называется подсмольной, образующаяся над ней смола называется первичной смолой, газ – полукоксовым, а твердый остаток – полукоксом.

Подсмольная вода состоит из внешней и внутренней (осмотической) влаги топлива, образующейся из некоторой части кислорода топлива (5 % от его общего количества) и соответствующего количества водорода топлива. Она



содержит в растворенном виде фенолы, уксусную кислоту, метиловый спирт, аммиак, сернистые и другие вещества.

В первичной смоле содержатся помимо масел кислые и основные вещества, фенолы и т.д. Получаемая смола используется как сырье при производстве искусственного жидкого моторного топлива и масел. Для этого смола подвергается разгонке по фракциям.

После полукоксования в твердом остатке – полукоксе содержится значительное количество летучих веществ, от 5 до 15 %.

В результате коксования твердого топлива получается кокс, который теоретически не должен содержать летучих веществ. В действительности же процесс коксования не доводится до конца и в коксе остается незначительное количество летучих – не более 0,5 %.

В коксохимической промышленности коксованию подвергают некоторые сорта каменных углей с целью получения металлургического кокса, используемого как топливо для доменных и других шахтных печей.

Летучие вещества при коксовании топлива выделяются в том же порядке, что и при полукоксовании, но их количество и состав получаются другими. Смола, полученная при коксовании, имеет большую вязкость и плотность, так как легкие фракции в условиях высоких температур подвергаются крекингу. Выход продуктов сухой перегонки и их характеристики представлены в табл. 2.

Таблица 2 – Выход и характеристики продуктов сухой перегонки

Показатель	Полукоксование бурых углей при 500 – 550 °С	Коксование каменных углей при 1000 – 1100 °С
Выход твердого остатка (полукокса или кокса), % от массы топлива	65 – 75	75 – 82
Содержание летучих в твердом остатке, % от горючей массы	8 – 12	0,5 – 1
Выход газа:		
% от массы сухого угля	6 – 8	15 – 19
на 1 т угля, м <sup>3</sup>	60 – 80	300 – 350
Плотность сухого газа, кг/м <sup>3</sup>	0,8 – 0,9	0,4 – 0,5
Низшая теплота сгорания сухого газа, МДж/м <sup>3</sup>	8,3 – 12,5	14,7 – 18,9
Выход смолы, % от массы сухого угля	10 – 20	2,5 – 3,5
Плотность смолы, т/м <sup>3</sup>	0,9 – 1	1,1 – 1,2
Выход аммиака, % от сухой массы угля	незначительно	0,1 – 1,35

Состав и количество продуктов сухой перегонки зависят от вида топлива и режима процесса, т.е. от скорости, способа и температуры нагрева топлива.

Целью сухой перегонки может быть как получение твердого остатка (кокса или полукокса), тогда газ и смола являются сопутствующими продуктами, так и получение в качестве основных продуктов газа или смолы, тогда сопутствующим продуктом является твердый остаток, от которого не всегда требуют высокого качества.

Сухая перегонка может производиться не только в закрытых сосудах без доступа воздуха, но и при пропускании через слой топлива горючих газов, не содержащих кислорода; при этом подогрев топлива происходит за счет физического тепла газов. В этом случае выделяющиеся газообразные вещества и пары смешиваются с теплоносителем. Такой подогрев топлива происходит, например, в верхней части газогенераторов: через зону сухой перегонки проходят горячие газы из зоны газификации, к ним подмешиваются пары смолы и газообразные углеводороды, а в самой верхней части газогенератора происходит сушка загруженного топлива, причем пары воды также примешиваются к газам.

### ***Вопросы для самопроверки***

1. Какой процесс называется сухой перегонкой твердого топлива?
2. У какого топлива наибольший выход летучих при сухой перегонке?
3. При какой температуре распадаются молекулы метана?
4. От чего зависит температура начала разложения топлива?
5. Что такое швелование топлива?
6. Чем отличается процесс полукоксования от коксования?

## **2. Коксование твердых топлив**

В коксохимической промышленности широко применяется коксование каменных углей с целью получения кокса для доменных печей, литейных вагранок и т.д. Для этого в основном используются спекающиеся каменные угли, к которым относятся некоторые марки донецких, кузнецких и карагандинских углей с высоким выходом летучих около 20 %.

*Кокс – это искусственное топливо для металлургической промышленности, которое в основном состоит из углерода и золы.*

Угли подвергаются обогащению с целью уменьшения их зольности, причем обогатительные установки часто сооружаются при коксохимических заводах. Уменьшение зольности кокса резко улучшает работу доменных печей, поэтому технике обогащения уделяется большое внимание. Преимущественное распространение получил мокрый способ обогащения при помощи отсадочных машин, отделяющих пустую породу от угля. Процессу разделения (отсадки) предшествует предварительная обработка угля, заключающаяся в дроблении, грохочении и обеспыливании. В результате обогащения получают концентрат и отходы углеобогащения – продукт, хвосты, пыль, шлам и породу.

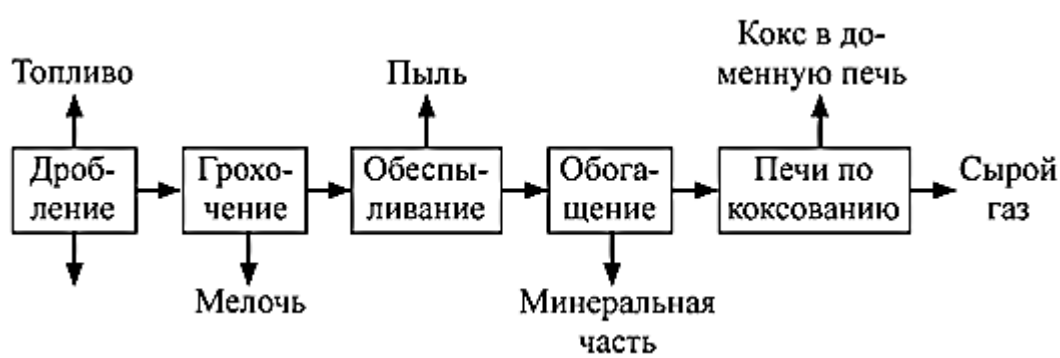


Рис. 3. Технологическая схема коксования твердого топлива

На рис. 3 приведена схема коксования каменного угля, состоящая из дробления, грохочения, обеспыливания и обогащения. Последней стадией переработки является нагревание топлива в ретортах высокотемпературными дымовыми газами.

Промышленный продукт имеет зольность по сухой массе  $A^c=35\%$  и рабочую влажность  $W^p=12\%$ , а хвосты содержат  $A^c$  до  $40-80\%$  и  $W^p=10\%$ .

Выход кокса составляет  $75-82\%$  от исходной массы угля, в газ переходит  $16-20\%$  теплоты сгорания угля. Это соответствует тому, что практически из  $1\text{ т}$  угля получается около  $300-350\text{ м}^3$  газа с теплотой сгорания  $14,7-18,9\text{ МДж/м}^3$ , а также другие продукты, указанные в табл. 2.

Процесс коксования осуществляется в печах, состоящих из ряда узких вертикальных камер (реторт), выложенных из огнеупорного динасового кирпича; эти печи работают на газообразном топливе, причем дымовые газы обогревают их снаружи. Одним из недостатков таких печей является периодичность их работы. Загруженная в печь угольная шихта находится в ней до превращения в кокс, который затем удаляется, в печь загружается новая порция шихты, и начинается новый цикл. Продолжительность цикла коксования в зависимости от качества исходного материала и других условий составляет  $10-14$  часов.

Современные коксовые печи представляют собой батареи из  $65$  камер шириной  $0,41\text{ м}$ , длиной  $16\text{ м}$  и высотой  $7\text{ м}$ , емкость каждой камеры  $41,6\text{ м}^3$ . КПД таких установок достигает  $86\%$ .

Основным фактором, определяющим протекание процесса коксования углей, является интенсивность передачи тепла дымовых газов в толщу угольной шихты, которая при прочих равных условиях обратно пропорциональна температуропроводности шихты (как правило, эта величина крайне мала) и прямо пропорциональна квадрату половины ширины «коксового пирога». Поэтому камеры коксовых печей делаются очень узкими ( $400\text{ мм}$ ), а их стенки тонкими –  $140\text{ мм}$ .

На рис. 4 показана схема коксовой печи.

Уголь загружается в печь через люки, кокс выгружается через двери, футерованные огнеупорным кирпичем. Коксовые печи отапливаются смешанным коксодоменным газом с теплотой сгорания  $4,19-4,62\text{ МДж/м}^3$ . Опыт показывает, что при отоплении этих печей одним доменным газом с

теплотой сгорания  $3,52 - 3,61 \text{ МДж/м}^3$  резко увеличивается продолжительность коксования из-за более низкой температуры продуктов сгорания.

Коксовая печь состоит из камеры коксования и отопительной системы. Огнеупорная кладка коксовой печи по вертикали разделяется на пять зон, имеющих разное назначение и работающих в разных условиях. В порядке расположения и сооружения коксовой печи эти зоны подразделяются на подовые каналы и регенераторы, газораспределительную (корнюрную) зону, вертикалы, перекрытие вертикалов, перекрытие печей.

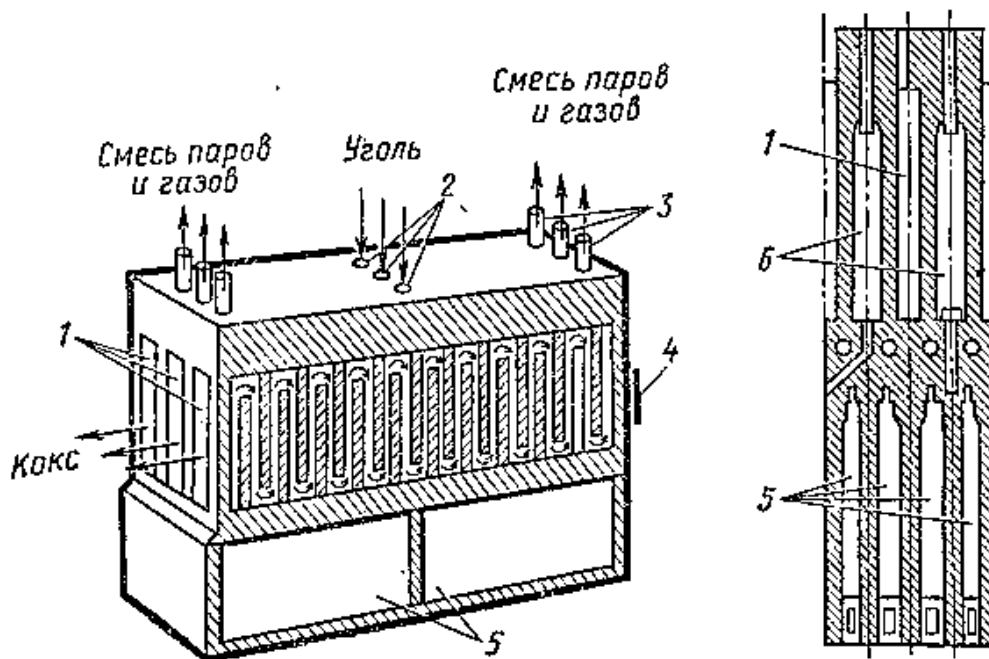


Рис. 4. Конструктивная схема коксовой печи:

- 1 – камеры коксования; 2 – загрузочные люки; 3 – стояки для отвода газа; 4 – коксовыталкиватель; 5 – регенераторы; 6 – обогревательный простенок

Газ и воздух поступают через клапаны в подовые каналы, ведущие с обеих сторон в газовый и воздушный регенераторы для подогрева соответственно газа и воздуха. Из регенераторов газ и воздух по косым ходам поступают в обогревательные (топочные) каналы. Горение в обогревательных каналах (вертикалах) происходит по всей длине камеры попеременно – в четных и нечетных вертикалах. Продукты сгорания переходят через верхний перевал из вертикалов в косые ходы, ведущие в регенераторы, затем в подовые камеры регенераторов, после чего через клапаны и коллекторы удаляются в дымовую трубу. Через определенный промежуток времени направление движения газов меняется на обратное, что достигается путем переключения клапанов, и те регенераторы, которые нагревались дымовыми газами, начинают подогреть газ и воздух, а остывшие регенераторы, в которых ранее нагревались газ и воздух, включаются на разогрев уходящими газами.

Готовый кокс с температурой  $900 - 1100 \text{ }^\circ\text{C}$  при помощи механизма выталкивателя, удаляется через двери в специальный тушильный вагон, где он

должен быть быстро потушен во избежание горения на воздухе. Для этого он увлажняется водой, при этом его температура снижается до 100 °С. Часть воды поглощается коксом, и его влажность увеличивается до 6 %, в связи с чем на 1 кг кокса теряется 1,47 МДж тепла. При охлаждении водой раскаленный кокс растрескивается, образуя мелочь и пыль, что снижает его качество. Физическое тепло раскаленного кокса составляет 40 – 50 % всего химически связанного тепла топлива, используемого для обогрева печей. Использование тепла раскаленного кокса возможно при помощи технологии сухого тушения.

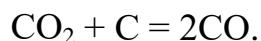
Процесс сухого тушения кокса заключается в том, что через слой кокса, помещенного в закрытую камеру, при помощи циркуляционного вентилятора осуществляется подача по замкнутому циклу газообразного инертного теплоносителя. Газ отбирает тепло от раскаленного кокса и передает его испарительной поверхности котла-утилизатора. В котле вырабатывается пар в количестве 450 – 500 кг на 1 т кокса.

Преимущества применения технологии сухого тушения:

- утилизация 40 – 45 % тепла, расходуемого на производство кокса;
- получение пара энергетических параметров;
- снижение расхода кокса в доменном процессе и повышение производительности доменных печей за счёт улучшения показателей металлургического кокса по механической прочности, реакционной способности, гранулометрическому составу, уменьшению содержания влаги;
- сокращение вредных выбросов в атмосферу до регламентируемых норм;
- исключение коррозии оборудования и металлоконструкций, которая возникает в зоне воздействия капельного уноса при мокром тушении.

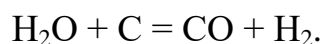
Сухое охлаждение кокса при всех его неоспоримых достоинствах имеет существенный недостаток, выражающийся в том, что при использовании этого метода выход кокса снижается. Это связано с его угаром, который составляет от 0,5 % до 1,6 % и более на плохо работающих установках.

Угар кокса происходит за счет восстановления диоксида углерода:



Кроме того, часть кокса выгорает при соприкосновении его с кислородом воздуха, который подсасывается в камеру при загрузке и вследствие подсоса воздуха через неплотности, в том числе в котле-утилизаторе.

Угар происходит также по реакции кокса с водяным паром, содержащимся в подсосанном воздухе:



Снижение количества кокса при прохождении через установку сухого тушения кокса происходит также за счет дополнительного выделения летучих веществ.

Коксовый газ, выходящий из печи, является в значительной степени продуктом разложения углеводородов, происходящего при высоких температурах (до 1200 °С). В 1 м<sup>3</sup> такого газа, наряду с другими примесями, содержится 80 – 125 г смолы. В дальнейшем коксовый газ подвергается очистке,

причем из него удаляются влага, смола, бензол, аммиак, цианистые соединения и сероводород.

Смола, кроме механической примеси аммиачной воды, содержит следующие продукты:

бензол и легкие масла – 1,4 – 4,5 %;

среднее масло – 3,5 – 21 %;

тяжелое масло – 8 – 17 %;

антраценовое масло – 10 – 32 %;

пек (остаток) – 33 – 66 %.

Все вышеперечисленные продукты являются ценным сырьем для ряда химических производств.

### ***Вопросы для самопроверки***

1. Что такое кокс?
2. С какой целью угли подвергают обогащению?
3. Назовите основные стадии процесса коксования.
4. В каких установках осуществляется процесс коксования?
5. Почему камеры коксовых печей делаются очень узкими?
6. Опишите процесс сухого тушения кокса.

## **2. Гидрогенизация угля**

Гидрогенизация – это превращение высокомолекулярных веществ органической массы угля (ОМУ) под давлением водорода в жидкие и газообразные продукты при температуре 400 – 500 °С в присутствии различных органических растворителей, катализаторов и т.д. Научные основы этого процесса были разработаны в начале XX века В. Н. Ипатьевым, Н. Д. Зелинским, Ф. Бергиусом, Ф. Фишером и др. В 30-х гг. в некоторых странах, в частности в Германии и Великобритании, были построены предприятия для получения из угля и каменно-угольных смол бензина, дизельного топлива, смазочных масел, парафинов, фенолов и т. п. В 40-х гг. производство жидких продуктов из угля превышало 4 млн. т/год. В 50-х гг. гидрогенизация угля была освоена в промышленном масштабе в СССР.

В 50-х гг. открыты богатые месторождения нефти в СССР, на Ближнем Востоке и в других районах. Производство синтетического жидкого топлива из угля практически прекратилось, так как его стоимость была в 5-7 раз выше стоимости моторного топлива, получаемого из нефти. В 70-х гг. цена на нефть резко повысилась. Кроме того, стало очевидным, что при существующих масштабах потребления нефти (~ 3 млрд. т/год) запасы ее, пригодные для добычи экономичными методами, будут истощены уже в XXI веке. Проблема вовлечения твердого топлива, главным образом угля, в переработку для получения жидких продуктов-заменителей нефти стала вновь актуальной.

Для гидрогенизации угля применяют неокисленные бурые и малометаморфизованные каменные угли. (*Метаморфизм углей — необратимый процесс преобразования бурых углей в каменные и далее в антрациты под воздействием естественных геологических процессов.*) Содержание минеральной части в них не должно превышать 5 – 6 %, отношение C : H – 16, выход летучих должен быть более 35 %. Высокозольные угли необходимо предварительно подвергать обогащению.

Важными физическими характеристиками являются пористость и смачиваемость растворителем. На степень ожижаемости углей существенно влияют содержащиеся в них минеральные примеси и микроэлементы. Оказывая физическое и каталитическое воздействие в процессах ожижения, они нарушают прямую зависимость между выходом жидких продуктов и составом органической части угля.

Основными параметрами, влияющими на степень ожижения угля и свойства получаемых при гидрогенизации продуктов, являются температура и давление, при которых проводится процесс. Оптимальный температурный режим жидкофазной гидрогенизации находится в пределах 380—430 °С и для каждого конкретного угля лежит в своем узком интервале. При температурах выше 460 °С происходит резкое увеличение газообразования и формирование циклических структур. С увеличением давления процесса растет скорость ожижения углей.

Принципиальная технологическая схема гидрогенизации угля представлена на рис. 5. Для увеличения удельной поверхности уголь измельчают до частиц размером менее 0,01 мм, часто совмещая этот процесс с сушкой. Лучшие результаты достигаются при вибропомоле и измельчении в дезинтеграторе. Удельная поверхность при этом возрастает в 20 – 30 раз. Происходит активация поверхности измельченного материала, в результате чего повышается реакционная способность угля (особенно при измельчении в смеси с растворителем-пастообразователем и катализатором). Важное место в технологическом процессе занимает сушка. Влага заполняет поры угля, препятствуя проникновению реагентов, выделяется в ходе процесса в реакционной зоне, снижая парциальное давление водорода, а также увеличивает количество сточных вод. Угли сушат до остаточного содержания влаги не более 5 %, используя вихревые камеры, трубы-сушилки, в которых теплоносителем служат горячие топочные газы с минимальным содержанием O<sub>2</sub> (0,1 – 0,2 %), чтобы уголь не подвергался окислению. Во избежание снижения реакционной способности уголь нагревают до температуры не более 150 – 200 °С.

Для увеличения степени превращения ОМУ (органической массы угля) в жидкие продукты на уголь наносят катализатор (из растворов солей, в виде порошка, эмульсии или суспензии) в количестве 1 – 5 % от массы угля. Чем активнее катализатор, тем при более низком давлении может осуществляться гидрогенизация угля. Максимальной каталитической активностью обладают соединения Mo, W, Sn, при использовании которых гидрогенизацию угля можно проводить при относительно низком давлении – 10-14 МПа. Однако их

применение ограничено из-за трудности регенерации из смеси с остатком не превращенного угля. Поэтому в процессе гидрогенизации, как правило, применяют дешевые, хотя и малоактивные, катализаторы (например, так называемый красный шлак – отход после выделения  $Al_2O_3$  из бокситов), компенсируя их недостаточную активность повышением давления водорода до 30 – 70 МПа.

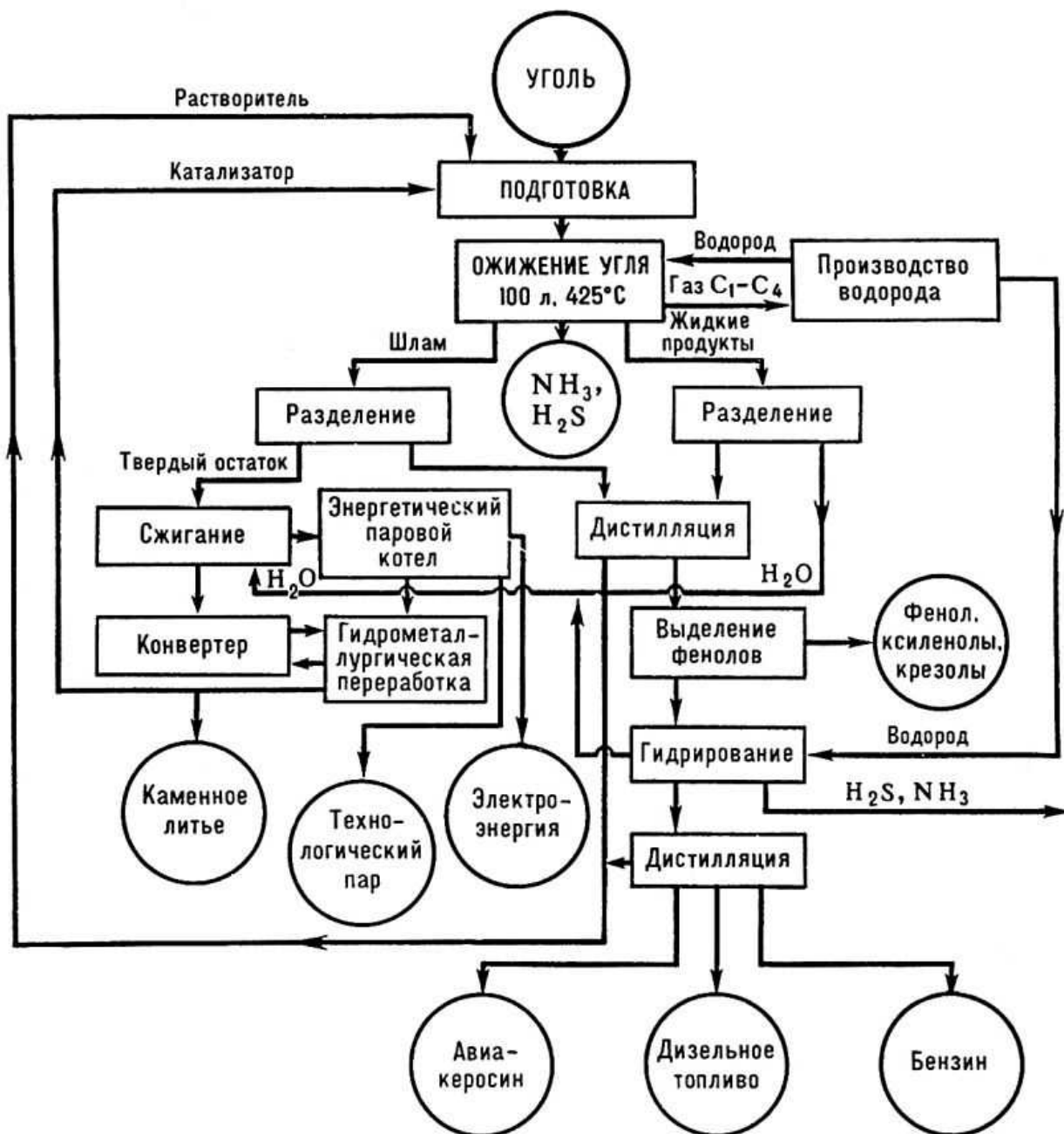


Рис. 5. Технологическая схема гидрогенизации угля

Эффективность гидрогенизации угля в значительной степени определяется химическим составом и свойствами растворителя-пастообразователя, в смеси с которым (50 – 60 % пастообразователя) уголь подвергается переработке. Пастообразователь должен содержать высококипящие фракции продукта



гидрогенизации угля ( $t_{\text{кип}} > 325 \text{ }^\circ\text{C}$ ) с минимальным содержанием асфальтенов для удержания угля в жидкой фазе.

Полученную углемасляную пасту в смеси с циркулирующим водородсодержащим газом (80 – 85 %  $\text{H}_2$  на входе, 75 – 80 % - на выходе) нагревают в системе теплообмена и трубчатой печи и затем направляют на гидрогенизацию в реактор. На 1 т пасты вводят 1,5 – 5,5 тыс.  $\text{м}^3$  газа. Часть газа подают в реактор холодным для охлаждения реакционной смеси и поддержания постоянной температуры, поскольку при гидрогенизации угля выделяется 1,2 – 1,6 МДж тепла на 1 кг угля. При возрастании температуры увеличивается скорость деструкции ОМУ, однако одновременно уменьшается скорость гидрирования.

Гидрогенизацию осуществляют в трех или четырех последовательно расположенных цилиндрических пустотелых реакторах. Длительность гидрогенизации угля, как правило, определяется объемной скоростью подачи углемасляной пасты в реакционную систему. Эта скорость зависит от типа угля, пастообразователя, катализатора, температуры и давления процесса. Оптимальная объемная скорость подбирается эмпирически и составляет обычно 0,8 – 1,4 т на 1  $\text{м}^3$  реакционного объема в час.

Продукты реакции разделяют в сепараторе на парогазовую смесь и тяжелый остаток – шлам. Из первого потока выделяют жидкие продукты (масло, воду) и газ, который после отделения предельных углеводородов,  $\text{NH}_3$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{CO}_2$  и  $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  обогащают 95 – 97 %-ным  $\text{H}_2$  и возвращают в процесс. Шлам разделяют на жидкие продукты и твердый остаток. Жидкие продукты после отделения воды подвергают дистилляции на фракцию с температурой кипения до 325 – 400  $^\circ\text{C}$  и остаток, который возвращают в процесс для приготовления пасты.

Для «облагораживания» жидких продуктов, выход которых составляет 50 – 80 % от массы ОМУ (в зависимости от состава угля), их подвергают гидроочистке, т. е. гидрируют на отдельной стадии при давлении 10 – 30 МПа и температуре 360 – 400  $^\circ\text{C}$  на стационарном катализаторе. Легкокипящие фракции могут быть использованы в качестве компонентов моторного топлива, а высококипящие – для приготовления углемасляной пасты. Соотношение бензина и дизельного топлива – от 1:3 до 1:5 в зависимости от целей и условий процесса.

Тем не менее, как показывают имеющиеся оценки, приведенные затраты на производство моторных топлив из угля методом гидрогенизации по разработанным к настоящему времени технологиям в несколько раз превышают затраты на получение их из нефтяного сырья при средней стоимости добычи последнего. Однако разница в затратах может быть уменьшена при сравнении с топливами, производимыми из нефти, добываемой, например, с помощью дорогостоящих методов повышения нефтеотдачи пластов или на глубоководных морских шельфах.

Продолжающиеся во многих странах исследовательские и опытно-конструкторские работы в области гидрогенизационной переработки углей

направлены на совершенствование технологического и аппаратного оформления процессов, разработку новых катализаторов и добавок, повышение энергетической эффективности всех стадий. Эти поиски могут обеспечить снижение удельных затрат на получение моторных топлив из угля. Перспективным следует считать сочетание процессов гидрогенизации и газификации угля в едином потоке без усложняющих стадий разделения продуктов ожижения и без потерь энергии, затрачиваемой на нагрев сырья.

#### ***Вопросы для самопроверки***

1. Что такое гидрогенизация угля?
2. Какие угли, как правило, подвергают гидрогенизации?
3. Какие параметры процесса гидрогенизации влияют на степень ожижения угля?
4. С какой целью перед гидрогенизацией уголь измельчают до частиц размером менее 0,01 мм?
5. Для чего на уголь наносят катализатор?
6. Что такое шлам?

### **4. Газификация твердых топлив**

Процесс газификации заключается в полном превращении твердого топлива под воздействием кислорода в горючий газ. Кислород может вводиться в свободном состоянии (воздух, кислород, воздух, обогащенный кислородом) или же в виде пара или газа, содержащего кислород (водяной пар, углекислый газ).

В отличие от процесса сухой перегонки твердого топлива, при котором только небольшая часть органической массы переходит в газ и смолу, а основным продуктом является твердый остаток (кокс, полукокс), при газификации твердого топлива вся горючая часть (за вычетом потерь) превращается в газ и жидкие горючие продукты без остатка, за исключением золы или шлака.

Процесс газификации осуществляется в аппаратах, называемых газогенераторами (рис.6). Газогенератор представляет собой металлическую шахту, футерованную внутри огнеупорным кирпичем. Нижняя часть шахты, называемая фартуком, погружена в металлическую вращающуюся чашу, заполненную во время работы водой. Вода в этом случае служит гидравлическим затвором, отключающим внутреннее пространство газогенератора от наружного атмосферного воздуха. К чаше жестко прикрепляется колосниковая решетка, в которой поступающее снизу дутье распределяется по сечению газогенератора и подводится к слою топлива. Топливо в газогенератор загружается сверху через загрузочный люк.

Слой топлива и шлака опирается на колосниковую решетку и на поддон – дно чаши. Образующиеся в процессе газификации зола и шлак при вращении чаши автоматически удаляются. По мере протекания процесса топливо постепенно спускается вниз, а на его место поступают новые порции.

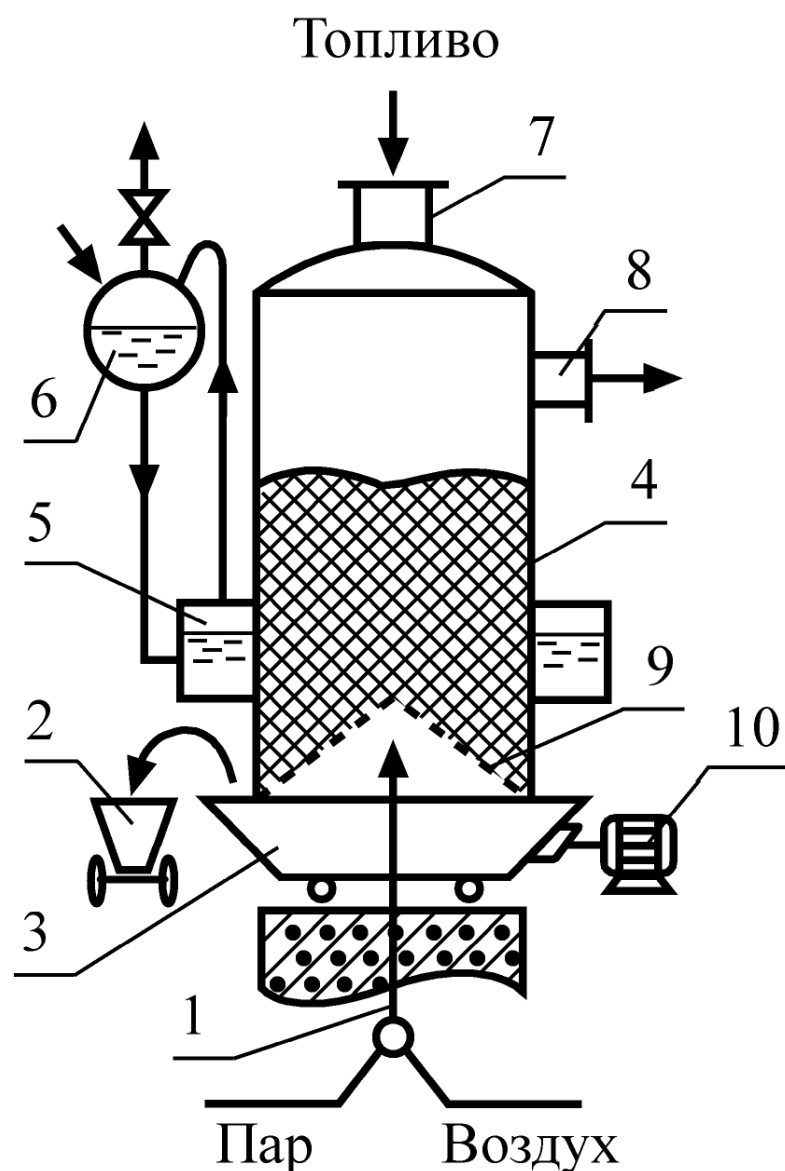


Рис. 6. Схема полумеханизированного газогенератора:

- 1 – паровоздушное дутьё; 2 – вагонетка для удаления шлака;  
 3 – вращающаяся чаша; 4 – шахта газогенератора; 5 – рубашка для охлаждения;  
 6 – барабан испарительного контура; 7 – загрузка топлива; 8 – отвод  
 генераторного газа; 9 – колосниковая решётка; 10 – привод вращающейся чаши

Образующийся генераторный газ, собирающийся в верхней части над слоем топлива, отводится по выводному патрубку. Для наблюдения за работой газогенератора, дробления шлаков и разравнивания слоя топлива предусматриваются специальные шуровочные отверстия.

По характеру протекающих процессов в газогенераторе различают пять зон (рис. 7): I – зона подсушки топлива, II – зона сухой перегонки, III – зона восстановления, IV – кислородная (окислительная) зона и V – зона шлака. Первые две образуют зону подготовки топлива, а третья и четвертая – зону газификации.

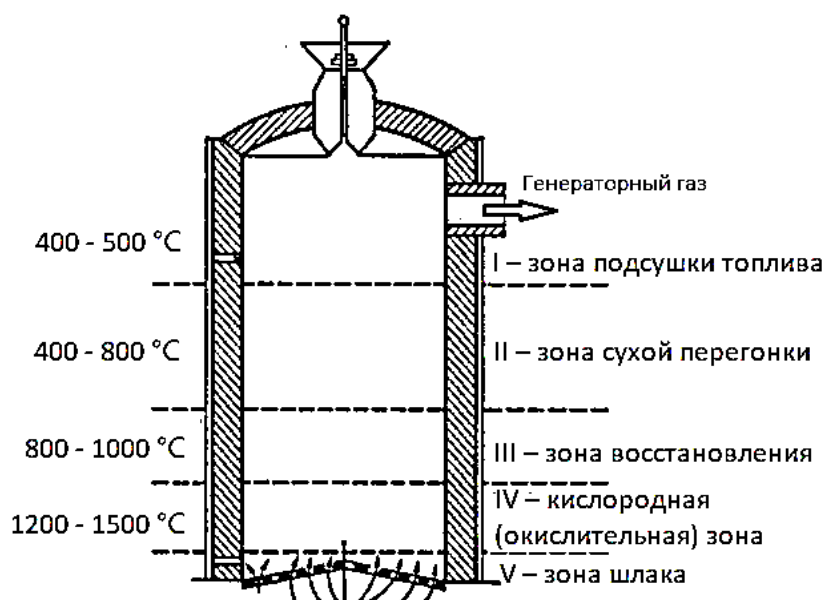


Рис. 7. Процессы образования газов в слое топлива

Поступающее в газогенератор дутье проходит сначала слой шлака, при этом незначительно нагреваясь (зона V). Затем кислород дутья поступает к поверхности раскаленного кокса и вступает в реакцию с углеродом. Продуктами реакции являются  $\text{CO}_2$  и  $\text{CO}$  одновременно, причем количество выделившегося  $\text{CO}_2$  обычно больше; реакция протекает с выделением большого количества тепла. В конце кислородной зоны (IV) по мере расходования последних долей кислорода начинают протекать восстановительные процессы. При дальнейшем движении газов вверх восстановление  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{O}$  интенсивно продолжается и к концу восстановительной зоны количество  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{O}$  (если с воздухом подается пар) становится небольшим. Кислородная и восстановительная зоны взаимно связаны как зоны, в которых образуются основные горючие компоненты генераторного газа –  $\text{CO}$  и  $\text{H}_2$ .

В выходящем из зоны газификации газе, кроме указанных компонентов, содержится значительное количество азота из воздуха,  $\text{H}_2\text{O}$  и  $\text{CO}_2$ . Эти газы имеют высокую температуру, в их составе отсутствует кислород, поэтому при дальнейшем движении вверх они нагревают опускающиеся куски топлива и производят их сухую перегонку с выделением паров смолы, воды, неконденсирующихся горючих и негорючих газов и твердого углистого остатка. Поднимаясь выше, газы, имеющие достаточную температуру, вместе с летучими продуктами разложения подсушивают топливо с выделением из него водяных паров. Таким образом, процесс образования газа в газогенераторе является зональным процессом. Однако четкого разграничения отдельных зон нет: отдельные зоны частично проникают друг в друга и совмещаются.

Температура по высоте слоя топлива непрерывно изменяется: в кислородной зоне она максимальна и по мере увеличения высоты слоя будет снижаться. Количество газов и паров по мере перехода от кислородной зоны к надслойному пространству непрерывно возрастает.

При выходе из газогенератора:

$$V_{\text{газ}} = V_{\text{р.з.}} + V_{\text{с.п.}} + V_{\text{вод}} = V_{\text{р.з.}} + V_{\text{подг}},$$

где  $V_{\text{газ}}$  – общий объем газа,

$V_{\text{р.з.}}$  – объем газов реакционной зоны ( $\text{CO}$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{N}_2$ ),

$V_{\text{с.п.}}$  – объем газов сухой перегонки ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{C}_m\text{H}_n$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{H}_2$ ), а также пары воды, смолы и другие органические соединения,

$V_{\text{вод}}$  – объем паров воды зоны подсушки,

$V_{\text{подг}}$  – объем газов зоны подготовки топлива.

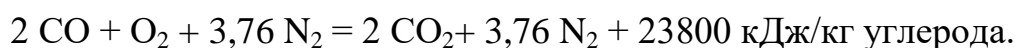
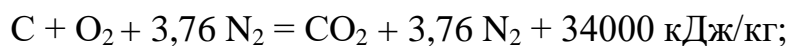
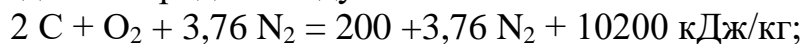
Продукты реакционной зоны и сухой перегонки могут частично взаимодействовать, но приближенно можно принять, что генераторный газ представляет собой механическую смесь газов, полученных в реакционной зоне и зоне подготовки.

Количество газов сухой перегонки составляет значительную величину в общем объеме генераторного газа. Так, например, при газификации челябинского бурого угля на паровоздушном дутье объем газов сухой перегонки составляет 14 % к объему газов реакционной зоны, при газификации торфа – 19 %, при газификации древесины – до 25 %. Теплота сгорания газов сухой перегонки выше, чем у газов реакционной зоны: при газификации торфа в 1,5 раза, древесины в 1,9 раза, челябинского бурого угля – почти в 5 раз. Так как газогенераторный процесс представляет собой сочетание процесса сухой перегонки и собственно газификации, то, очевидно, что чем больше произведение  $Q_{\text{н}} \cdot V_{\text{подг}}$ , тем выше теплота сгорания генераторного газа. Наименьшую теплоту сгорания имеет генераторный газ из антрацитов и коксовой мелочи – топлив, в которых летучие почти отсутствуют или содержатся в минимальных количествах.

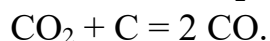
В зависимости от применяемого дутья различают воздушный, паровоздушный, парокислородный и регенеративный газы.

### **Воздушный газ**

Воздушный газ получается при подаче в газогенератор только воздушного дутья. В этом случае в кислородной зоне будут протекать реакции окисления углерода кислородом воздуха:



В кислородной зоне наряду с  $\text{CO}$  образуется значительное количество  $\text{CO}_2$ . Восстановление  $\text{CO}_2$  протекает по схеме:



Идеальный воздушный газ будет иметь следующий состав:

$$\text{CO} = \frac{2}{2+3,76} = 34,7 \text{ , \%},$$

$$\text{N}_2 = \frac{3,76}{2+3,76} = 65,3 \text{ , \%}.$$

Выход воздушного газа составит:

$$V_{\Gamma} = \frac{2+3,76}{2 \cdot 0,536} = 5,37, \text{ м}^3/\text{кг},$$

где  $0,536=12/22,4$  – количество углерода, кг/ м<sup>3</sup> СО.

Теплота сгорания газа:

$$Q_{\text{H}}^{\text{c}} = 128 \cdot 34,7 = 4400 \text{ кДж/м}^3.$$

Отношение тепла в газе к теплу исходного топлива характеризует коэффициент полезного действия процесса газификации.

Для идеального воздушного газа:

$$\eta_{\Gamma} = \frac{4440 \cdot 5,37 \cdot 100}{34000} = 69,8 \text{ \%}.$$

Остальное тепло, составляющее  $\frac{34000 \cdot (100-69,8)}{5,37} = 1920 \text{ кДж/м}^3$ , идет на нагрев газа, вследствие чего воздушный газ имеет высокую температуру.

При получении реального воздушного газа почти всегда небольшая часть СО<sub>2</sub> оказывается невосстановленной, так как реакция не осуществляется до конца.

Практически теплота сгорания воздушного газа, полученного из антрацита, кокса и древесного угля, будет ниже теоретически рассчитанной, тогда как воздушный газ из топлив с высоким выходом летучих имеет большую теплотворную способность за счет газов сухой перегонки.

В табл. 3 приведен состав и теплота сгорания воздушного газа из различных видов топлива с учетом газов сухой перегонки.

К недостаткам воздушного газа следует отнести его малую теплоту сгорания и пониженный КПД газификации вследствие высоких тепловых потерь, так как при газификации маловлажных топлив действительная температура газа доходит до 700 – 800 °С.

Воздушный газ применяется в качестве сырья для химического синтеза, где необходимо высокое содержание СО при отсутствии в газе водорода.

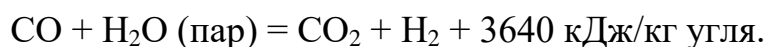
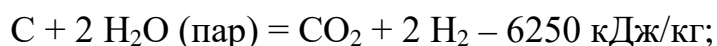
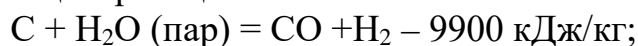
Таблица 3 – Характеристики воздушного газа из различных видов топлива

Топливо	Состав газа, %					Q <sub>H</sub> <sup>г</sup> , кДж/м <sup>3</sup>
	СО	Н <sub>2</sub>	СН <sub>4</sub>	СО <sub>2</sub>	Н <sub>2</sub>	
Кокс	32,2	0,5	-	1,5	66,8	4170
Древесный уголь	34,0	-	-	1,0	65,0	4350
Бурый уголь	29,0	4,0	2,0	5,0	60,0	4850

### Водяной газ

Если вместо воздуха вводить в газогенератор водяной пар, то в результате его взаимодействия с раскаленным углеродом кокса получится водяной газ.

Взаимодействие углерода коксового остатка с водяным паром протекает по следующим реакциям:



Последняя реакция является результирующей. Водяной пар, остающийся неразложенным, и образующиеся газы CO, H<sub>2</sub> и CO<sub>2</sub> стремятся образовать равновесную смесь. Количество отдельных составляющих этой смеси определяется константой равновесия:

$$K_p = \frac{P_{\text{CO}} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}}}{P_{\text{CO}_2} \cdot P_{\text{H}_2}}.$$

В расчетах генераторного газа значение константы равновесия при установившемся процессе можно принимать равной 1,75 – 2,5, что соответствует температурам в зоне восстановления 1050 – 1400 °С [1].

Скорость взаимодействия коксового остатка с реагентом дутья зависит от многих обстоятельств, в том числе от природы топлива, в частности, от особенностей горючей массы, развития реагирующей поверхности и каталитического влияния воды.

Чем выше реакционная способность топлива, тем полнее и при более низкой температуре протекает разложение водяного пара. В табл. 4 приведены данные по разложению водяного пара при различных температурах в зависимости от природы коксового остатка.

Таблица 4 – Разложение водяного пара при взаимодействии с углеродом при различных температурах, %

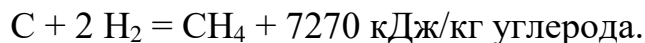
Топливо	Температура, °С						
	600	700	800	900	1000	1100	1200
Древесный уголь	4,0	52,4	96,9	-	-	-	-
Полукок	-	5,7	12,6	-	82,2	-	-
Газовый кокс	-	-	8,6	-	74,2	89,4	-
Каменно-угольный кокс	-	-	-	19,6	50,4	-	93,0

Из данных, приведенных в табл. 4, видно, что разложение водяного пара протекает при температурах 600 – 1200 °С и выше. Для более активных топлив разложение начинается и заканчивается при более низких температурах. Часть водяного пара остается, не разрушается даже при высоких температурах.

Наибольшей реакционной способностью обладают торфяной кокс, древесный уголь, буроугольный полукок. Реакционная способность коксового остатка каменных углей ниже, причем в порядке убывающей способности следует расположить: каменноугольный полукок, газовый кокс и металлургический

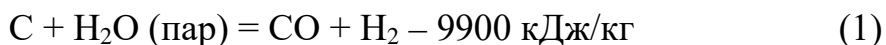
кокс. Наименьшей реакционной способностью обладает антрацит. Разница в реакционной способности сказывается главным образом при низких и средних температурах реагирования; при высоких температурах эти отличия сглаживаются.

При действии водяного пара на раскаленный углерод образующийся водород реагирует с углеродом, особенно интенсивно в присутствии катализаторов, при этом образуется в небольших количествах метан по результирующему уравнению:



Наиболее благоприятными для образования метана являются температуры до 500 °С. При высоких температурах количество образующегося метана очень невелико и составляет около 0,1 – 0,5 % в равновесной смеси.

В идеальном процессе в результате взаимодействия по уравнению



получается газ следующего состава: CO = 50,0 %, H<sub>2</sub> = 50,0 %.

Выход газа

$$V_r = \frac{2,0}{0,536} = 3,73, \text{ м}^3/\text{кг.}$$

Теплота сгорания:

$$Q_n^c = (30,5 \cdot 50 + 25,7 \cdot 50) \cdot 4,19 = 11750, \text{ кДж/м}^3.$$

КПД при этом составляет:

$$\eta_r = \frac{11750 \cdot 3,73 \cdot 12 \cdot 100}{407000 + 11850} = 100, \%,$$

т.е. при идеальном тепловом процессе и отсутствии каких-либо потерь все тепло углерода можно перевести в потенциальную энергию газа. Однако при практической реализации эффективность данного процесса существенно снижается. Так как реакция (1) эндотермическая и происходит со значительным поглощением тепла, то для протекания процесса и возмещения тепловых потерь необходимо периодически подводить тепло извне.

Существующие установки водяного генераторного газа работают следующим образом. Вначале в газогенератор вдувается воздух для частичного сжигания кокса, при этом выделяется тепло и слой топлива разогревается (фаза горячего дутья). После этого подается пар для образования водяного (фаза холодного дутья). Вследствие необходимости раздельной подачи в газогенератор воздуха и пара процесс является периодическим, отдельные фазы следуют друг за другом в определенном порядке по циклам.

При воздушном дутье газогенератор работает как обычная топка с целью выделения максимального количества тепла и повышения температуры в слое. Однако по мере разогрева слоя в нем развиваются восстановительные реакции и в газе появляется некоторое количество CO.



При паровом дутье, когда происходит выработка водяного газа, температура в слое постепенно понижается и степень разложения пара к концу фазы падает. При этом состав газа ухудшается за счет увеличения содержания  $\text{CO}_2$  и снижается производительность газогенератора. Практически производительность полного цикла зависит от способа управления задвижками газа, воздуха и пара и составляет при ручном управлении 7 – 8 мин., в полуавтоматическом – 4 – 5 мин., автоматическом – 2 мин и меньше.

Основным топливом для получения водяного газа на газогенераторных станциях, работающих по периодическому режиму, является каменноугольный кокс.

Состав реального водяного газа по водороду близок к идеальному, но сильно отклоняется от него по содержанию  $\text{CO}$  (табл.5).

Реальный КПД газификации составляет около 60 %, интенсивность процесса 400 – 450 кг/м<sup>2</sup>·ч по топливу и 6,0 – 7,0 тыс. м<sup>3</sup>/ч по газу при диаметре шахты 3,6 м.

Газы горячего дутья имеют температуру около 700 °С и некоторое количество химически связанного тепла. Состав этих газов следующий:  $\text{CO}_2$  14 – 17 %,  $\text{CO}$  5 – 9 %,  $\text{H}_2$  1,5 – 2,5 %,  $\text{N}_2$  74 – 76 %,  $Q_{\text{H}}^{\text{c}}=800 – 1200$  кДж/м<sup>3</sup>.

Таблица 5 – Состав реального водяного газа и его теплота сгорания

Топливо	Состав газа, %							$Q_{\text{H}}^{\text{p}}$ , кДж/м <sup>3</sup>
	$\text{CO}_2$	$\text{H}_2\text{O}$	$\text{CO}$	$\text{H}_2$	$\text{CH}_4$	$\text{N}_2$	$\text{O}_2$	
Кокс	6,5	0,3	37,0	50,	0,5	5,5	0,2	10300
Антрацит	6,0	0,5	38,5	48,0	0,5	6,3	0,2	10350

Эти газы целесообразно использовать для производства и перегрева водяного пара, необходимого для процесса, что может повысить общий тепловой КПД генератора водяного газа на 15 – 18 %.

Водяной газ применяется в качестве топлива и сырья в производстве водорода, спиртов, синтетического моторного топлива и др., а также в быту как примесь к более богатым газам – коксовому, светильному и природному.

Небольшие установки водяного газа применяются при производстве строительных материалов, в радиопромышленности, для обработки стекла и др.

### Паровоздушный газ

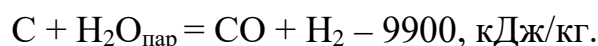
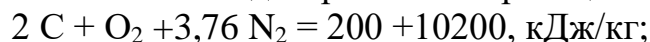
Теплота сгорания воздушного газа низка в связи с тем, что большая часть состава этого газа является балластом (азотом). Водяной газ, имеющий высокую теплоту сгорания, характеризуется невысоким КПД. Поэтому в качестве основного энергетического газа применяется паровоздушный газ, получаемый при подаче в газогенератор воздуха с некоторой добавкой водяных паров.

Водяные пары, вступая в реакцию с раскаленным углеродом кокса, снижают температуру в реакционной зоне, тем самым упрощая процесс сухого шлакоудаления; одновременно с этим снижается содержание азота в газе, так как

часть необходимого для газификации кислорода поступает из водяного пара дутья и на газификацию расходуется соответственно меньше воздуха.

В результате взаимодействия водяного пара с углеродом кокса образуются CO, H<sub>2</sub> и CO<sub>2</sub>, при этом остается часть неразложившихся водяных паров. На состав паровоздушного газа существенное влияние оказывают продукты сухой перегонки топлива, причем степень этого влияния зависит от пода газифицируемого топлива и конструкции газогенератора.

Количество вводимого водяного пара определяется условиями теплового баланса процесса, т.е. равенства экзотермической реакции образования CO и эндотермической реакции:



При этом следует учитывать, что газы из реакционной зоны выходят с высокой температурой, обычно около 900 – 1000 °С. Физическое тепло этих газов используется для подготовки топлива – его подсушки и сухой перегонки.

Состав идеального паровоздушного газа реакционной зоны представлен в табл. 6.

Принимая во внимание, что из 3,5 моль углерода получается 8,76 моль паровоздушного газа, выход реакционных газов составит:

$$V_r = \frac{8,76}{3,5 \cdot 0,536} = 4,68, \text{ м}^3 / \text{ кг твердого углерода}.$$

Теплота сгорания идеального паровоздушного газа реакционной зоны:

$$Q_H^c = 127,5 \cdot 40,0 + 107,5 \cdot 17,1 = 6950, \text{ кДж/м}^3.$$

КПД газификации

$$\eta_r = \frac{6950 \cdot 4,68 \cdot 100}{34000} = 95,5, \%$$

На 1 кг газифицируемого углерода подается водяного пара к дутью:

$$g_n = \frac{1,5 \cdot 18}{3,5 \cdot 12} = 0,644, \text{ кг/кг}.$$

Таблица 6 – Состав идеального паровоздушного газа

Наименование	Содержание	
	моль	%
CO	3,5	40,0
H <sub>2</sub>	1,5	17,2
N <sub>2</sub>	3,76	42,9

Так как практический паровоздушный процесс отклоняется от идеального, средний состав реального паровоздушного газа (табл.7) также существенно отличается от идеального: в нем содержится больше азота, содержание CO +H<sub>2</sub> значительно ниже, кроме того, в его составе появляются газы сухой перегонки – CH<sub>4</sub>, C<sub>m</sub>H<sub>n</sub> и H<sub>2</sub>.

Таблица 7 – Средний состав паровоздушного газа из различных видов топлива

Топливо	Состав газа, %								$Q_H^c$ , кДж/м <sup>3</sup>
	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	C <sub>m</sub> H <sub>n</sub>	CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>	
Каменный уголь	5,0	0,1	0,3	26,5	13,5	2,5	51,9	0,2	5850
Бурый уголь	4,6	0,2	0,3	28,6	13,0	2,0	47,8	0,2	6300
Торф	8,0	0,1	0,5	28,0	15,0	3,0	45,2	0,2	6500
Древесина (щепа)	6,5	-	0,5	29,0	14,0	3,0	46,8	0,2	6500

Количество вводимого в дутье пара меньше расчетного и составляет около 450 – 500 г/кг углерода кокса, поступающего в зону газификации, причем часть водяных паров остается неразложенной. При паровоздушном процессе значительно лучше используется тепло нагрева газов, так как в реакционной зоне экзотермические реакции сочетаются с эндотермическими. Это увеличивает химический КПД газификации, который составляет при паровоздушном процессе газификации: каменных углей – 74 %, бурых углей – 72 %, торфа – 68 %. Снижение температуры в кислородной зоне в результате добавки водяных паров предотвращает образование крупных кусков шлака, что позволяет вести паровоздушный процесс в обычных газогенераторах с кусковым удалением золы и шлаков.

Паровоздушный газ производится по непрерывному процессу, так как при небольших добавках пара к воздуху остается достаточно тепла для протекания реакций в восстановительной зоне процессов сухой перегонки и сушки.

Процесс получения паровоздушного газа более прост в сравнении с другими процессами газификации, поэтому паровоздушный газ может быть получен из самых разнообразных видов твердого топлива.

Топлива, богатые летучими, как правило, выделяют паровоздушный газ более высокой теплоты сгорания, чем антрацит и коксовая мелочь, так как газы реакционной зоны обогащаются газами сухой перегонки.

Паровоздушный генераторный газ является наиболее дешевым и распространенным видом генераторных газов и широко применяется в промышленных печах металлургической, машиностроительной, керамической и других отраслей промышленности.

### ***Вопросы для самопроверки***

1. Что является целью процесса газификации?
2. Чем отличается процесс газификации от сухой перегонки?
3. Что такое газогенератор?
4. На какие зоны условно можно разделить газогенератор?
5. В какой зоне температура слоя топлива максимальна?

6. Какие виды искусственного газа можно получить в результате газификации? Какой газ используется в качестве основного энергетического газа?

## 5. Конструкции газогенераторов

Газогенераторы классифицируются:

- по роду процесса – газогенераторы для получения воздушного, водяного или смешанного газа;
- по характеру слоя – газогенераторы с плотным слоем и с кипящим слоем;
- по давлению, при котором протекает генераторный процесс – атмосферные и газогенераторы высокого давления;
- по степени механизации процесса – немеханизированные газогенераторы, полумеханизированные и механизированные.

Взвешенный или кипящий слой топлива организуется в газогенераторах, предназначенных для газификации мелкозернистых топлив. Такой слой располагается в конической части газогенератора, причем крупные частицы находятся во взвешенном состоянии в узкой части конуса, а мелкие – в широкой. Таким образом, частицы классифицируются в слое. В действительности наблюдается возвратно-поступательное движение частиц, т.е. происходит перемешивание слоя.

Кипящий слой применяется для получения большого количества технологического или энергетического генераторного газа из мелкозернистых бурых и других углей.

Газогенераторы с плотным слоем используют для газификации крупнокускового топлива.

В зависимости от расположения места подачи воздушного или кислородного дутья в шахту и места выхода газа из шахты газогенератора с плотным слоем различают три типа газогенераторов:

- газогенераторы прямого процесса газификации;
- газогенераторы обращенного процесса газификации;
- газогенераторы поперечного процесса газификации.

При прямом процессе газификации генераторный газ выходит из верхней части шахты, а подача воздушного дутья производится в самой нижней части шахты газогенератора, где и происходит процесс горения углистого остатка топлива с выделением теплоты и продуктов сгорания ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ).

При обращенном процессе газификации подача воздушного дутья осуществляется в средней части шахты газогенератора, где и образуется очаг горения, а генераторный газ отводится из шахты в нижней ее части.

При поперечном процессе газификации воздушное дутье подается внизу шахты газогенератора с одной стороны, а образующаяся парогазовая смесь (генераторный газ) отводится через отверстия на другой стороне шахты. Такие газогенераторы были разработаны для газификации древесного угля и щепы при температуре процесса около  $1500\text{ }^\circ\text{C}$ .

К *полумеханизированным* относятся газогенераторы, в которых механизирован один из важнейших процессов по обслуживанию генератора – шлакоудаление; кроме того, в ряде конструкций механизмируется также и процесс загрузки и распределения топлива в газогенераторе.

В полумеханизированных газогенераторах вращающиеся колосниковые решетки осуществляют равномерное и непрерывное удаление шлаков без нарушения процесса газообразования. Ввиду этого удельная производительность и общая тепловая мощность газогенераторов с механизированным удалением шлаков практически в 1,5—2,5 раза больше газогенераторов с ручным обслуживанием (при прочих равных условиях). Качество газа и КПД таких газогенераторов также значительно выше.

Газогенераторы с механизированным золоудалением характеризуются наличием чугунной колосниковой решетки, укрепленной на чугунной чаше (поддоне), которая приводится во вращение червячным механизмом.

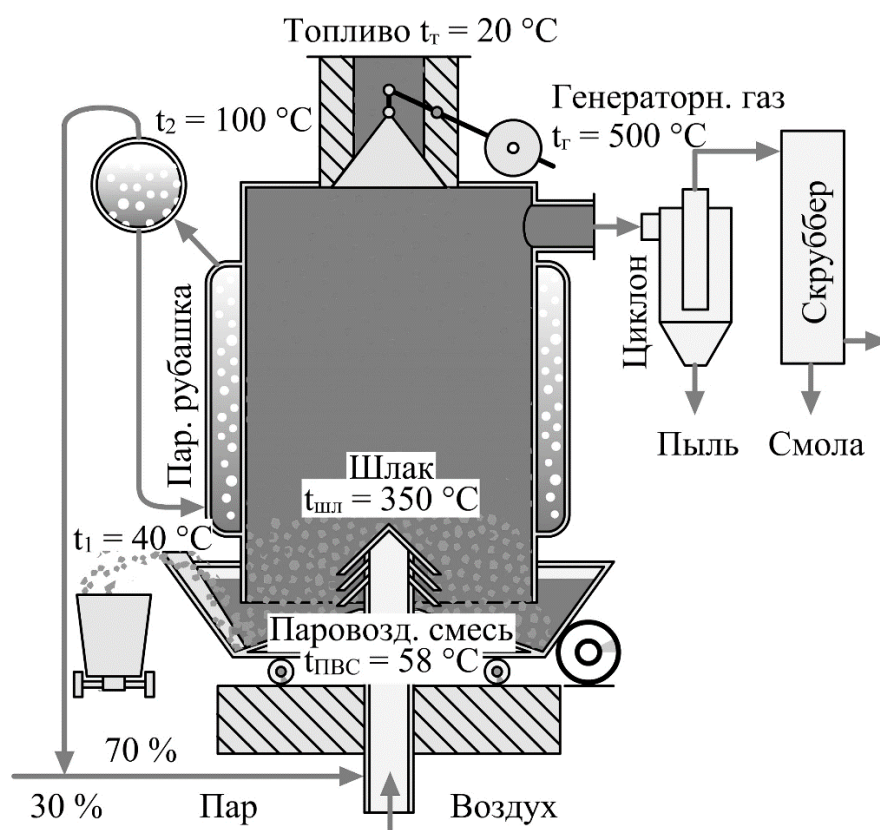


Рис. 8. Схема полумеханизированного газогенератора

Примером такой конструкции может служить газогенератор, представленный на рис. 8. Поддон вращается на опорных роликах (в других газогенераторах вращение поддона иногда осуществляется на стальных шарах). Медленное вращение колосниковой решетки (0,2—2 об/ч) обеспечивает автоматическую ломку шлака и его удаление из чаши через гидравлический затвор, для чего служит шлакосбрасыватель. Газогенератор снабжен пароводяной рубашкой, исключаящей налипание шлаков к внутренней поверхности

шахты. Пароводяная рубашка соединена трубопроводами с паросборником. Вода кипит в рубашке, и образующиеся пузырьки пара поднимаются вверх и сепарируются в паросборнике. Таким образом, пароводяная рубашка, связанная с паросборником, по существу представляет собой паровой котел с естественной циркуляцией, встроенный в газогенератор.

Пар давлением 1,2—1,6 атм., вырабатываемый в рубашке, используется для увлажнения дутьевого воздуха газогенератора. Пароводяная рубашка питается умягченной водой от общезаводской химической водоочистки, предназначенной для подготовки питательной воды паровых котлов. Пароводяная рубашка снабжена контрольными лючками. Загрузка топлива, его шуровка и пиковка производятся вручную, вследствие чего, несмотря на механизированное шлакоудаление, генератор называется полумеханизированным.

Шахта газогенератора, изготовленная при помощи сварки из стальных листов, опирается на лапы, установленные на фундаменте. Верхняя часть шахты и крышка футерованы огнеупорным кирпичом. Отвод газа производится через патрубок в крышке. Загрузка топлива производится при помощи загрузочной коробки, снабженной двойным затвором. Паровоздушная смесь подается под колосниковую решетку при помощи центральной трубы с гидравлическим затвором.

Для газификации крупнокускового высоковлажного и битуминозного топлива применяют газогенераторы с дополнительно надстроенной более узкой по сечению шахтой – швельшахтой, предназначенной для низкотемпературной сухой перегонки топлива (рис. 9).

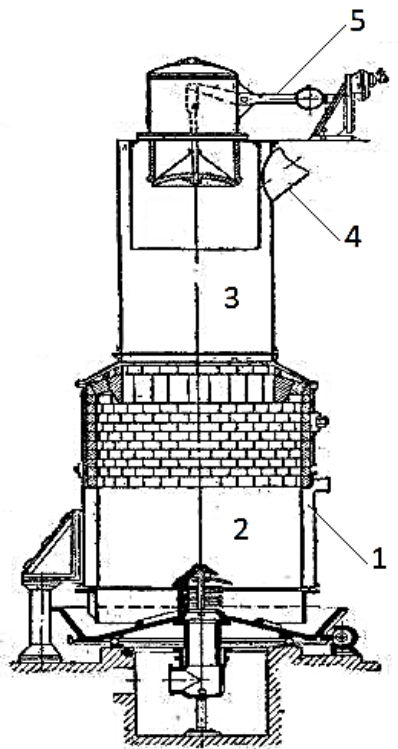


Рис. 9. Газогенератор для топлив с высокой влажностью:  
1 – пароводяная рубашка; 2 – шахта; 3 – швельшахта; 4 – отвод газа;  
5 – загрузочное устройство

Большая высота слоя топлива приводит к более длительному пребыванию его в газогенераторе, а меньшее сечение швельшахты увеличивает скорости потока и теплообмена в слое. И то и другое улучшает подготовку топлива и способствует получению смолы лучшего качества. В обычных газогенераторах смола, выделяющаяся при сухой перегонке, разлагается, частично превращается в газ, остающаяся смола представляет собой тяжелый, вязкий, загрязненный сажей продукт.

В газогенераторе со швельшахтой, вследствие более низких температур протекания процесса и более быстрого выноса продуктов перегонки из зоны высоких температур, качество смолы значительно выше: эта смола в значительной степени сохраняет свой первоначальный состав, она более подвижна, менее загрязнена и, следовательно, может с успехом использоваться в качестве топлива и сырья для переработки.

В полумеханизированных газогенераторах, даже оборудованных хорошо работающими автоматическими засыпными аппаратами, остаются еще весьма трудоемкие работы по шуровке и разравниванию топлива.

К *механизированным* относятся газогенераторы, в которых наряду с механизацией шлакоудаления и загрузки топлива осуществляется механическая обработка (шуровка) слоя. В таких газогенераторах создаются условия для полной механизации обслуживания, получения стабильного качества газа и интенсификации генераторного процесса. Наиболее эффективную работу механизированные газогенераторы демонстрируют при газификации углей с повышенной спекаемостью.

Механизированный газогенератор с автоматическим питателем и шурующими граблями показан на рис. 10. Для разравнивания и поверхностной шуровки слоя в этом газогенераторе предусмотрены специальные мешалки – шурующие грабли. Они представляют собой полый водоохлаждаемый горизонтальный стержень с наклонными сменными зубьями-гребками, вращающийся вокруг вертикальной оси. Гребки погружены в поверхностный слой топлива и при движении разрыхляют и выравнивают его. Вертикальная ось закреплена во втулке, установленной на двух укосинах, и имеет на верхнем конце винтовую нарезку, при помощи которой может автоматически подниматься и опускаться в пределах 500 – 600 мм в зависимости от высоты слоя топлива в шахте газогенератора. Мешалка применяется в комбинации с автоматическим загрузочным устройством.

Засыпной аппарат представляет собой крыльчатый барабан, вставленный в обычную засыпную воронку с изогнутой горловиной. Мешалка приводится в движение с помощью электродвигателя мощностью 3 – 5 кВт в зависимости от диаметра шахты со скоростью 6 – 10 об/ч. Газогенераторы такого типа применяются для газификации углей марок Д, Г, СС, коксовой мелочи и антрацита.

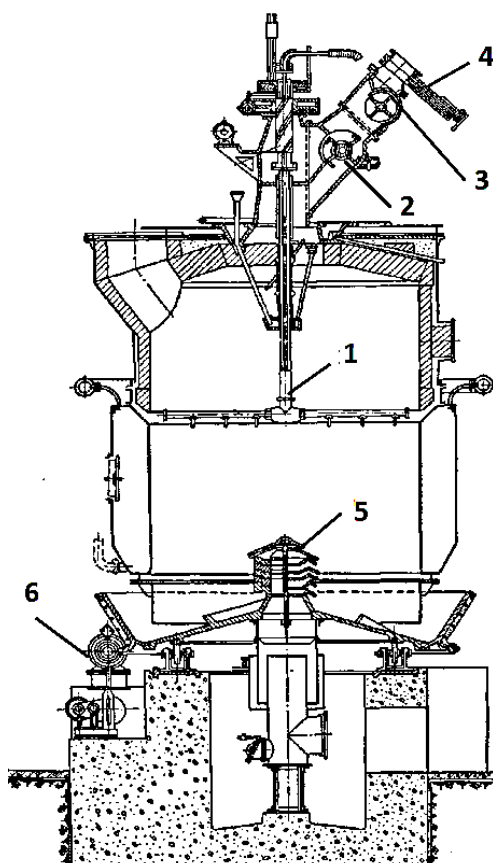
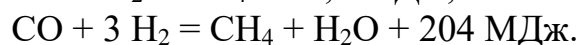


Рис. 10. Газогенератор с шуровочной мешалкой:

1 – мешалка; 2 – питатель; 3 – компенсатор; 4 – шибер угольного бункера;  
5 – вращающаяся колосниковая решетка; 6 – приводной механизм

### ***Газификация топлива под давлением***

При высоких давлениях в шахте газогенератора помимо обычных реакций, продуктами которых являются водород и окись углерода, протекают со значительной скоростью вторичные реакции образования метана при взаимодействии водорода с углеродом топлива и оксидом углерода:



Реакции образования метана протекают с резким сокращением объема газов, поэтому повышение давления и благоприятствует их осуществлению. Увеличение содержания метана в газе значительно повышает теплоту сгорания получившегося газа. После удаления из сырого газа значительной части двуокиси углерода (например, промывкой под давлением) теплота сгорания газа достигает значения 16,7 МДж/м<sup>3</sup> и выше. Такой газ может быть использован в качестве бытового газа.

Особенностью процесса газификации под давлением является возможность получения большого количества жидких продуктов высокого качества.

При газификации топлива под давлением 2 МН/м<sup>2</sup> общий выход смолы примерно такой же, что и при полукоксовании данного топлива, а выход



бензиновой фракции значительно больше, чем при полукоксовании. Увеличение выхода бензина является следствием крекинга смолы под давлением в присутствии водорода. Газогенератор высокого давления схематически показан на рис. 11. Такие газогенераторы имеют внутренний диаметр шахты до 2,5 м. Для газификации могут быть использованы также и мелкозернистый уголь, и отходы угля.

Топливо подается в газогенератор из бункера шлюзовым загрузочным аппаратом с двумя затворами. Для удаления шлака из газогенератора применяется зольная шлюзовая камера.

В процессе газификации под давлением топливо проходит те же зоны, что и при обычной газификации. Бурый уголь должен подвергаться предварительной сушке и содержание влаги в нем не должно быть выше 20 – 25 %. Напряжение шахты при газификации бурых углей составляет примерно 800 – 1000 кг/м<sup>2</sup>·ч. Высокая производительность газогенераторов обеспечивается резким повышением объемных концентраций газов. Интенсивное течение реакций газообразования при высоком давлении позволяет снизить температуру слоя до 900 – 1000 °С и, таким образом, избежать шлакования. Высокая зольность топлива (до 30 – 40 %) не является препятствием для такого способа газификации, если зола не шлакуется.

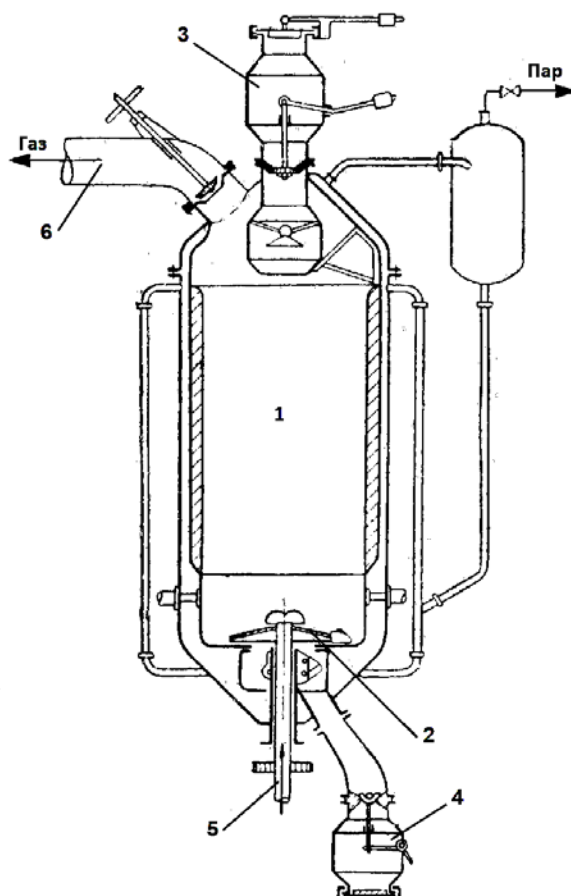


Рис. 11. Промышленный газогенератор высокого давления:  
1 – шахта газогенератора; 2 – колосниковая решетка; 3 – загрузочное устройство; 4 – зольная камера; 5 – подвод дутья; 6 – отвод газа

Возможность одновременного получения газа и ценных жидких продуктов (при обогащении воздуха кислородом) при минимальном расходе кислорода и использовании мелкозернистого топлива (3 – 10 мм) является преимуществом газификации под давлением. Недостатком этого способа является сложность конструкции и высокая стоимость оборудования.

Присутствие мелочи в буром и каменном углях и антраците сильно затрудняет процесс газификации: производительность газогенераторов уменьшается, увеличивается износ, ухудшаются качество газа и другие показатели работы, поэтому к размерам кусков топлива предъявляются жесткие требования, и перед подачей в газогенератор оно подвергается просеиванию (грохочению), при котором иногда значительная часть топлива отсеивается и направляется для использования, например, в топках котлов.

Другим недостатком газогенераторов с плотным слоем при газификации топлив при атмосферном давлении является их малая производительность, и на больших предприятиях для удовлетворения потребности в газе необходимо устанавливать десятки газогенераторов.

Важной задачей является также повышение теплоты сгорания генераторного газа, которая в зависимости от сорта топлива и других факторов при обычной газификации равна 4,19 – 6,71 МДж/м<sup>3</sup>.

В ряде случаев такая теплота сгорания является недостаточной с точки зрения требований, предъявляемых к газообразному топливу. Кроме того, транспорт низкокалорийного газа из-за большого содержания балласта очень дорог, дальнейшее газоснабжение становится неэкономичным.

### *Газификация бурых углей в кипящем слое*

Этот метод обеспечивает интенсификацию газогенераторного процесса благодаря увеличению объема слоя при его продувке воздухом, вследствие увеличения объема слоя по сравнению с плотным слоем.

Особенность кипящего слоя заключается в подвижности частиц в нем и их интенсивном перемешивании по всему слою.

Процесс газообразования в кипящем слое аналогичен газообразованию в плотном слое. Здесь также имеются кислородная и восстановительная зоны. Но эти зоны имеют в данном случае большие по высоте размеры. Интенсивное перемешивание частиц выравнивает температуру слоя, а так как эта температура достаточно высока, то происходит глубокое разложение продуктов сухой перегонки и в получившемся газе содержится меньшее количество смол, кислот и фенолов, что упрощает его очистку.

Высокая удельная производительность газогенераторов с кипящим слоем объясняется тем, что частицы мелкозернистого топлива в кипящем слое находятся в состоянии вращательно-пульсирующего движения в потоке воздуха и газа. Большая удельная поверхность топлива, интенсивное обтекание частиц воздухом и газом, вращательно-пульсирующее движение частиц и их соударение обеспечивают постоянное обновление поверхности топлива (благодаря

удалению с нее образовавшейся золы) и ускоренное течение реакций газообразования.

На рис. 12 показана конструкция промышленного газогенератора с кипящим слоем, предназначенного для газификации низкосортного топлива (бурый уголь, отходы углей и кокса разных марок). Топливо, поступающее в газогенератор, подвергается предварительной подготовке, заключающейся в подсушке до влажности  $W^p = 7 - 12 \%$  и в измельчении. Размер частиц топлива должен быть в пределах  $0,5 - 12 \text{ мм}$ . Подготовленное топливо поступает в приемный бункер газогенератора. Из бункера топливо шнеками непрерывно подается на колосниковую решетку газогенератора. Дутье подают через колосниковую решетку под таким давлением, что слой топлива приходит в движение, напоминающее кипение жидкости. Омываемые газовой средой мелкие частицы угля бурно выделяют газы и могут легко перемешиваться. В плоскости колосниковой решетки имеется спиральная лопасть, выполняющая роль золоудалителя. Часть золы из газогенератора поступает в зольный бункер, откуда при помощи шнека непрерывно удаляется. Другая часть золы выносятся потоком газа и улавливается в циклонных пылеуловителях.

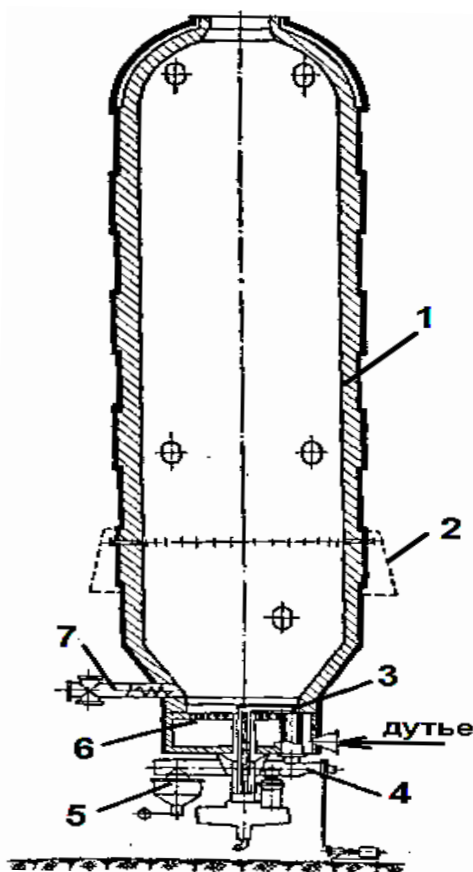


Рис. 12. Промышленный газогенератор с кипящим слоем:  
1 – шахта газогенератора; 2 – фурмы для подачи вторичного дутья;  
3 – водоохлаждаемый брус; 4 – зольные шнеки; 5 – зольный бункер;  
6 – колосниковая решетка; 7 – шнеки для подачи топлива

Газогенератор работает на парокислородном дутье. Около 80 % дутья поступает через колосниковую решетку и примерно 20 % - через фурмы, расположенные выше слоя топлива. Делается это для того, чтобы можно было в какой-то степени газифицировать мелкие угольные частицы, обильно выносимые потоком газа из слоя. Для этой же цели газогенератор имеет большую высоту. Давление дутья перед колосниковой решеткой – 3000 Н/м<sup>2</sup>, давление в самом газогенераторе – около 2500 Н/м<sup>2</sup>, температура парокислородной смеси – 85 – 100 °С.

Температура слоя не должна быть выше 800 – 900 °С, поэтому к кислороду или воздуху в большом количестве добавляют пар. При повышенных температурах зола размягчается, частицы топлива начинают слипаться и слой зашлаковывается. При невысоких температурах слоя степень разложения невелика (около 0,2 – 0,3). При газификации бурых углей напряжение по нижней части шахты газогенератора составляет 1750 кг/м<sup>2</sup>·ч и более.

После газогенератора газ проходит через пылеуловитель и направляется к котлу-утилизатору, производящему пар. Полученный пар не только покрывает все потребности газификации, но и используется для других производственных целей. После котла газ проходит очистку в батарейных циклонах.

Парокислородное дутье применяется при выработке безазотного технологического газа. При выработке энергетического газа (например, для газоснабжения газовых турбин или промышленных печей) газогенераторы могут работать и на паровоздушном дутье, но качество газа при этом снижается. По данным проведенных исследований при газификации бурых углей в кипящем слое теплота сгорания газа при паровоздушном дутье равна 4,19 – 4,61 МДж/м<sup>3</sup>, а при парокислородном дутье – 8,82 – 9,23 МДж/м<sup>3</sup>. КПД газификации при этом составил 50 – 54 %, а термический КПД – 74 – 84 %.

К достоинствам газогенераторов с кипящим слоем следует отнести высокую производительность (один газогенератор может производить до 70000 м<sup>3</sup>/ч газа) и устойчивый режим работы.

Недостатками являются: необходимость предварительной сушки топлива, большие габаритные размеры, большое содержание пыли в газе, низкая степень разложения пара и большой удельный расход кислорода.

### ***Газогенераторы с кипящим слоем под давлением***

Газогенератор для газификации мелкозернистых углей в кипящем слое под давлением представляет собой полый, футерованный внутри аппарат, выполненный из жаропрочной стали. В нем имеются загрузочные и зольные бункера, позволяющие без остановок основного процесса осуществлять шлюзовую загрузку угля и выгрузку золы. На рис. 13 показана конструкция такого газогенератора.

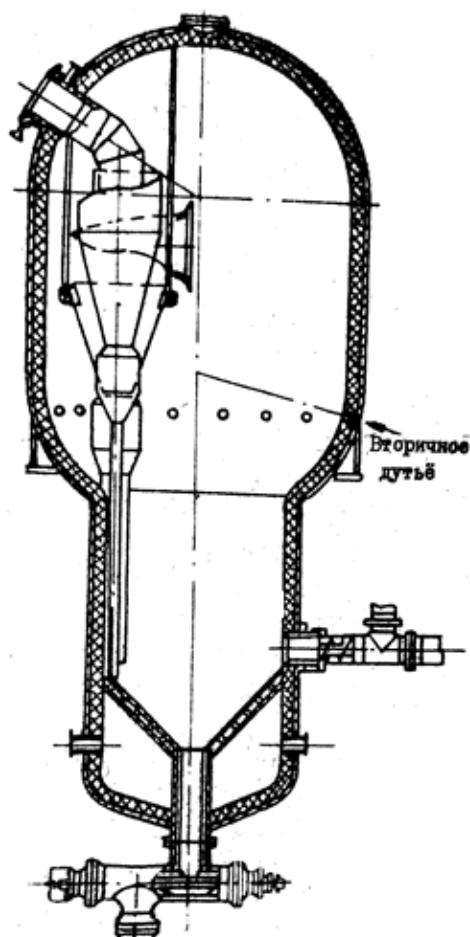


Рис.13. Газогенератор с кипящим слоем под давлением

Загрузка угля производится следующим образом: уголь тремя шнековыми или плунжерными питателями из нижнего бункера непрерывно подается в шихту газогенератора (давление в нижнем бункере равно давлению в газогенераторе). В это время при атмосферном давлении уголь загружается в верхний бункер, отсоединенный от нижнего автоматическим клапаном. Когда топливо в нижнем бункере достигает минимального уровня, подачу угля в верхний бункер прекращают и герметизируют его с помощью верхнего клапана, после чего в нем поднимают давление охлажденным газом до значения давления в газогенераторе. Затем открывают нижний клапан, и уголь из верхнего бункера пересыпается в нижний, который клапаном отсоединяют от верхнего бункера. При этом давление бункера сбрасывается, открывается верхний клапан, и уголь подается в верхний бункер при атмосферном давлении, т.е. повторяется цикл загрузки топлива. Управление клапанами для поднятия и сброса давления производится автоматически.

Зола из газогенератора отводится непрерывно шнеком и накапливается в специальном сборнике, давление в котором равно давлению в газогенераторе. Внутри газогенератора для улавливания угольных частиц, выносимых газами из слоя, предусмотрена установка двух последовательных циклонов, которые работают без давления в условиях высоких температур.

Очистка полученного газа в таких схемах осуществляется последовательно в циклонах, сероочистителях и керамических фильтрах. Очистка производится в аппаратах при избыточном давлении 100 кПа и температуре 1000 – 1100 °С, что требует применения жаростойких сталей и огнеупорной футеровки. Циклоны, сероочистители и керамические фильтры снабжены устройствами для выгрузки пыли или сероочистительного реагента без нарушения непрерывной работы установки. Сероочиститель также снабжен загрузочным устройством, обеспечивающим подачу в аппарат под давлением сероочистительных твердых реагентов. Основным сероочистительным реагентом в таких устройствах служит оксид кальция, получаемый обжигом природного известняка при температуре 1000 °С.

### ***Вопросы для самопроверки***

1. В каких газогенераторах целесообразно применять кипящий слой?
2. Какие типы газогенераторов с плотным слоем существуют?
3. Для чего в газогенераторах надстраивают швельшахту?
4. Какие реакции протекают в шахте газогенератора при высоком давлении?
5. Почему организация кипящего слоя в газогенераторе обеспечивает интенсификацию газогенераторного процесса?
6. Перечислите основные достоинства и недостатки газогенераторов с кипящим слоем.

### **6. Материальный и тепловой балансы газогенератора**

Целью расчетов газогенераторного процесса является определение состава и теплоты сгорания газа, выход генераторного газа и побочных продуктов в зависимости от топлива, дутья и других факторов. Расчёт, как правило, выполняется для 100 г газифицируемого топлива.

На рис. 14 приведён элементный состав твёрдого топлива, поступающего в газогенератор, далее при движении вниз каждый элемент топлива претерпевает изменение и покидает газогенератор с продуктами газификации, с уносом, со смолой или шлаком. В качестве примера в данном разделе приведены материальные балансы только для углерода и азота, из которых определяются выход газа и расход воздуха для газификации топлива.

Углерод покидает газогенератор или в газообразном состоянии в виде CO, CO<sub>2</sub>, C<sub>m</sub>H<sub>n</sub>, паров смолы, или в твёрдом состоянии в виде уноса с потоком газа C<sub>уH</sub> и со шлаком C<sub>шл</sub>. Баланс углерода можно записать следующим равенством:

$$C^r = C_{шл} + C_{см} + C_{уH} + (C_{CO_2} + C_{CO} + C_{C_mH_n}), \text{ кг},$$

где  $C^r$  – содержание углерода по рабочей массе в 1 кг топлива, кг;  $C_{\text{шл}}$  – содержание углерода в шлаке, кг;  $C_{\text{см}}$  – содержание углерода в смоле, кг;  $C_{\text{ун}}$  – содержание углерода в уносе, кг;  $C_{\text{CO}_2}$ ,  $C_{\text{CO}}$ ,  $C_{\text{C}_m\text{H}_n}$  – содержание углерода, соответственно, в углекислом газе, окиси углерода и углеводородных соединениях, кг.

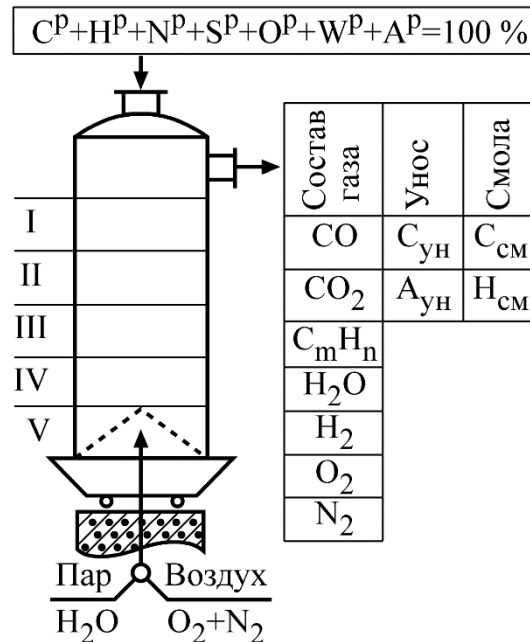


Рис. 14. Схема газификации твёрдого топлива:

- I – нагревание топлива и его сушка; II – зона выхода летучих горючих веществ; III – зона восстановления (газификации топлива); IV – окислительная зона (зона горения); V – зона охлаждения шлака (нагревание паровоздушной смеси)

На основании материального баланса углерода определяется расход сухих газов, получаемых в газогенераторе

$$\frac{22,4 \left[ C^r - (C_{\text{шл}} + C_{\text{см}} + C_{\text{ун}}) \right]}{12} = V_{\text{сг}} \left( \text{CO} + \text{CO}_2 + \sum_1^n C_m \text{H}_n \right)$$

или

$$V_{\text{сг}} = \frac{22,4 \left[ C^r - (C_{\text{шл}} + C_{\text{см}} + C_{\text{ун}}) \right]}{12 \left( \text{CO} + \text{CO}_2 + \sum_1^n C_m \text{H}_n \right)}, \text{ м}^3/\text{кг},$$

где 12 – молекулярная масса углерода, кг; 22,4 – число Авогадро.

Расход воздуха на газификацию определяется из уравнения материального баланса азота, который имеет следующий вид:

$$\frac{N^r}{\rho} + 0,79V_B = V_{N_2} \quad \text{или} \quad V_B = \frac{V_{N_2} - 0,8N^r}{0,79}, \quad \text{м}^3/\text{кг},$$

где  $\rho$  – плотность азота, кг/м<sup>3</sup>.

### **Тепловой баланс газогенератора**

Тепловой баланс газогенератора составляется для определения расхода твёрдого топлива и производительности (по генераторному газу), а также для определения эффективности использования топлива.

#### ***Приходные статьи***

*Химическая теплота топлива*, выделяющаяся в результате его горения

$$Q_{\text{ХТ}} = B_T (Q_S^r + Q_{\text{фТ}} + Q_{\text{фВ}}) = B_T (Q_S^r + c_T t_T + \alpha V_B^o c_B t_B), \quad \text{кДж/кг},$$

где  $c_T, c_B$  – теплоёмкость топлива и воздуха, кДж/(кг·°С);  $t_T, t_B$  – температура топлива и воздуха, поступающего в газогенератор, °С;  $\alpha$  – коэффициент избытка воздуха,  $\alpha = 0,3-0,5$ ;  $V_B^o$  – теоретически необходимое количество воздуха для горения топлива, м<sup>3</sup>/кг.

При расчётах теплового баланса газогенератора применяется высшая теплота сгорания топлива  $Q_S^r$ , так как теплота, затраченная на испарение влаги, содержащейся в топливе, возвращается в виде теплоты водяных паров в схему газогенераторной станции.

*Физическая теплота дутьевой смеси*, подаваемой в газогенератор:

$$Q_{\text{фд}} = B_T \rho_d V_d c_d t_d, \quad \text{кДж/кг},$$

где  $\rho_d$  – плотность дутьевой смеси: воздуха, паровоздушной смеси, пара, кг/м<sup>3</sup>;  $V_d$  – объёмный расход дутья на один килограмм газифицированного топлива, м<sup>3</sup>/кг;  $c_d$  – теплоёмкость дутья, кДж/(кг·°С);  $t_d$  – температура дутьевой смеси, °С.

#### ***Расходные статьи***

*Химическая теплота сухого газа:*

$$Q_{\text{ХГ}} = B_T [q_{\text{СО}} V_{\text{СО}} + q_{\text{Н}_2} V_{\text{Н}_2} + q_{\text{СН}_4} V_{\text{СН}_4}] , \quad \text{кДж/ч},$$

где  $B_T$  – расход газифицируемого топлива, кг/ч;  $V_{\text{СО}}, V_{\text{Н}_2}, V_{\text{СН}_4}$  – соответственно объём СО, Н<sub>2</sub>, СН<sub>4</sub> в составе продуктов газификации, м<sup>3</sup>/кг;  $q_{\text{СО}}$  – тепловой эффект при сжигании СО,  $q_{\text{СО}} = 127,5$  кДж/м<sup>3</sup>;  $q_{\text{Н}_2}$  – тепловой эффект при сжигании водорода,  $q_{\text{Н}_2} = 128$  кДж/м<sup>3</sup>;  $q_{\text{СН}_4}$  – тепловой эффект при сжигании метана,  $q_{\text{СН}_4} = 640$  кДж/м<sup>3</sup>.



*Теплота уносимой пыли:*

- химическая теплота пыли

$$Q_{хп} = 34000 V_T g_{ун} , \text{ кДж/ч} ,$$

где 34000 – низшая теплота сгорания углерода, содержащегося в пыли, кДж/кг;  $g_{ун}$  – коэффициент, учитывающий долю уносимого потоком газа и содержание углерода в пыли;

- физическая теплота пыли

$$Q_{фп} = V_T g_{ун} c_p t_p , \text{ кДж/ч} ,$$

где  $c_p$  – теплоёмкость пыли, кДж/(кг·°C);  $t_p$  – температура пыли в газовом потоке, °C.

*Теплота шлака, удаляемого из газогенератора:*

- химическая теплота шлака

$$Q_{хш} = 34000 V_T g_{шл} A^r , \text{ кДж/ч} ,$$

где  $A^r$  – зольность топлива;  $g_{шл}$  – доля углерода в шлаке;

- физическая теплота шлака

$$Q_{фш} = V_T A^r c_{шл} t_{ш} , \text{ кДж/ч} ,$$

где  $c_{шл}$  – теплоёмкость шлака,  $c_{шл} = 1,1-1,2$  кДж/(кг·°C);  $t_{ш}$  – температура удаляемого из газогенератора шлака, °C.

*Физическая теплота смолы:*

$$Q_{ф.см} = G_{см} c_{см} t_{см} , \text{ кДж/ч} ,$$

где  $G_{см}$  – часовой расход смолы, кг/ч;  $c_{см}$  – теплоёмкость смолы, кДж/(кг·°C).

*Теплота, передаваемая корпусом газогенератора паровой рубашке:*

$$Q_{пр} = \frac{N_p}{V_T} q_p , \text{ кДж/ч} ,$$

где  $N_p$  – поверхность паровой рубашки, м<sup>2</sup>;  $q_p$  – тепловое напряжение паровой рубашки,  $q_p = (100-160)$  кДж/(м<sup>2</sup>·ч).

*Потери теплоты в окружающую среду можно принимать 2 – 3 % от химической теплоты топлива, выделяемой в газогенераторе*

$$Q_{ос} = (0,02 - 0,03) V_T Q_{хт}^r , \text{ кДж/ч} .$$

*Физическая теплота газа на выходе из газогенератора:*

– сухого газа

$$Q_{\text{сг}} = V_{\text{Т}} V_{\text{сг}} c_{\text{сг}} t_{\text{сг}} \text{ , кДж/ч ,}$$

где  $V_{\text{сг}}$  – объём сухого газа, образующегося в газогенераторе, м<sup>3</sup>/кг;  
 $c_{\text{сг}}$  – объёмная теплоёмкость сухого газа, кДж/(м<sup>3</sup>·°C);  $t_{\text{сг}}$  – температура газа на выходе из газогенератора,  $t_{\text{сг}} = 400\text{-}600$  °C;  
 – пара, содержащегося в газе

$$Q_{\text{п}} = \rho_{\text{сг}} V_{\text{сг}} x i_{\text{п}} V_{\text{Т}} \text{ , кДж/ч ,}$$

где  $\rho_{\text{сг}}$  – плотность сухих газов, кг/м<sup>3</sup>;  $x$  – степень сухости;  
 $i_{\text{п}}$  – энтальпия пара, кДж/кг.

Как правило, поверочный расчёт газогенератора заканчивается определением расхода топлива, поэтому необходимо рассчитанные приходные и расходные статьи приравнять и определить расход топлива и КПД газификации.

Химический КПД газификации твёрдого топлива

$$\eta_{\text{х}} = \frac{V_{\text{Г}} \cdot Q^{\text{д}}}{Q_{\text{с}}^{\text{г}}} \cdot 100 \text{ \% .}$$

Физический КПД газификации

$$\eta_{\text{ф}} = \frac{V_{\text{Г}} Q^{\text{д}} + Q_{\text{фГ}} + Q_{\text{см}}}{Q_{\text{с}}^{\text{г}} + Q_{\text{фд}}} \cdot 100 \text{ \% ,}$$

где  $Q^{\text{д}}$  – низшая теплота сгорания газообразного топлива, кДж/м<sup>3</sup> ;

$Q_{\text{с}}^{\text{г}}$  – высшая теплота сгорания твёрдого топлива, кДж/кг.

Физический КПД газификации твёрдого топлива

$$\eta_{\text{ф}} = \frac{V_{\text{Г}} \cdot Q^{\text{д}} + Q_{\text{фГ}} + Q_{\text{см}}}{Q_{\text{с}}^{\text{г}} + Q_{\text{фд}}} \cdot 100 \text{ \% .}$$

### **Вопросы для самопроверки**

1. Назовите цель расчета газогенераторного процесса.
2. Какая величина определяется на основании материального баланса углерода?
3. Чему равна молекулярная масса углерода?
4. Для чего составляется тепловой баланс газогенератора?
5. Перечислите приходные и расходные статьи теплового баланса газогенератора.
6. Как определяется физический КПД процесса газификации?

## 7. Очистка генераторного газа

Газ на выходе из газогенератора содержит значительное количество смолы, полное улавливание которой и отделение от воды весьма затруднительно. Рекомендуется следующее содержание некоторых веществ: пыли — не более  $50 \text{ мг/м}^3$ ; смолы — не более  $500 \text{ мг/м}^3$ ; уксусной кислоты — не более  $50 \text{ мг/м}^3$ . Поэтому при газификации топлив с высоким выходом смолы применяется схема, изображенная на рис. 14. Отличительной особенностью этой схемы является наличие специальной аппаратуры для очистки газа от смолы, а именно электрофильтров или дезинтеграторов. Для наиболее эффективной работы этих устройств температура газа перед ними должна быть на  $10 - 20 \text{ }^\circ\text{C}$  выше точки росы, чтобы предотвратить конденсацию содержащейся в газе влаги и одновременно обеспечить достаточную конденсацию смолы и малый объем газа.

Газ из газогенератора направляется в пылеулавливающий циклон, а затем в охладители, в которых его температура при промывке водой снижается до  $80 - 90 \text{ }^\circ\text{C}$ . Одновременно в охладителях происходит осаждение части смолы и пыли. Затем газ поступает в смолоотделитель и далее в скруббер (чаще всего трехступенчатый), где окончательно охлаждается и очищается от влаги и летучих фракций смолы. После этого он всасывается нагнетателем, который сжимает его до нужного давления и подает в сеть. Для улавливания капель влаги после нагнетателя устанавливаются каплеуловители. В нижней части трехступенчатого скруббера производится насыщение дутьевого воздуха водяными парами путем орошения воздуха горячей водой, поступающей из верхней (газовой) части скруббера.

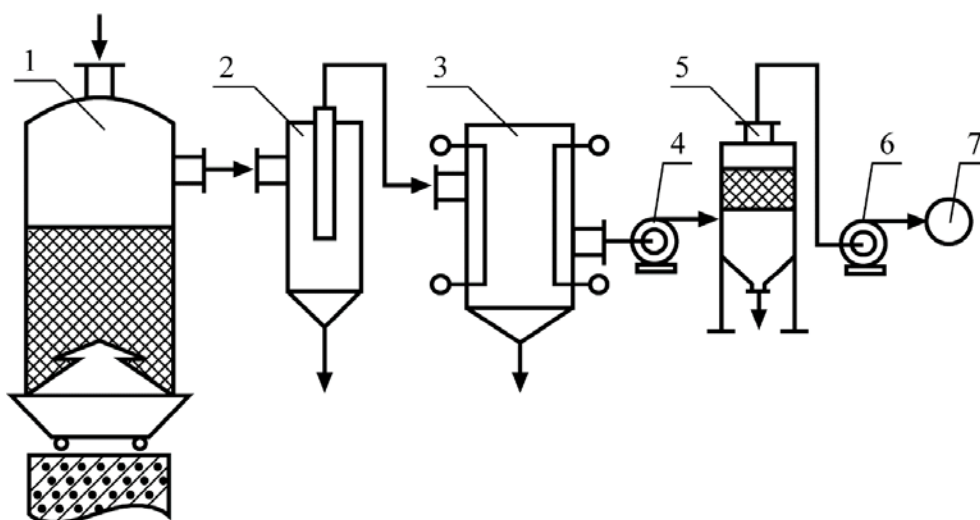


Рис. 14. Схема газогенераторной станции:  
1 – газогенератор; 2 – батарейный циклон; 3 – охладитель  
газов; 4 – эксгаустер; 5 – скруббер; 6 – газодувка;  
7 – газопровод

В промышленности наибольшее распространение получили центробежные циклоны конструкции НИИОГАЗ. На рис. 15 представлен такой циклон ЦН-15 с наклонным патрубком для поступающего газа (угол наклона  $15^\circ$ ).

Этот тип аппарата обеспечивает достаточную степень улавливания при сравнительно небольшом гидравлическом сопротивлении. Такие циклоны имеют диаметр от 40 до 800 мм и пригодны для очистки газов с содержанием пыли до  $400 \text{ г/м}^3$  при температуре до  $400^\circ\text{C}$ .

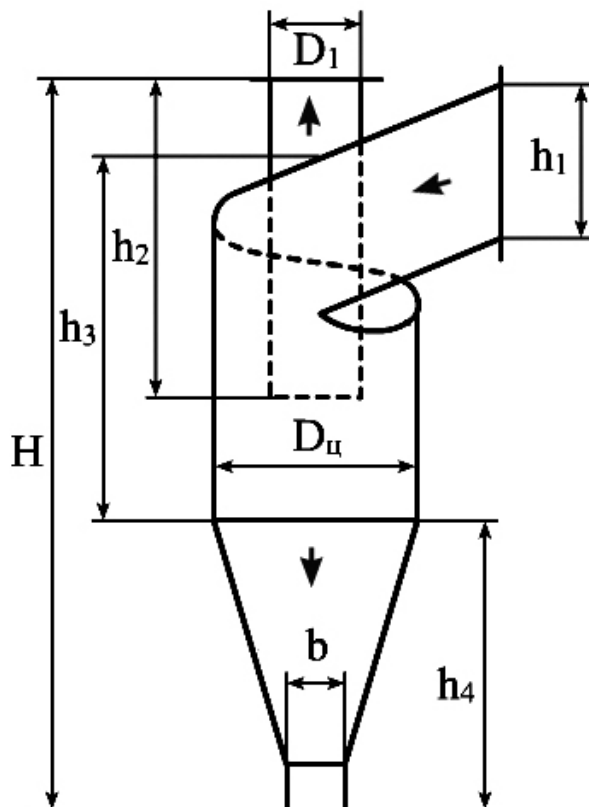


Рис. 15. Циклон конструкции НИИОГАЗ (ЦН-15)

Секундный объемный расход газа, поступающего в циклон:

$$V_{\text{сг}} = L_{\text{сг}} / \rho_{\text{г}}, \text{ м}^3/\text{с}.$$

Условная скорость газа в циклоне  $w_{\text{ц}}$ , обеспечивающая высокую степень очистки, лежит в пределах  $2,5 - 4 \text{ м/с}$  и рассчитывается по уравнению

$$w_{\text{ц}} = \frac{4 \cdot v_{\text{сг}}}{\pi \cdot D_{\text{ц}}^2} = \frac{v_{\text{сг}}}{0,785 \cdot D_{\text{ц}}^2}.$$

При выполнении конструктивного расчета определяют диаметр циклона

$$D_{\text{ц}} = \sqrt{\frac{v_{\text{сг}}}{0,785 \cdot w_{\text{ц}}}}, \text{ м}.$$

Полученное значение диаметра округляют в большую сторону до первого знака после запятой и используют для определения остальных конструктивных параметров.

Гидравлическое сопротивление циклона  $\Delta p_{\text{ц}}$  определяют как функцию условной скорости газа в сечении циклона

$$\Delta p_{\text{ц}} = \xi_{\text{ц}} \frac{\rho_{\text{г}} \cdot w_{\text{ц}}^2}{2}, \text{ Па.}$$

Значение коэффициента  $\xi_{\text{ц}}$  зависит от конструктивных особенностей циклона и для стандартных циклонов типа ЦН находится в пределах 60 - 180.

Тонкая доочистка должна производиться другими способами: тканевые фильтры, водяные и масляные скрубберы, электрофильтры.

Тканевые фильтры относятся к сухому типу очистки и позволяют достичь концентрации пыли  $0,3 \text{ мг/м}^3$ , что допускается при использовании газа в дизельных двигателях. Однако у такого типа фильтров есть существенные недостатки. Так, в случае газификации древесины или сельскохозяйственных отходов точка росы будет примерно  $70 \text{ }^\circ\text{C}$ . Ниже этой температуры влага будет конденсироваться в фильтре, вызывая увеличение перепада давления на фильтре. Другим недостатком является необходимость частой очистки или замены тканевого фильтра, вызванная тем, что в них быстро скапливается пыль. Также следует отметить ограничения по температуре газа, подаваемого на фильтр (при использовании стекловолокна не более  $300 \text{ }^\circ\text{C}$ ) [5].

### ***Вопросы для самопроверки***

1. Почему температура газа перед дезинтегратором должна быть выше температуры точки росы?
2. До каких значений снижается температура газа в охладителе?
3. Назовите цель конструктивного расчета циклона.
4. Как определяется гидравлическое сопротивление циклона?
5. Для чего предназначается скруббер?
6. К какому типу очистки относятся тканевые фильтры?

## **8. Пиролиз древесины и коро-древесных отходов**

Для производства целлюлозно-бумажной продукции, соответствующей стандартам качества, древесину перед технологической переработкой предварительно подвергают окорке в специальных устройствах – окорочных барабанах. Образующиеся таким образом корьевые отходы на предприятиях целлюлозно-бумажной промышленности традиционно утилизируются путем их сжигания в топках различного конструктивного исполнения. Главные недостатки коры как

вторичного топлива – высокая влажность и неравномерный фракционный состав, поэтому перед их загрузкой в топочное устройство производится подготовка кородревесных отходов. Снижение влажности происходит в прессах, а фракционирование в рубительных машинах.

Кора представляет собой многослойную ткань древесины, состоящую из корки и луба. В общем объеме древесины 8-12 % у хвойных пород и 12-20 % у лиственных занимает кора.

Элементный состав кородревесных отходов и их теплотворная способность зависят как от породы древесины, так и от возраста, места произрастания и т.д. Приблизительный состав и теплота сгорания коры, приведены в табл. 7.

Таблица 7 – Элементный состав и теплота сгорания рабочей массы коры и древесины при влажности 55 %

Показатели	Обозначения	Кора	Древесина
Влажность	$W_t^r$ , %	55,0	55,0
Зольность	$A^r$ , %	1,6	0,45
Сера	$S^r$ , %	0,17	-
Углерод	$C^r$ , %	22,7	22,7
Водород	$H^r$ , %	2,6	2,7
Азот	$N^r$ , %	-	0,30
Кислород	$O^r$ , %	17,9	18,8
Низшая теплота сгорания	$Q_i^r$ , кДж/кг, (ккал/кг)	7158 (1708)	7039 (1680)
Высшая теплота сгорания	$Q_s^r$ , кДж/кг, (ккал/кг)	8637 (2061)	9033 (2156)

Одним из перспективных методов использования кородревесных отходов на предприятиях ЦБП является их утилизация путём пиролиза. Принцип работы пиролизных установок основан на явлении пиролиза – термического разложения веществ сложного химического состава без участия дополнительных реагентов.

При чистом пиролизе распад закладки топлива происходит без доступа воздуха в реторте, далее пиролизные газы собираются в ресивер (накопитель) и используются для различных целей. Однако необходимо отметить, что КПД чистого пиролиза не очень высок, так как при остывании пиролизных газов часть горючих компонентов осаждаются.

В зависимости от температуры протекания процесса разложения древесины различают следующие виды пиролиза:

1. Полукоксование, или низкотемпературный пиролиз. Такой процесс протекает при температуре 500 °С. При этом выделяется максимальное количество твердого остатка и жидких пиролизных продуктов и минимальное количество пиролизного газа.

2. Среднетемпературное коксование, или среднетемпературный пиролиз. Процесс осуществляется при температурах от 500 до 1000 °С. В этом случае снижается количество коксового остатка и жижки и увеличивается выход пиролизного газа.

3. Коксование, или высокотемпературный пиролиз. Температура процесса – свыше 1000 °С. В ходе высокотемпературного пиролиза достигается наибольший выход пиролизного газа.

Температурные условия протекания процесса высокотемпературного пиролиза превышают температуру плавления большинства составляющих кородревесных отходов, поэтому можно судить о наибольшей эффективности именно такого процесса. Кроме того, при температуре протекания пиролиза свыше 1500 °С наблюдается повышение скорости реакции и процента выхода газовой составляющей. Также в процессе коксования отмечается значительное снижение объема шлакообразования по сравнению с полукоксованием. Таким образом, утилизация кородревесных отходов путем высокотемпературного пиролиза позволяет получить максимальное количество горючего пиролизного газа и избежать применения ресурсозатратных технологий дальнейшей переработки угольного остатка.

Процесс пиролиза можно разделить на четыре этапа:

1. *Первый этап* — сушка древесины при температуре 130—155 °С. На этом этапе происходит снижение влагосодержания кородревесных отходов. Для более качественного протекания последующего процесса содержание влаги в топливе не должно превышать 40 %.

2. *Второй этап* — начало разложения древесины, которое происходит при температуре 155—280 °С. Процесс разложения сопровождается интенсивным выделением летучих веществ и уксусной кислоты.

3. *Третий этап* — испарение и образование наибольшего количества продуктов разложения. Такие процессы протекают при температуре 280—455 °С. В процессе разложения древесины выделяется значительное количество теплоты, пиролизного газа, уксусной кислоты и метанола.

4. *Четвертый этап* — прокаливание древесного остатка, этот процесс реализуется при температуре 455—560 °С также за счет подвода тепла извне [2]. Заключительная стадия пиролиза, здесь происходит образование тяжелой смолы и завершается процесс формирования древесного угля.

*Процесс пиролиза древесины и кородревесных отходов осуществляется в ретортах, которые* разделяются по принципу действия: на непрерывного, периодического и полунепрерывного действия, а по принципу обогрева — реторты с внутренним или наружным обогревом.

Аппараты полунепрерывного действия наиболее широко применяются в промышленности. Закладка топлива в реторты осуществляется через определенные промежутки времени небольшими порциями, что позволяет производить непрерывный отбор образующегося пиролизного газа. Остаток процесса пиролиза – древесный уголь выгружается из аппарата периодически, по мере накопления в нижней части.

Пиролизные установки представляют собой аппараты, в которых тепло передается от теплоносителя к древесине при непосредственном контакте, вследствие принудительной подачи теплоносителя (горячих топочных газов) внутрь камеры. В ретортах с наружным или внутренним обогревом все 4 этапа пиролиза протекают одновременно.

В установках с внутренним обогревом пиролиз протекает более равномерно по толщине слоя топлива, а образующиеся летучие вещества совместно с потоком теплоносителя своевременно удаляются из аппарата. Однако основной недостаток в работе таких установок полунепрерывного действия – низкая концентрация продуктов разложения в парогазовой смеси по сравнению с ретортами с внутренним обогревом

*Представляется целесообразным утилизировать кородревесные отходы ЦБП путем пиролиза в вертикальных непрерывнодействующих ретортах.* В таких аппаратах процесс пиролиза протекает непрерывно, загрузка кородревесных отходов и удаление охлажденного древесного угля осуществляется периодически, по мере образования. Использование в качестве теплоносителя смеси топочных газов, получаемых при сжигании газообразного топлива и неконденсирующихся газов, образующихся внутри реторты, позволит снизить энергоемкость пиролизных установок.

Реторта представляет собой стальной цилиндр высотой до 25 м, с внутренним диаметром 2,5—2,9 м и толщиной стенок 15 мм. Загрузка кородревесных отходов осуществляется через загрузочное устройство сверху, а удаление образовавшегося угля – через нижний разгрузочный люк. Для выхода образовавшихся летучих веществ и ввода теплоносителя предусматриваются специальные патрубки, а также специальный подвод охлаждающих газов для снижения температуры в зоне охлаждения угля. Для более равномерного распределения теплоносителя по сечению реторты и охлаждения угля внутри реторты устанавливаются два усеченных конуса из листовой стали: в зоне подвода теплоносителя и в зоне отвода нагретых газов. Равномерная усадка слоя топлива и угля в нижней части реторты обеспечивается за счет установки по центру подвешенного или неподвижного конуса, задерживающего движение столба коры и угля. Также в результате установки дополнительных поверхностей уменьшается давление на выгрузное устройство.

Таким образом, технологический процесс, протекающий в вертикальных ретортах, объединяет процессы сушки и пиролиза кородревесных отходов, охлаждения и конденсации жидких продуктов, охлаждения газа и угля, получения теплоносителя.

Выход продуктов пиролиза значительно колеблется в зависимости от размера фракций коры, температуры процесса, его продолжительности, влажности топлива. В среднем для хвойных пород древесины выход составляет: угля 35—40 %, жижки 47—50 %, пиролизных газов 15—23 %. При этом выход уксусной кислоты для хвойных пород равен 2,6—3 %, для лиственных – от 4 до 8 %.

Дрова с биржи сырья вагонетками подаются по узкоколейному железнодорожному пути в разделочное отделение. На вагонетках дрова уложены



пачками, что позволяет механизировать их подачу в бункер-питатель слешерной установки. Из бункера-питателя поленья подаются на слешер, причем поленья предварительно раскалываются на цепном колуне. После слешера чурка длиной 290 мм подается ленточными транспортерами и скиповыми подъемниками в шахтные прямоточные сушилки объемом от 80 до 200 м<sup>3</sup>. Чурка загружается в сушилку через верхний тележечный гидравлический затвор, открываемый при движении скипа. Уровень чурки контролируется механическими уровнемерами. Теплоноситель (дымовые газы котельной) подается при температуре 180—240 °С в верхнюю часть сушилки, а отработанный теплоноситель отводится снизу при температуре до 100 °С (в случае малого содержания кислорода в дымовых газах их температуру можно повысить до 300 °С). Сухая чурка (влажностью 20—25 %) выгружается периодически через выгрузочное устройство и подается ленточным транспортером в ковш скипового подъемника реторты.

В реторте древесина окончательно высушивается, пиролизуется, образовавшийся уголь прокаливается и охлаждается. Теплоноситель нагревается за счет тепла от сжигания в топке неконденсирующихся газов, дизельного топлива или генераторного газа. Если (при замедленном процессе в реторте) неконденсирующихся газов недостаточно, добавляют генераторный газ. Температура теплоносителя при входе в среднюю зону реторты составляет 500—600 °С. Древесина по мере обугливания опускается сверху вниз в шахте реторты. Древесный уголь ниже зоны подвода теплоносителя охлаждается потоком холодных неконденсирующихся газов, подаваемых в низ реторты, после чего выгружается через шлюзовые затворы в ковш скипового подъемника. Нагретые неконденсирующиеся газы из-под второго конуса (считая сверху) отводятся газодувкой в топку реторты для получения теплоносителя; избыток газа сбрасывается в атмосферу. Таким образом, нижняя часть реторты является как бы экономайзером, позволяя утилизировать тепло раскаленного угля.

Парогазовая смесь вместе с поступившим в реторту теплоносителем выходит из реторты через верхний патрубок и подводится сначала в форконденсаторы, а затем последовательно проходит трубчатые конденсаторы. Выделяющаяся жижка поступает в сборник. Неконденсирующиеся газы после трубчатых конденсаторов нагнетаются газодувкой в пенный аппарат, где обрабатываются водой для извлечения низкокипящих веществ. После чего газы направляются в зону охлаждения угля. В вертикальной реторте во избежание подсосов воздуха поддерживается небольшое избыточное давление: вверху 0,4—0,6 кПа, в середине 2—3; внизу 1,8—3; в нагревательном патрубке газодувок 5,5—19 кПа. Перед газодувкой находится зона разрежения, 4—5 кПа. Температурный режим реторты, °С, следующий: снизу 20—50, под вторым конусом 120—130, в зоне прокалывания угля 500—550, в зоне переугливания 280—450, в зоне подсушки дров 200—280. Парогазовая смесь по выходе из реторты имеет температуру ПО 170 °С.

Суточная производительность реторты 150—165 м<sup>3</sup> дров. Средний выход древесного угля (без угольной мелочи) из 1 м<sup>3</sup> пиролизованых дров (по производственным данным) равен 137 кг; кислот в жижке (по общей кислотности

в пересчете на уксусную кислоту) —37; кислот в жижке (по летучим кислотам) — 33; товарной уксусной кислоты — 26,5; смолы — 63 кг. При повышении температуры производительность реторты по количеству переугленной древесины повышается, а выход кислот из 1 м<sup>3</sup> древесины снижается. Кислотность жижки 10—13 %. Все основные операции технологического процесса вертикальной реторты, начиная с загрузки древесины в сушилки и кончая выгрузкой угля, механизированы, при этом механизмы оснащены электроприводами, что создает возможность автоматизации этих операций.

Выгрузка угля из реторты производится тремя специальными механизмами, образующими шлюзовую затвор и срабатывающими поочередно снизу вверх. Сначала открывается нижний выгрузочный затвор, и порция угля пересыпается из межзатворной емкости реторты в ковш скипового подъемника; затвор закрывается. Затем открывается второй выгрузочный затвор, и порция угля пересыпается из промежуточной емкости, имеющейся над этим затвором, в межзатворную емкость; затвор закрывается. Наконец, открывается игольчатый затвор, и порция холодного угля пересыпается из реторты в промежуточную емкость под выгрузочным затвором. Игольчатый затвор закрывается и отсекает порцию угля от реторты; на этом цикл выгрузки угля заканчивается.

На рис. 16 представлена принципиальная схема пиролизного производства и приведен примерный материальный баланс выхода основных продуктов пиролиза из 1 м<sup>3</sup> древесины.

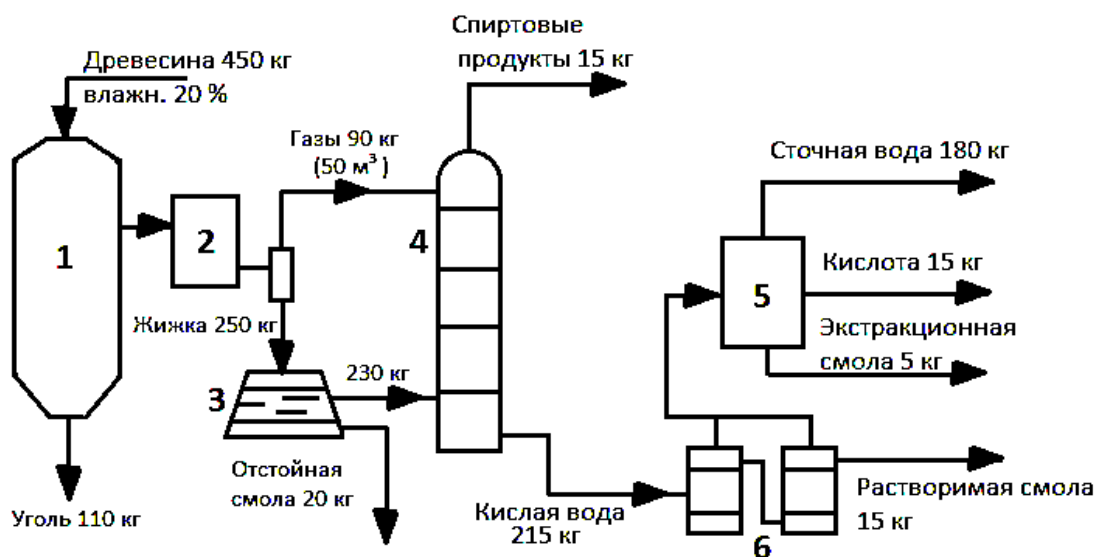


Рис. 16. Технологическая схема пиролиза древесины:

1 – реторта; 2 – конденсатор; 3 – отстойник жижки; 4 – ректификационная колонна; 5 – экстрактор; 6 – испарители

В результате пиролиза в реторте 1 при температуре 400 – 500 °С из древесины получают уголь и парогазовую смесь, которая, пройдя через конденсатор 2, разделяется на неконденсируемые газы и жижку, собираемую в отстойнике 3. В отстойнике из жижки отделяется отстойная смола, и далее жижка подается в

ректификационную колонну 4, где разделяется на кислую воду и спиртовую фракцию. Затем кислая вода в испарителях 6 отделяется от растворимой смолы и поступает в экстрактор 5 для извлечения из нее уксусной кислоты. Состав и количество продуктов термического разложения древесины зависят от температуры, продолжительности процесса, способа нагрева и породы древесины.

### ***Современные технологии быстрого пиролиза древесины***

В процессе быстрого пиролиза растительная биомасса нагревается до высокой температуры с высокой скоростью нагрева в отсутствие кислорода. Как правило, при быстром пиролизе выход жидких продуктов достигает 60 – 75 %, углистых веществ 15 – 25 %, газообразных продуктов 10 – 20% в зависимости от исходного сырья. Основными характеристиками процесса быстрого пиролиза являются: высокая теплопередача и скорость нагрева, короткое время пребывания продуктов разложения в зоне реакции и быстрое охлаждение парогазовой смеси при точном регулировании температуры реактора.

Технология быстрого пиролиза приобрела популярность в производстве жидкого топлива и других химических продуктов. Она также имеет потенциал при производстве ценных химических веществ, которые имеют более высокую добавленную стоимость, чем само топливо.

Самые общеизвестные в настоящее время технологии быстрого пиролиза по конструкционным особенностям реактора можно подразделить на следующие типы [11]:

- пиролиз в кипящем слое;
- пиролиз в циркулирующем кипящем слое (ЦКС);
- пиролиз в двух реакторах кипящего слоя (КС);
- абляционный пиролиз;
- пиролиз в циклонных реакторах;
- пиролиз в реакторе с двумя шнеками;
- пиролиз в потоке;
- вакуумный пиролиз.

Преимуществом реакторов для осуществления пиролиза в кипящем слое является простота конструкции и легкость обслуживания. В таких реакторах обеспечивается точное регулирование температуры, контакт газов и твердого материала. Теплопередача осуществляется за счет высокой плотности твердых частиц в кипящем слое. В качестве твердой фазы в кипящем слое используется песок, который быстро нагревает растительную биомассу в бескислородной среде, в результате чего она разлагается с выделением углистых частиц и парогазовой смеси. На рис. 17 показан реактор с кипящим слоем. После реакции пиролиза углистые частицы удаляются с помощью циклонного сепаратора и собираются в приемнике для хранения. Оставшаяся парогазовая смесь быстро охлаждается в теплообменнике, конденсируется и направляется в емкость для хранения.

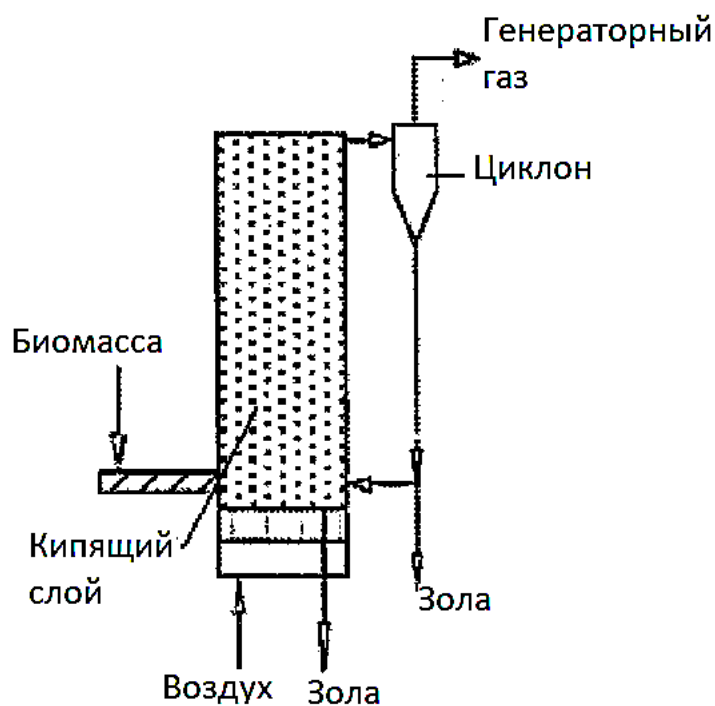


Рис. 17. Реактор пиролиза биомассы с кипящим слоем

Пиролиз в кипящем слое является достаточно широко распространенным, так как в результате получают высококачественную пиролизную жидкость, выход которой составляет около 70 – 75 % от массы сухого сырья.

Одной из важных особенностей пиролиза в кипящем слое является то, что для достижения высокой скорости нагрева исходного сырья должна использоваться растительная биомасса с небольшими размерами (менее 2 – 3 мм) частиц, что требует затрат энергии на измельчение биомассы [10].

Пиролиз в циркулирующем кипящем слое имеет аналогичные черты с пиролизом в кипящем слое за исключением короткого времени пребывания парогазовой смеси и углистых частиц в реакторе. Это приводит к увеличению скорости газа и более высокому содержанию углистых частиц в пиролизной жидкости, чем в реакторе с кипящим слоем. Одним из преимуществ данного метода является большая производительность типа реактора, несмотря на сложную гидродинамику.

Абляционный пиролиз отличается от процесса в циркулирующем кипящем слое способом передачи тепла через горячую металлическую поверхность реактора и отсутствием псевдооживленного газа.

Для прессования растительной биомассы используется механическое воздействие на нагретую поверхность стенки реактора.

В реакторе абляционного пиролиза допускается перерабатывать частицы биомассы размером до 20 мм. С другой стороны, эта конструкция является более сложной из-за механического характера процесса [11].

Характерными признаками реактора абляционного пиролиза являются:

а) высокое давление (прижимание частиц биомассы с нагретой стенкой реактора достигается за счет центробежной и механической силы);

б) высокое относительное движение между частицами биомассы и стенкой реактора;

в) нагревание стенки реактора до  $< 600\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Схема установки абляционного пиролиза приведена на рис. 18.

Стенка абляционного реактора нагревается топочным газом, вращается, и растительная биомасса прижимается к нагретой части поверхности реактора (при  $600\text{ }^{\circ}\text{C}$ ).

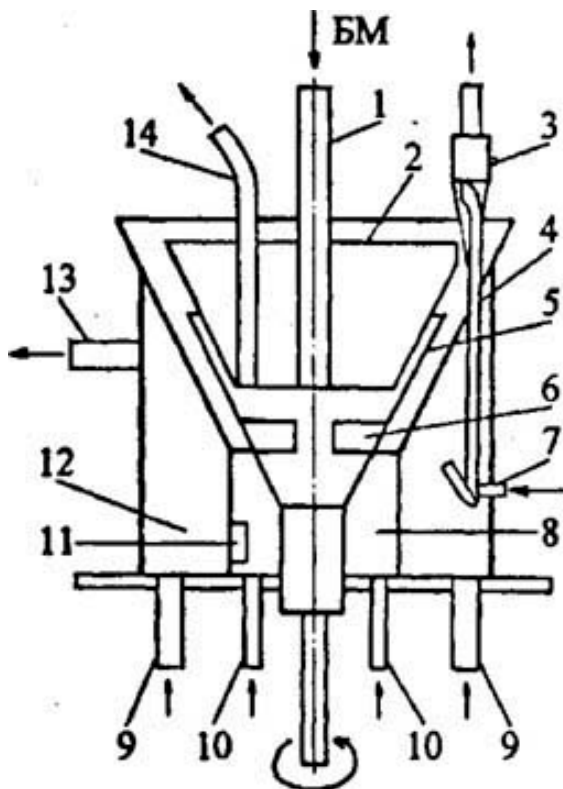


Рис. 18. Схема абляционного конусного пиролизного реактора:

- 1 — трубка для загрузки биомассы, 2 — неподвижный конус; 3 — циклон;  
4 — трубка для возврата песка в кипящий слой конуса; 5 — вращающийся конус; 6 — отверстия; 7 — подвод газа для возврата песка в кипящий слой конуса; 8 — кипящий слой конуса; 9 — канал для подвода воздуха в камеру сгорания; 10 — канал для подвода азота в кипящий слой конуса; 11 — отверстия; 12 — кипящий слой камеры сгорания; 13 — канал для выхода продуктов сгорания; 14 — канал для выхода продуктов пиролиза

В целом для технологии абляционного пиролиза действуют следующие ограничения:

– ограничение скорости теплопередачи к горячей поверхности реактора из за косвенного нагрева. Это вызвано относительно небольшой разницей температур между горячим топочным газом ( $\approx 800\text{ }^{\circ}\text{C}$ ) и реактором пиролиза ( $\approx 500\text{ }^{\circ}\text{C}$ );

– ограничение в морфологии исходного сырья (форма частиц, структура и плотность) и размеров частиц [11].

### ***Вопросы для самопроверки***

1. Назовите недостатки древесной коры как вторичного топлива.
2. Какой процесс называется пиролизом?
3. Почему КПД процесса пиролиза недостаточно высок?
4. На какие этапы можно разделить процесс пиролиза древесины?
5. От каких показателей зависит выход продуктов пиролиза древесины?
6. Какие типы реакторов применяют для быстрого пиролиза древесины?

## **9. Газификация жидких топлив**

### ***Газификация черного щелока [7]***

В настоящее время разрабатываются новые перспективные технологии, связанные с созданием улучшенных природоохранных технологий для производства высококачественной целлюлозно-бумажной продукции, которые приводят к снижению выбросов и экономии энергии.

Газификация является многообещающей технологией, удобной для использования на целлюлозных заводах и направленной на образование избытка электроэнергии.

Принцип газификации черного щелока заключается в пиролизе концентрированного черного щелока с образованием неорганической и газовой фаз посредством взаимодействия щелока с кислородом (воздухом) при высоких температурах. Существует несколько вариантов осуществления процесса газификации черного щелока. Принципиально они делятся на два вида. Первый – газификация при относительно низких температурах. При этом газификатор работает при температуре ниже точки плавления неорганических солей (700 – 750 °С). Псевдооживленные слои годятся для процесса низкотемпературной газификации и применяются во всех низкотемпературных процессах, находящихся в стадии разработки. Второй вид процессов газификации – это процессы, которые реализуются при температурах выше точки плавления и в которых используется вода для охлаждения и растворения расплавленных солей натрия. Ниже описан один пример процесса такой газификации (процесс Chemrec).

Черный щелок после выпарной установки нагревается до 130 – 135 °С при использовании непрямого нагрева. Сухость упаренного черного щелока составляет примерно 65 %. Нагретый щелок далее поступает в первую часть процесса Chemrec, которая осуществляется в газификаторе. Черный щелок поступает в газификатор (рис. 19), где распыляется воздухом под высоким давлением (12 бар), и впрыскивается в верхнюю часть реактора. Основная часть воздуха, необходимого для процесса, предварительно нагревается с 80 до 500 °С и подается самостоятельно под давлением в 0,5 бар. В свободном объеме камеры температура примерно 950 °С, и распыленный черный щелок образует маленькие капли, которые частично сгорают. Неорганические соединения

черного щелока превращаются в мельчайшие капли расплавленного карбоната натрия, и этот туман падает в нижнюю часть реактора, где расположен гаситель-холодильник, являющийся частью реактора. Органические соединения превращаются в горючий газ, содержащий оксид углерода, метан и водород. Расплавленные капельки и горючий газ разделяются, когда они одновременно приводятся в непосредственный контакт с охлаждающей жидкостью в гасителе-холодильнике, в котором температура быстро снижается до 95 °С. Расплавленные капли растворяются, превращаясь в слабый раствор зеленого щелока, который откачивается в бак, расположенный под содорегенерационным котлом. Некоторое количество зеленого щелока рециркулирует, т.е. подается обратно в гаситель. До насоса установлена сетка для улавливания небольших частиц и нерастворенных расплавленных капель.

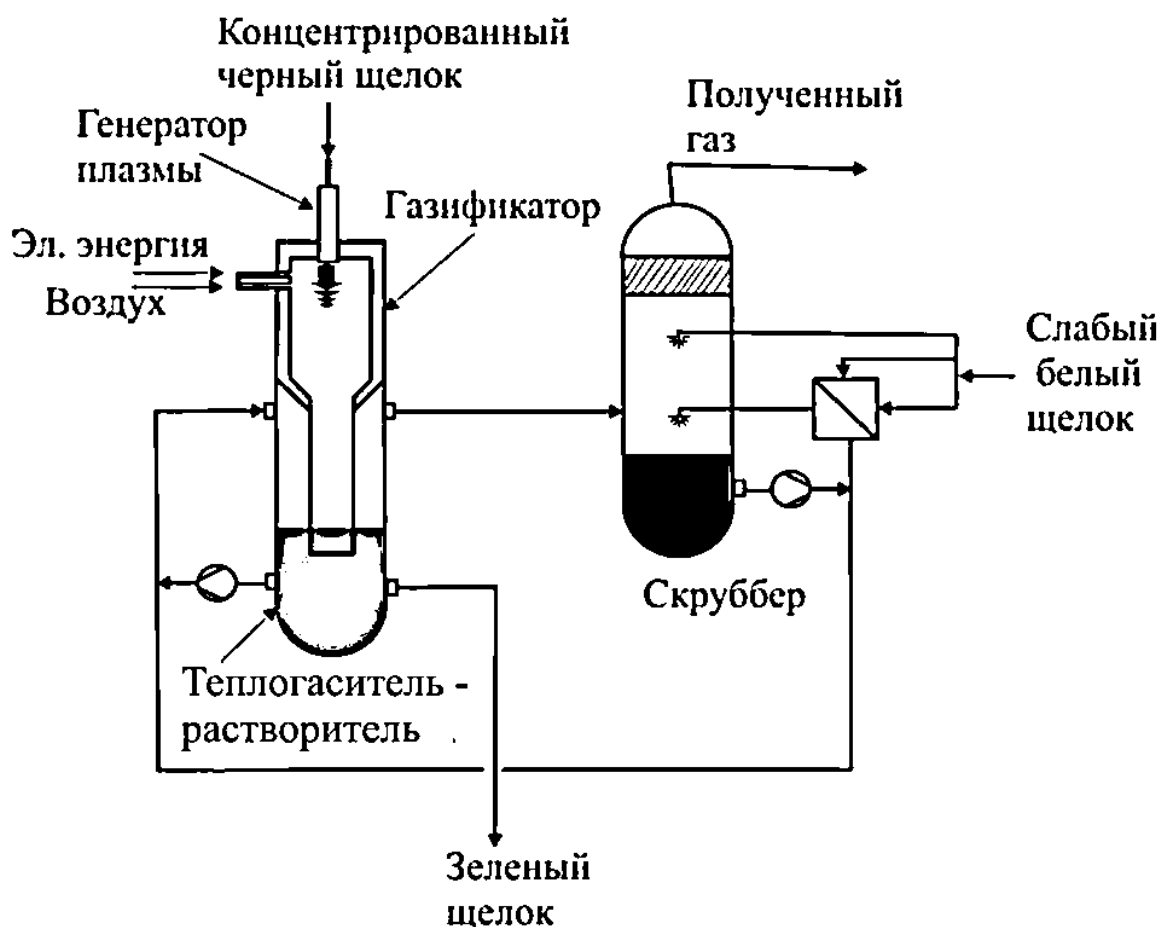


Рис. 19. Процесс Chemrec с газификатором и теплогасителем-растворителем для получения зеленого щелока и со скруббером, орошаемым слабым щелочком для очистки газа от сероводорода

Одна из наиболее интересных возможностей, связанных с процессом газификации черного щелока, представляет собой работу газовой турбины в сочетании с паровой турбиной в объединенном цикле, как показано на рис. 20.

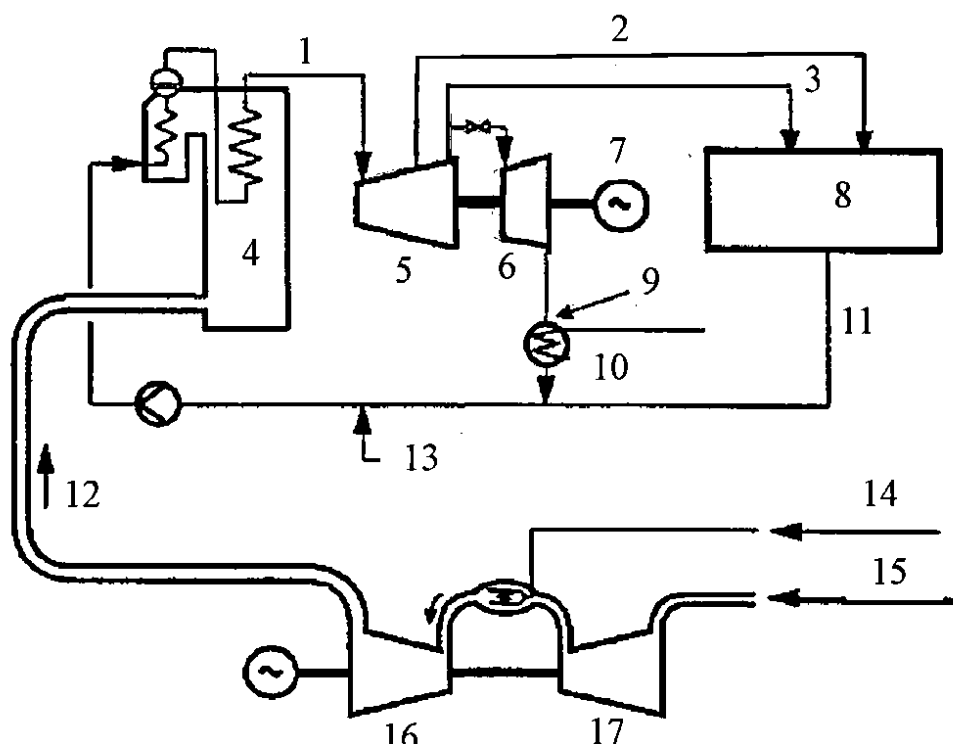


Рис. 20. Объединенный цикл для производства энергии посредством газовой турбины и паровой турбины противодавления с хвостовой конденсационной турбиной:

- 1 – перегретый пар; 2 – регулируемый отбор пара; 3 – пар противодавления; 4 – паровой котел; 5 – турбина противодавления с регулируемым отбором пара; 6 – хвостовая конденсационная турбина; 7 – генератор; 8 – процессы, потребляющие пар; 9 – конденсатор; 10 – охлаждающая вода; 11 – возвращенный конденсат; 12 – горючие газы; 13 – питательная вода, 14 – генерированный газ; 15 – воздух; 16 – газовая турбина; 17 – компрессор

Трудность, которую следует преодолеть, заключается, прежде всего, в чистоте газа, необходимой для предотвращения повреждений в газовой турбине.

Первая демонстрационная установка газификации черного щелока с использованием принципа Chemrec была введена в эксплуатацию на заводе Frovifors в Швеции в 1991 г. Показательный, работающий под давлением газификатор подобного типа также эксплуатировался в Стокгольме. Данный тип процесса уже используется в промышленном масштабе в США с 1997 г.

Возможные преимущества газификаторов черного щелока:

1) Повышение производства энергии посредством использования объединенного цикла (газовая турбина плюс паровая турбина). Теоретические расчеты баланса показывают, что утилизация черного щелока на основе этой технологии может привести к повышению энергетической эффективности, рассчитанной, исходя из теплотворной способности черного щелока, примерно на 30 %. Это можно сравнить с повышением на 12 – 13 % эффективности обычного содорегенерационного котла. Однако в то же время общая эффективность (электроэнергия + пар) снизится примерно на 5 % до показателя около 75 %. Таким образом, производство технологического пара снижается. В ситуации,



когда имеется избыток пара, данный вариант является интересным при необходимости повышенного производства электроэнергии, например, для использования вне предприятия.

2) Значительное снижение вредных выбросов в атмосферу.

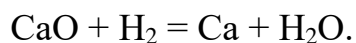
Несмотря на то, что газификация черного щелока кажется многообещающей технологией для целлюлозно-бумажной промышленности, существуют обстоятельства, препятствующие ее внедрению в промышленность. Наиболее значимые из них следующие:

- доступность финансовых средств для реализации;
- защита газификатора от агрессивной среды;
- повышенная нагрузка на цех каустизации [8].

### ***Газификация сернистого мазута***

Большая часть мазутов имеет высокое содержание серы (до 4 % и выше). Непосредственное сжигание сернистого мазута в промышленных печах приводит к снижению качества продукции, интенсивному отложению загрязнений на поверхностях нагрева воздухоподогревателей и сокращению срока их службы. Выброс больших количеств оксидов серы вместе с продуктами горения топлива через дымовые трубы ухудшает экологическое состояние воздушного бассейна в районе промышленного предприятия. Эффективным методом преодоления трудностей, возникающих при сжигании сернистых мазутов, возможно, окажется их централизованная газификация с последующей высокотемпературной очисткой продуктов от сернистых соединений, сажи и ванадия.

На рис. 21 приведена схема подобной установки с высокотемпературной очисткой продуктов газификации при небольшом избыточном давлении. Для компенсации потерь давления по газовоздушному тракту предусматривается установка подкачивающего (бустерного) компрессора с электроприводом. Компрессор подает в газогенератор горячий воздух, необходимый для газификации мазута. Остальная часть горячего воздуха направляется в зону горения печи для сжигания очищенного горючего газа. В газогенераторе осуществляется факельный процесс газификации водомазутных эмульсий на воздушном дутье, применение которых обеспечивает необходимое распыливание мазута и способствует уменьшению образования сажи. Продукты газификации после газогенератора при температуре 1100 – 1200 °С очищаются в высокотемпературном сажеочистителе от сажи и оксидов ванадия (хромомагнетитовая крошка, кварцевый песок). Выгруженный из сажеочистителя зернистый материал отмывается от сажи водой, после чего возвращается в него через слой частиц оксида кальция, где освобождается от сероводорода в результате реакции:



Отработанный твердый реагент, представляющий собой смесь CaO и Ca, вывозится с завода-потребителя и используется для получения серной кислоты.

Образующийся в процессе регенерации твердый реагент (оксид кальция) вновь возвращается потребителю.

После улавливания твердых частиц в пылеуловителе очищенный горючий газ направляется к горелкам печей для сжигания.

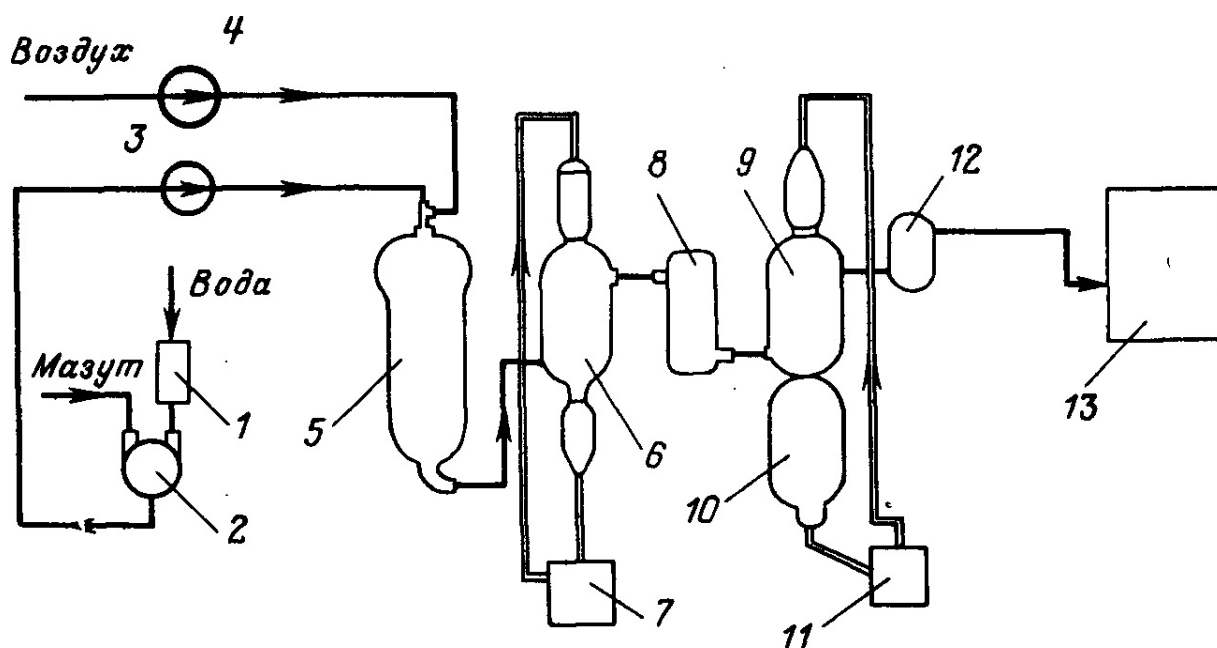


Рис. 21. Установка для газификации мазута с высокотемпературной газоочисткой:

- 1 – подогреватель воды; 2 – эмульгатор мазута; 3 – насос водомазутной эмульсии; 4 – компрессор; 5 – газогенератор; 6 – сажеуловитель с высокотемпературным зернистым фильтром; 7 – узел отделения сажи; 8 – охладитель сажи; 9 – сероочиститель; 10 – регенератор CaO; 11 – промежуточная емкость CaO; 12 – пылеуловитель; 13 – потребитель газа

Ниже приведены расчетные показатели процессов газификации, очистки и дополнительные потери тепла, вызванные наличием этих процессов.

Элементарный состав горючей массы мазута:

$C^r=84,4\%$ ;  $H^r=11,4\%$ ;  $N^r=0,3\%$ ;  $O^r=0,2\%$ ;  $S^r=3,7\%$ ;  $A_p^c=0,14\%$ ; влага эмульсии  $16,3\%$ . Теплота сгорания  $Q_H^p=89,6$  МДж/кг.

Объемный состав газа на выходе из газогенератора:

$O_2=0,19\%$ ;  $CO=19,8\%$ ;  $CO_2=4,15\%$ ;  $H_2O=15,78\%$ ;  $H_2=6,37\%$ ;  $N_2=54,96\%$ .

Достижимая степень очистки газа от сернистых соединений  $96-98\%$ .

Температура воздуха на входе в газогенератор –  $250\text{ }^\circ\text{C}$ .

Расход воздуха на газификацию 1 кг мазута –  $5,94$  кг.

Расход воды на получение эмульсии на 1 кг мазута –  $0,168$  кг.

Расход тепла на испарение влаги эмульсии –  $1,02\%$  от  $Q_H^p$  мазута.

Выход сажи на 1 кг мазута –  $1\%$ .

Потери тепла с сажей –  $0,9\%$  от  $Q_H^p$  мазута.

Температура газа на выходе из газогенератора – 1210 °С.

Степень очистки газа от сероводорода – 96 %.

Тепло, уносимое с сероводородом – 1,27 от  $Q_H^P$  мазута.

Теплота сгорания очищенного газа – 4,25 МДж/м<sup>3</sup>.

Плотность очищенного газа – 1,074 кг/м<sup>3</sup>.

Потери тепла от охлаждения продуктов в газогенераторе и сероочистном аппарате – 1,97 % от  $Q_H^P$  мазута.

КПД, учитывающий потери тепла топлива в системе газификации и очистки – 94,28 %.

Снижение содержания сажи в газе при температуре газов на выходе из газогенератора 1210 °С достигается применением катализаторов.

Схема установки для газификации сернистого мазута под давлением 0,5 – 2 МН/м<sup>2</sup> на парокислородном дутье представлена на рис. 22. В такой установке образуется газ, содержащий около 90 % водорода и оксида углерода. Процесс газификации осуществляется в газогенераторе, куда подается и парокислородная смесь. Производительность газогенератора 500 – 1500 кг/ч. Подача мазута в газогенератор обеспечивается одной форсункой. Расход пара на газификацию 1 кг мазута составляет 0,3 – 0,5 кг, а кислорода – 0,7 – 0,8 м<sup>3</sup>. Температура в зоне газификации поддерживается в пределах 1100 – 1300 °С.

Выходящий из газогенератора газ промывается водой в скруббере и сажеотделителе. Сажа отделяется от охлаждающей воды в отстойнике, и вода снова подается на орошение газа. В качестве окислителя может применяться воздух. При этом весь воздух, необходимый для процесса газификации, используется как распылитель мазута. Мазут и воздух перед подачей в газогенератор подогреваются соответственно до 100 и 350 °С. Оптимальные показатели этого процесса газификации достигаются при удельном расходе воздуха 4,79 – 4,85 м<sup>3</sup>/кг, что соответствует температуре процесса 1250 – 1270 °С.

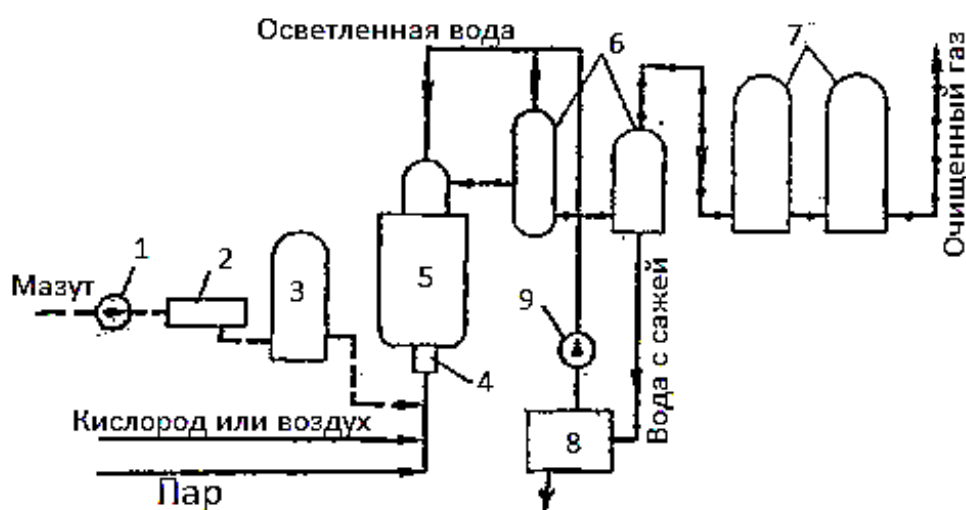


Рис. 22. Установка для газификации мазута под давлением:

- 1 – насос; 2 – подогреватель; 3 – ресивер; 4 – форсунка;
- 5 – газогенератор; 6 – сажеотделители; 7 – скрубберы; 8 – отстойник;
- 9 – насос для осветленной воды

Показатели процесса газификации мазута под давлением при работе на воздушном дутье:

температура 1250 – 1270 °С;  
давление 1,5 – 1,8 МН/м<sup>2</sup>;  
теплота сгорания газа 4,8 – 4,95 МДж/м<sup>3</sup>;  
расход мазута 705 – 920 кг/ч;  
выход газа 6,35 – 6,49 м<sup>3</sup>/кг мазута;  
выход сажи 1,0 – 1,2 %;  
КПД 70,5 – 74,5 %.

### ***Вопросы для самопроверки***

1. Что такое газификация черного щелока?
2. При какой температуре реализуется процесс газификации черного щелока Chemrec?
3. Перечислите преимущества и недостатки газификации черного щелока.
4. К каким последствиям приводит непосредственное сжигание сернистого мазута в промышленных печах?
5. Чему равен КПД процесса газификации сернистого мазута с учетом потерь тепла топлива в системе газификации и очистки?
6. Какие материалы применяют для очистки генераторного газа от сажи и оксидов ванадия?

## Заключение

В настоящее время в мировой газовой промышленности отсутствуют крупные предприятия для производства из твердых топлив газов – заменителей природного газа.

Основным требованием к качеству производимого газа является его теплота сгорания. В газе должны отсутствовать сернистые соединения, а содержание оксидов углерода должно быть минимальным. Газы, являющиеся заменителями природного газа, очевидно, должны быть близки по составу к природному газу, т.е. они должны содержать преимущественно метан.

Газовые смеси, состоящие из большого количества высших газообразных углеводородов (пропана, бутана и др.), менее пригодны для использования, так как они могут вызывать затруднения при транспорте газа по магистральным газопроводам вследствие возможной их конденсации при высоких давлениях и сезонных изменениях температур.

Известно, что полный, прямой перевод угля в метан невозможен из-за отсутствия в составе угля необходимого для образования метана соотношения углерода и водорода. Массовое соотношение углерода к водороду в метане равно трем, а в угле оно во много раз больше. Следовательно, для превращения угля в метан требуется ввод в систему водорода или удаление из нее углерода, или с вводом водорода одновременное удаление из системы углерода. Это может быть осуществлено, например, по реакции  $2\text{C} + 2\text{H}_2\text{O} = \text{CH}_4 + \text{CO}_2$ .

Учитывая наличие в составе натурального твердого топлива летучей и нелетучей частей, отличающихся разным соотношением углерода к водороду, в суммарном технологическом процессе получения газов – заменителей природного газа целесообразно предусматривать отдельные стадии обработки топлива, обеспечивающие наибольший выход метана. В этом случае на стадии термического разложения топлива должны быть созданы такие режимные условия, при которых будет обеспечен высокий коэффициент газификации с получением максимального количества неконденсирующихся углеводородов. Эти условия достигаются при температурах 700 – 800 °С и высоких давлениях в присутствии активной газовой среды (водорода, водяного пара). На стадии газификации углеродистого остатка результатом этого процесса должна быть газовая смесь с повышенным содержанием метана. Для этого требуется применение парокислородного дутья и высоких давлений.

Перспективной может быть также низкотемпературная каталитическая газификация углерода с получением метана по реакции  $2\text{C} + 2\text{H}_2\text{O} = \text{CH}_4 + \text{CO}_2$ , для которой пока не найдены соответствующие катализаторы. Следует подчеркнуть, что окончательная газовая смесь, получаемая при двухстадийной газификации натурального топлива даже после удаления  $\text{CO}_2$  не удовлетворяет требованиям на газ – заменитель природного газа. Поэтому требуется дополнительное каталитическое метанирование за счет остающихся в газе оксида углерода и водорода.

Наряду со стадийной переработкой натурального топлива получение газов – заменителей природного газа возможно также прямой парокислородной газификацией топлива с получением смеси оксида углерода и водорода, подвергаемой затем полному каталитическому превращению в метан.

## Библиографический список

1. Жучков, П. А. Огнетехнические (высокотемпературные) установки целлюлозно-бумажной промышленности [Текст]: учеб. пособие / П. А. Жучков. – Л. : ЛТА, 1978. – 104 с.
2. Бельский, А. П. Энергосбережение в теплоэнергетике и теплотехнологиях [Текст]: учеб. пособие / А. П. Бельский, В. Ю. Лакомкин, С. Н. Смородин, СПбГТУРП. – Изд. 3-е, испр. – СПб., 2012. – 136 с. – ISBN 978-5-91646-044-5
3. Жучков, П. А. Тепловые процессы в ЦБП [Текст] / П. А. Жучков. – М.: Лесная промышленность, 1978. – 398 с.
4. Жучков, П. А. Расчет и проектирование высокотемпературных установок целлюлозно-бумажных предприятий [Текст]: учеб. пособие / П. А. Жучков. – Л.: ЛТА, 1979. – 103 с.
5. Щукин, А. А. Промышленные печи и газовое хозяйство заводов [Текст]: учебник для вузов / А. А. Щукин. – Изд. 2-е, перераб. – М.: Энергия, 1973. – 224 с.
6. Алешина, А. С. Газификация твердого топлива [Текст]: учеб. пособие / А. С. Алешина, В. В. Сергеев. – СПб.: Изд-во Политехн. ун-та, 2010. — 202 с. – ISBN 978-5-7422-1597-5
7. Смородин, С. Н. Содорегенерационные котлоагрегаты [Текст] : учеб. пособие / С. Н. Смородин, А. Н. Иванов, В. Н. Белоусов/ СПбГТУРП. – СПб., 2010. – 164 с.
8. Никитин, В. М. Химическая переработка древесины и ее перспективы [Текст] / В. М. Никитин. – М.: Лесн. пром-сть, 1974. – 88 с.
9. Сергеев, В. В. Теплоэнергетические основы промышленной слоевой газификации растительной биомассы [Текст]: автореф. дис. ... докт. техн. наук. – СПб., 2009. – 32 с.
10. Технология быстрого пиролиза при энергетическом использовании низкокачественной древесины [Текст] / А. Н. Грачев, В. Н. Башкиров, И. А. Валеев [и др.]// Энергетика Татарстана. – 2008. – № 4 (12). –с. 16-20.
11. Прокопьев, С. А. О возможности получения бионефти из отходов древесного сырья [Текст] / С. А. Прокопьев, Ю. Н. Пильщиков, Ю. А. Молодцев, В. Н. Пиялкин, А. Я. Киповский// ИВУЗ. Лесной журнал.– 2007 – Вып. 5. – С. 74 – 85.

Учебное издание

Громова Екатерина Николаевна

**ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНЫЕ ТЕПЛОТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ  
ПРОЦЕССЫ И УСТАНОВКИ**

**Учебное пособие**

**Часть 2**

Редактор и корректор М. Д. Баранова

Техн. редактор Д. А. Романова

Темплан 2021 г., поз. 59

Подп. к печати 12.11.2021.

Формат 60x84/16.

Бумага тип. № 1.

Печать офсетная.

Печ.л. 4,25.

Уч.-изд. л. 4,25.

Тираж 50 экз.

Изд. № 74

Цена «С».

Заказ

Ризограф Высшей школы технологии и энергетики СПбГУПТД, 198095,  
Санкт-Петербург, ул. Ивана Черных, д.4.