

Н. Н. БОГДАНОВ, Д. А. ВОРОНА, И. С. ГАЛЫНКЕР,
Д. Ю. ГАМБУРГ, Е. А. ГРИГОРЬЕВА, В. П. ЗЫКОВА,
И. И. РЯБЦЕВ, Б. Ф. СЕРГЕЕВ и П. И. СТАНКЕВИЧ

Б 59-86
82

ГАЗИФИКАЦИЯ ФРЕЗЕРНОГО ТОРФА

ГОСЭНЕРГОИЗДАТ

Н. Н. БОГДАНОВ, Д. А. ВОРОНА, И. С. ГАЛЫНКЕР,
Д. Ю. ГАМБУРГ, Е. А. ГРИГОРЬЕВА, В. П. ЗЫКОВА,
И. И. РЯБЦЕВ, Б. Ф. СЕРГЕЕВ и П. И. СТАНКЕВИЧ

Б 59-86
82

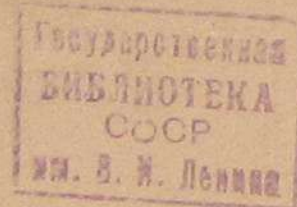
ГАЗИФИКАЦИЯ ФРЕЗЕРНОГО ТОРФА



ГОСУДАРСТВЕННОЕ ЭНЕРГЕТИЧЕСКОЕ ИЗДАТЕЛЬСТВО
МОСКВА 1959 ЛЕНИНГРАД

В книге приведены материалы, полученные при исследовании газификации фрезерного торфа в газогенераторах ГИАП, с отъемом дегтя и получением бытового газа, газификации пылевидного торфа; рассмотрены энергохимическое использование фрезерного торфа и переработка подсмольной воды.

Книга предназначена для инженерно-технических работников, занимающихся вопросами газификации твердого топлива.



59-143361

Редактор Н. Н. Богданов

Техн. редактор Г. Е. Ларионов

Сдано в пр-во 1/IX 1959 г.
Формат бумаги 84 × 108¹/₃₂
Т-12140 Тираж 1000

Подписано к печати 3/XI 1959 г.
6,15 п. л. 7 уч.-изд. л.
Цена 4 руб. Зак. 455

Типография Госэнергоиздата, Москва, Шлюзовая наб., 10.

СОДЕРЖАНИЕ

Канд. техн. наук И. И. Рябцев и канд. хим. наук Д. Ю. Гамбург — Газификация фрезерного торфа в газогенераторах ГИАП	5
Канд. техн. наук Н. Н. Богданов — Газификация пылевидного торфа	31
Доктор техн. наук И. С. Галынкер, инж. Д. А. Ворона и инж. Е. А. Григорьева — Комплексное энергохимическое использование фрезерного торфа при полукоксовании с твердым теплоносителем	44
Канд. техн. наук Н. Н. Богданов — Газификация фрезерного торфа с отъемом дегтя	75
Канд. техн. наук Б. Ф. Сергеев, канд. техн. наук Н. Н. Богданов и инж. В. П. Зыкова — Получение бытового газа из фрезерного торфа	91
Канд. техн. наук Б. Ф. Сергеев и канд. техн. наук П. И. Станкевич — Улавливание уксусной кислоты, аммиака и фенолов в процессе газификации и коксования фрезерного торфа	109

ГАЗИФИКАЦИЯ ФРЕЗЕРНОГО ТОРФА В ГАЗОГЕНЕРАТОРАХ ГИАП

I. Газогенератор

Газогенератор ГИАП представляет собой высокопроизводительный аппарат для газификации мелкозернистых низкосортных топлив. В нем могут быть получены газы для различных химических синтезов и газ для отопления промышленных печей.

В качестве дутья применяются: при получении отопительного газа — паровоздушная смесь, при получении газов для химических синтезов — парокислородная или паровоздушная смесь, обогащенная кислородом.

Процесс газификации протекает в «кипящем» слое мелкозернистого топлива и отличается высокой интенсивностью относительно поперечного сечения шахты.

На рис. 1 представлен общий вид (вертикальный разрез) газогенератора и показана его связь с топливным бункером и котлом-утилизатором.

Газогенератор состоит из четырех основных конструктивных элементов: шахты, колосниковой решетки, системы золоудаления и загрузочного устройства.

Профиль шахты складывается из средней цилиндрической и двух конических частей. Материалами для изготовления шахты служат: для кожуха — листовая сталь толщиной 12—15 мм и для футеровки — огнеупорный кирпич.

По высоте шахты расположены один или два ряда отверстий для фурм вторичного дутья и люки, открывающие доступ внутрь шахты для розжига газогенератора и выполнения ремонтных работ. Число отверстий для фурм может составлять 20—30 в каждом ряду в зависимости от диаметра шахты газогенератора. Фурмы имеют водяное охлаждение.

Колосниковая решетка имеет форму усеченного конуса. Угол наклона решетки к большему основанию составляет

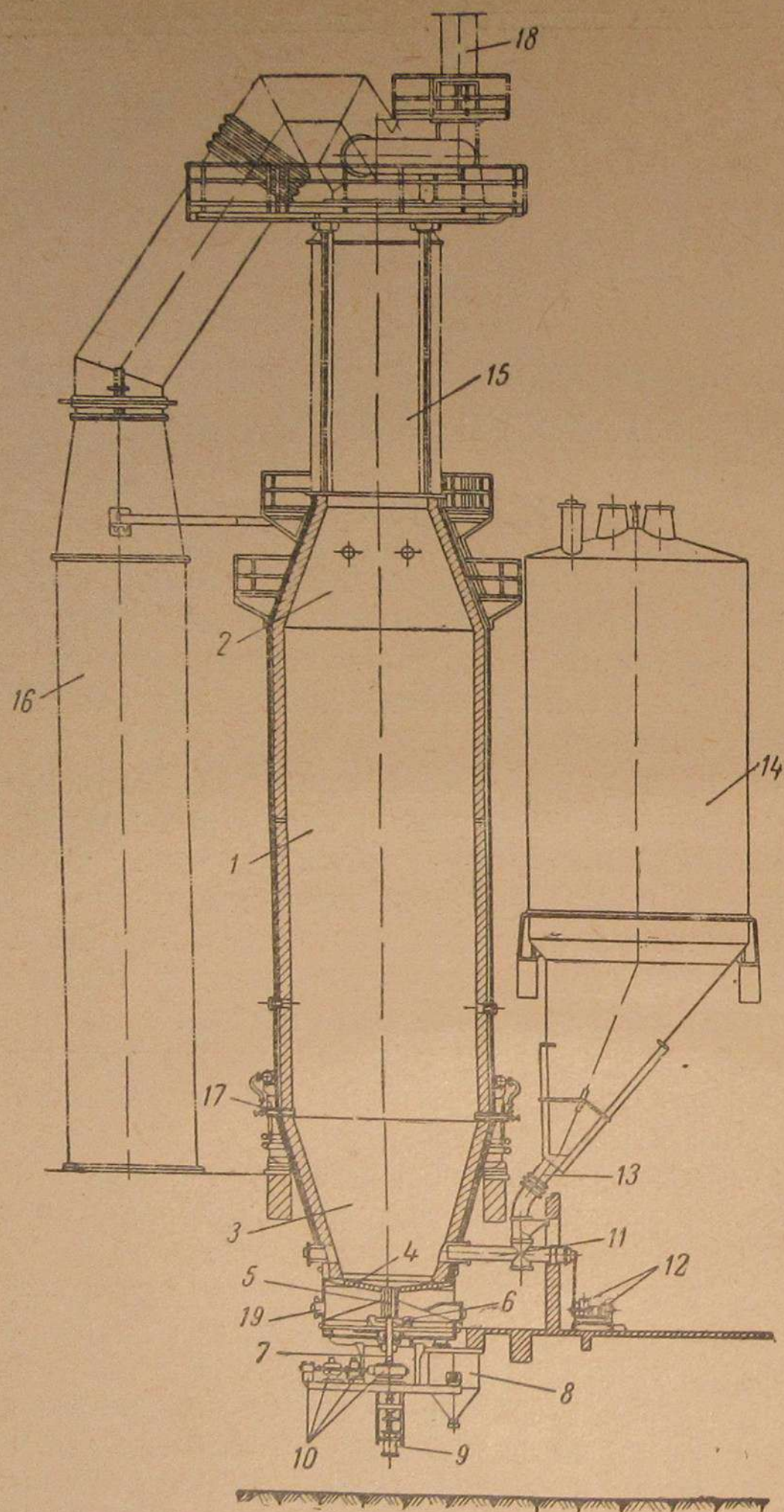


Рис. 1. Газогенератор ГИАП.

1 — цилиндрическая часть шахты газогенератора; 2 и 3 — верхняя и нижняя конические части шахты; 4 — колосниковая решетка; 5 — зольная чаша; 6 — зольная чаша; 7 — шуровочный вал; 8 — зольный бункер; 9 — гидравлический цилиндр шуровочного вала и гребков; 10 — приводной механизм шуровочного вала и гребков; 11 — шнек; 12 — приводной механизм шнека; 13 — точка для перетока топлива из бункера к шнеку; 14 — топливный бункер; 15 — вертикальный участок газохода; 16 — котел-утилизатор; 17 — фурма вторичного дутья; 18 — выхлопная труба („свеча“); 19 — отверстие для ввода первичного дутья.

около 10° . Меньшее основание конуса представляет собой отверстие для выхода золы из газогенератора.

Выполняется колосниковая решетка в двух конструктивных вариантах: из дырчатых плит или колосников, образующих по площади решетки щелевидные отверстия. Материалами для колосниковой решетки служат легированная сталь или легированный чугун. Располагается колосниковая решетка в нижней конической части газогенератора.

Система золоудаления состоит из охлаждаемой водой точки, закрепленной в зольном отверстии колосниковой решетки, зольной чаши и полого шуровочного вала, на котором закреплены гребки, обеспечивающие равномерное перемещение золы из газогенератора в приемный зольный бункер. Один из гребков располагается в зольной части, другой — на две царги, в которую заключена вся система золоудаления. Вращаясь вместе с шуровочным валом, гребки равномерно транспортируют золу к выходному отверстию, соединяющему газогенератор с приемным зольным бункером.

В назначение шуровочного вала входит не только вращение гребков, но и, как это явствует из его названия, разрыхляющее действие на зольную массу, заполняющую зольную точку по всей ее высоте от колосниковой решетки до зольной чаши. Для этой цели верхняя часть вала имеет несколько шипов. На случай попадания в зольную чашу крупных кусков шлака вал можно привести с помощью гидравлического цилиндра в возвратно-поступательное движение по вертикали, не прекращая вращения вокруг оси. Полое пространство шуровочного вала охлаждается водой.

Приводной механизм системы золоудаления состоит из электродвигателя, гидромуфты, цилиндрического и червячного редукторов. Возможны и другие варианты выбора и расположения отдельных элементов приводного механизма.

Число оборотов шуровочного вала устанавливается в зависимости от нагрузки газогенератора по топливу, зольности топлива и содержания углерода в выгружаемой золе.

Загрузочное устройство газогенератора составляют три параллельно расположенных шнека, работающих каждый от отдельного приводного механизма, состоящего, например, из электродвигателя, редуктора, вариатора и цепной передачи на «звездочку», закрепленную на валу шнека. Применение электродвигателей постоянного тока или гидропривода значительно упростило бы приводное устройство шнеков и сделало бы возможной плавную регулировку

скорости вращения шнековых винтов. Шнеки соединены течками с бункером мелкозернистого топлива. Устанавливаются шнеки на высоте около 1,0 м от колосниковой решетки.

Над верхней конической частью шахты газогенератора располагается вертикальный участок футерованного газохода, в котором устанавливается радиационная часть поверхности нагрева котла-утилизатора, снижающая температуру отходящего газа и исключаяющая таким путем налипание шлака на футеровку газохода. Газоход далее соединяется с котлом-утилизатором. За вертикальным участком газохода от него отходит выхлопная труба, или «свеча», через которую выбрасывается газ в атмосферу при разжиге газогенератора и в других случаях, когда требуется остановить подачу газа в систему очистки и охлаждения.

Газогенератор производительностью 30 000 $\text{нм}^3/\text{ч}$ имеет следующие основные размеры:

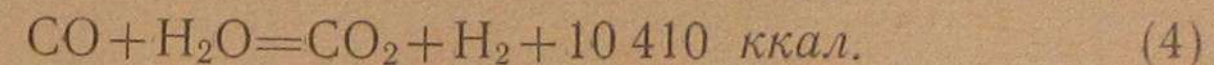
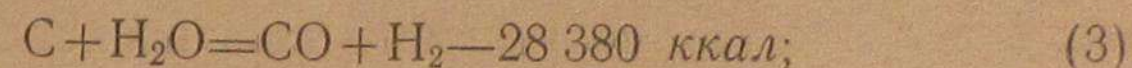
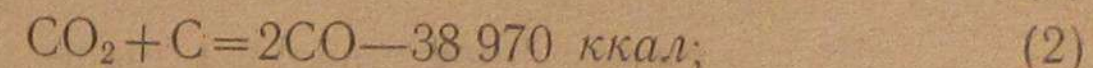
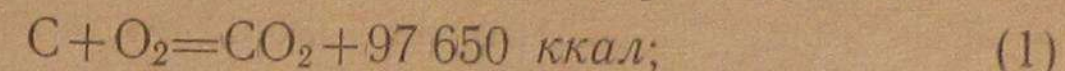
Диаметр колосниковой решетки	2,6 м
Внутренний диаметр цилиндрической шахты . .	5,2 "
Наружный " " "	6,0 "
Общая высота шахты	21 "

В настоящее время в ГДР разработана безрешеточная конструкция газогенератора с «кипящим» слоем. Этот газогенератор может работать с возвратом уноса в «кипящий» слой топлива.

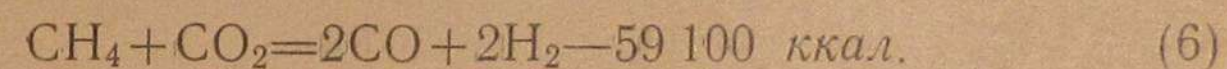
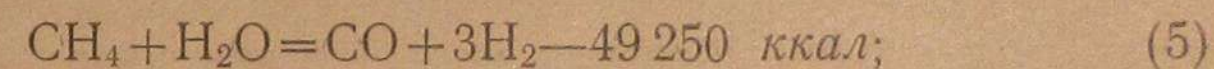
Под напором дутья, поступающего в газогенератор через отверстия колосниковой решетки, слой мелкозернистого топлива приходит в подвижное состояние, напоминая кипение жидкости. При этом пылевидная часть топлива выносится из «кипящего» слоя в верхнюю часть шахты, а более крупные частицы остаются в «кипящем» слое, где они газифицируются и в озоленном виде удаляются из газогенератора.

Попадая в «кипящий» слой, частицы мелкозернистого топлива подвергаются быстрому прогреву и, находясь в непрерывном движении, проходят все стадии газогенераторного процесса: испарение влаги, выделение летучих веществ и взаимодействие углерода с кислородом, водяным паром и углекислотой. Все эти процессы протекают с высокими скоростями благодаря малым размерам частиц топлива, равномерному прогреву «кипящего» слоя до высоких температур по всей его высоте и благоприятным условиям диффузии газообразных реагентов к углероду топлива.

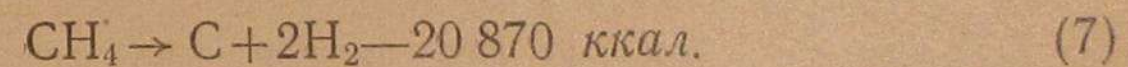
Химическая сторона процесса газификации может быть схематически представлена следующими реакциями:



Кроме этих реакций, в «кипящем» слое топлива одновременно с большой скоростью протекают сложный процесс разложения дегтя, сопровождающийся образованием углеводородных газов, и реакции взаимодействия этих газов с водяным паром и углекислым газом, например:



Можно полагать, что в «кипящем» слое имеет место и процесс термического разложения углеводородных газов, например:



В зависимости от плавкости золы газифицируемого топлива и его реакционной способности температура в «кипящем» слое поддерживается на уровне 800—950° С. Здесь газифицируется большая часть загруженного топлива, однако в тех случаях, когда в общей его массе преобладает пылевидная часть, разница между количеством уносимой из «кипящего» слоя топливной пыли и количеством мелкозернистой части топлива, газифицирующейся в «кипящем» слое, может быть незначительной.

Вынесенная из «кипящего» слоя пылевидная часть топлива продолжает в полете реагировать с неразложившимся водяным паром и углекислым газом. На уровне около 5 м от колосниковой решетки пылегазовый поток встречается с поперечными потоками вторичного дутья, поступающего в шахту через фурмы с выходной скоростью 30—40 м/сек. Здесь от воздействия кислорода с топливной пылью и газом повышается температура до 1 100° С и, таким образом, создаются благоприятные условия для разложения водяного пара и содержащейся в газе углекислоты по реакциям (1)—(3).

Такой подъем температуры пылегазового потока обеспечивает протекание этих реакций на всем последующем его пути вверх по шахте газогенератора.

Одновременно продолжается взаимодействие углеводородных газов с водяным паром и углекислотой по реакциям (5) и (6) и почти полностью завершается термическое разложение углеводородных газов по реакции (7).

По мере понижения температуры пылегазового потока влияние на состав получаемого газа начинает оказывать реакция (4). Можно полагать, что заметную роль в процессе газификации эта реакция играет в «кипящем» слое топлива и за пределами шахты в температурном интервале 500—800° С.

В зависимости от температуры, которая устанавливается в газогенераторе от воздействия вторичного дутья, и реакционной способности газифицируемого топлива достигаются большая или меньшая степень использования углерода топливной пыли и большие или меньшие изменения в составе получаемого газа в сторону улучшения.

На выходе из шахты газогенератора перед входом в вертикальный участок газохода температура газа может колебаться в пределах 900—1 050° С. Благодаря высокой температуре, поддерживаемой по всей высоте шахты газогенератора, получающийся газ отличается, как правило, малым содержанием углеводородных газов и фенолов и практически не содержит дегтя.

II. Требования, предъявляемые к качеству топлива

Многочисленные и длительные опытные работы по газификации различных твердых топлив в газогенераторах ГИАП и накопленный опыт эксплуатации этих газогенераторов в промышленных условиях определили требования к качеству топлива, при соблюдении которых процесс газификации может протекать с надежной устойчивостью и экономически приемлемыми показателями.

Установлено, что поступающее в газогенератор топливо должно удовлетворять известным условиям в отношении спекаемости, класса крупности, влажности, зольности и реакционной способности.

Спекаемость. Топлива, проявляющие склонность к спеканию при нагревании, для газификации в «кипящем» слое следует квалифицировать как непригодные. Опыт показал, что сильно спекающиеся топлива, проходя в «кипящем» слое стадию коксования, могут образовывать монолитную массу кокса, полностью исключая возможность закономерного «кипения» слоя и, следовательно, неправомерно нарушающую принцип газификации. Спекание мелко-

зернистого топлива в коксовую массу сопровождается резким ростом сопротивления слоя и часто завершается образованием шлака, удаление которого с помощью золотудаляющего механизма газогенератора оказывается невозможным. Даже слабо спекающиеся топлива могут образовывать в «кипящем» слое коксовую массу при пуске газогенератора в ход после разогрева и вынужденных остановках, когда слой топлива находится в неподвижном состоянии на колосниковой решетке. Отмечено, что газификация слабо спекающихся топлив в «кипящем» слое может и не сопровождаться образованием кокса, если загрузка топлива производится только при подаче дутья в газогенератор в количестве, достаточном для «кипения» слоя.

Из сказанного следует, что наилучшим топливом для газификации в газогенераторах ГИАП будет любое топливо, характеризующееся порошкообразным коксовым остатком, получаемым при определении выхода летучих веществ. Можно считать пригодными для газификации в газогенераторах ГИАП и топлива, характеризующиеся слипшимся или слабо спекшимся коксовым остатком при соблюдении дополнительных правил ведения процесса газификации, исключающих возможность спекания мелкозернистой массы топлива.

Класс крупности. Опытом установлено, что наиболее подходящим классом крупности для условий газификации мелкозернистых топлив в газогенераторах ГИАП является класс 0—10 мм, причем содержание в этом классе самой мелкой фракции с размерами частиц 0—3 мм может превышать 50%. Если поступившее на склад топливо по размерам частиц или кусков превышает 10 мм, то оно должно быть подвергнуто дроблению, поэтому в промышленных газогенераторных установках ГИАП предусматривают дробильное устройство с соответствующим грохочением дробленого топлива.

Кроме класса крупности, очень важно знать ситовый состав топлива, поступающего в газогенератор, и в особенности содержание пылевидной фракции с размером частиц 0—1,0 мм. Знание ситового состава топлива позволяет устанавливать оптимальное соотношение между первичным и вторичным дутьем и, таким образом, достигать высокого уровня по использованию углерода и к. п. д. процесса газификации, так как чем больше содержание пылевидной фракции в мелкозернистом топливе, тем больше будет вынос из «кипящего» слоя топливной пыли и, следовательно,

тем выше должна быть нагрузка шахты газогенератора вторичным дутьем.

Влажность. Мелкозернистые топлива с высокой влажностью проявляют склонность к слеживанию и зависанию в бункерах и запрессовыванию в шнеках; они вызывают тяжелые нарушения гидродинамических условий в «кипящем» слое и газифицируются с низкими показателями по качеству получаемого газа и удельным расходам. В особенности это относится к расходу кислорода, когда в качестве дутья применяется парокислородная смесь или паровоздушная смесь, обогащенная кислородом. Установлено, что для устойчивого ведения процесса газификации с получением экономически приемлемых показателей влажность топлива, поступающего в газогенератор, не должна превышать 10—15%. Если влажность топлива превышает эти пределы, оно должно быть подсушено. Мелкозернистые топлива с высокой влажностью следует считать непригодными для загрузки в газогенератор. В промышленных технологических схемах газогенераторных установок ГИАП предусматривают подсушку топлива как обязательную операцию по его подготовке для газификации.

Зольность. В газогенераторах ГИАП могут газифицироваться любые многозольные топлива, если другие показатели их качества удовлетворяют требованиям, предъявляемым к топливам для газификации их в «кипящем» слое. Это не означает, однако, что содержание золы в топливе не оказывает влияния на показатели процесса газификации. Можно считать твердо установленным, что многозольные топлива газифицируются с заметно худшими результатами по удельным расходам кислорода и водяного пара. Максимальное содержание золы в топливах, которые в настоящее время газифицируются в газогенераторах ГИАП, составляет 24% сухой массы топлива. Такое содержание золы в топливе можно считать верхним пределом, допустимым в промышленных условиях по удельным расходам кислорода и водяного пара. Если некоторое повышение этих удельных расходов по существующим ценам на кислород и водяной пар не оказывает заметного влияния на себестоимость получаемого газа, то допустимая зольность газифицируемого топлива может быть более 24% и доходить до любого экономически приемлемого предела.

Реакционная способность. Под реакционной способностью или химической активностью твердых топлив

принято понимать способность их реагировать с кислородом, углекислым газом и водяным паром как дутьевыми компонентами для газогенераторного процесса.

Доказано, что любое твердое топливо, проявившее высокую или низкую реакционную способность к одному из компонентов дутья, будет соответственно реакционно-способным и по отношению к другим его компонентам.

Для работы газогенераторов с «кипящим» слоем реакционная способность твердых топлив имеет исключительно важное значение. Процесс газификации реакционноспособных топлив характеризуется:

- а) высоким качеством газа по содержанию окиси углерода и водорода;
- б) высокой интенсивностью;
- в) низкими удельными расходами топлива, кислорода и водяного пара;
- г) высоким к. п. д.;
- д) относительно малой запыленностью газа на выходе из газогенератора.

Из всех видов твердого топлива наибольшей реакционной способностью обладают бурые угли и особенно торф. Каменные угли, каменноугольные коксы, полуантрацит и особенно антрациты, как правило, мало реакционноспособны и как топлива для газогенераторов с «кипящим» слоем не рекомендуются. Процесс газификации этих топлив характеризуется низким качеством газа, высокими удельными расходами, низким к. п. д., высоким содержанием топливной пыли в получаемом газе.

Таким образом, из всех видов твердого топлива для газогенераторов ГИАП оказываются наиболее подходящими по реакционной способности бурые угли и их полукоксы и особенно торф, показатели газификации которого могут быть сравнимыми с лучшими показателями газификации бурых углей с заметными преимуществами на стороне торфа.

III. Технологические схемы промышленной газификации мелкозернистых топлив в газогенераторах ГИАП

На рис. 2 приведена технологическая схема промышленной газификации мелкозернистых топлив по способу ГИАП, на которой показаны все аппараты и машины газогенераторного цеха, все материальные потоки, точки автоматического регулирования и физико-химического контроля.

Сырое мелкозернистое топливо крупностью 0—10 мм поступает в бункер сушильного отделения. Отсюда оно через дозирующее устройство (питатель) подается в сушильный аппарат, где подсушивается до остаточной влажности 10—15%. Сушка может производиться дымовыми газами в барабанном сушильном агрегате или, как показано на схеме, в паровой трубчатой сушилке. Подсушенное топливо направляется далее в топливный бункер через шнек, элеватор, еще один шнек и шлюзовой затвор. Уносимая из сушильного аппарата топливная пыль улавливается электрофильтром, откуда она через шнек и камерный пневматический насос направляется в парокотельное хозяйство завода для сжигания в топках паровых котлов. Отработанный в сушильном аппарате водяной пар в виде кон-

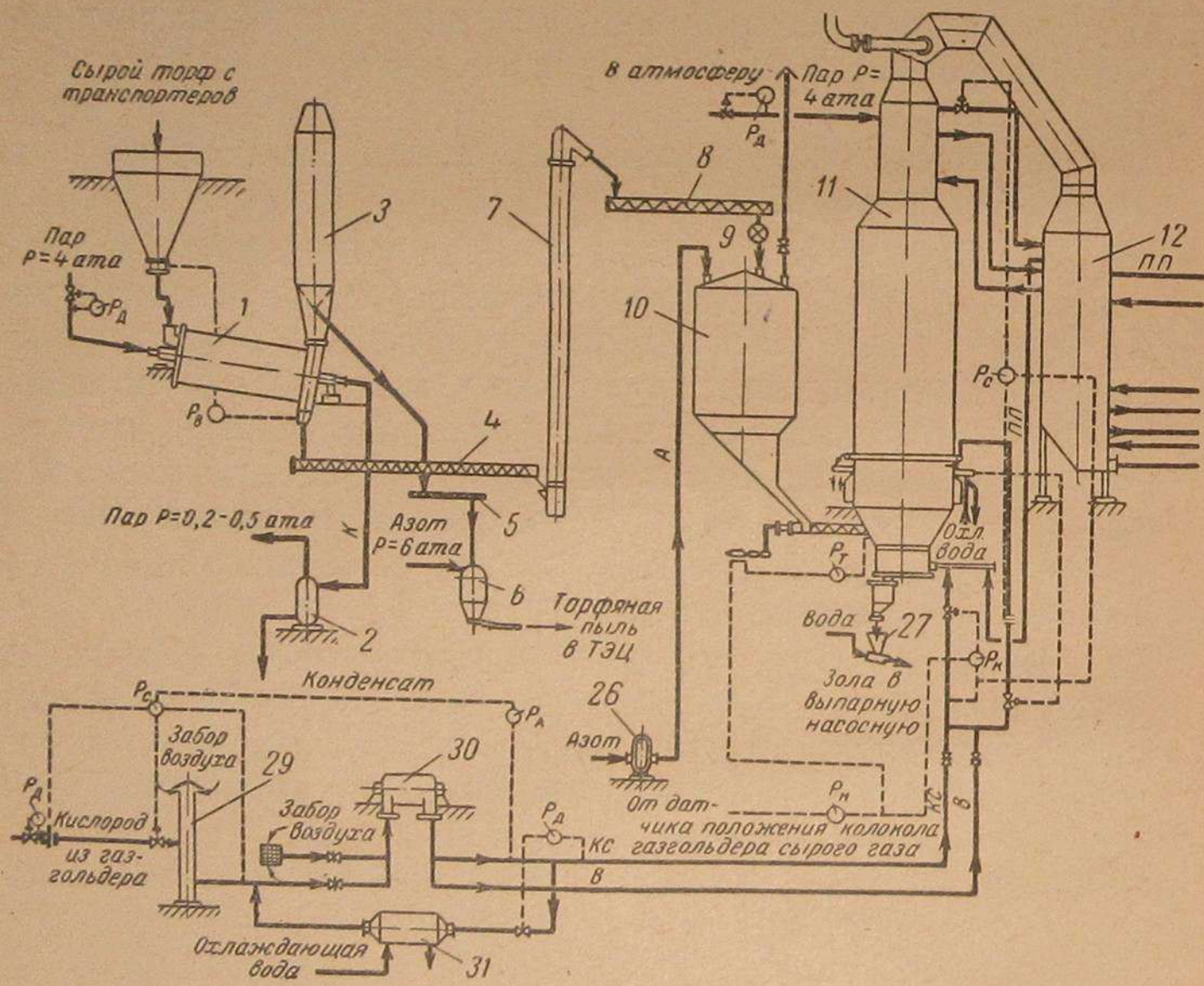


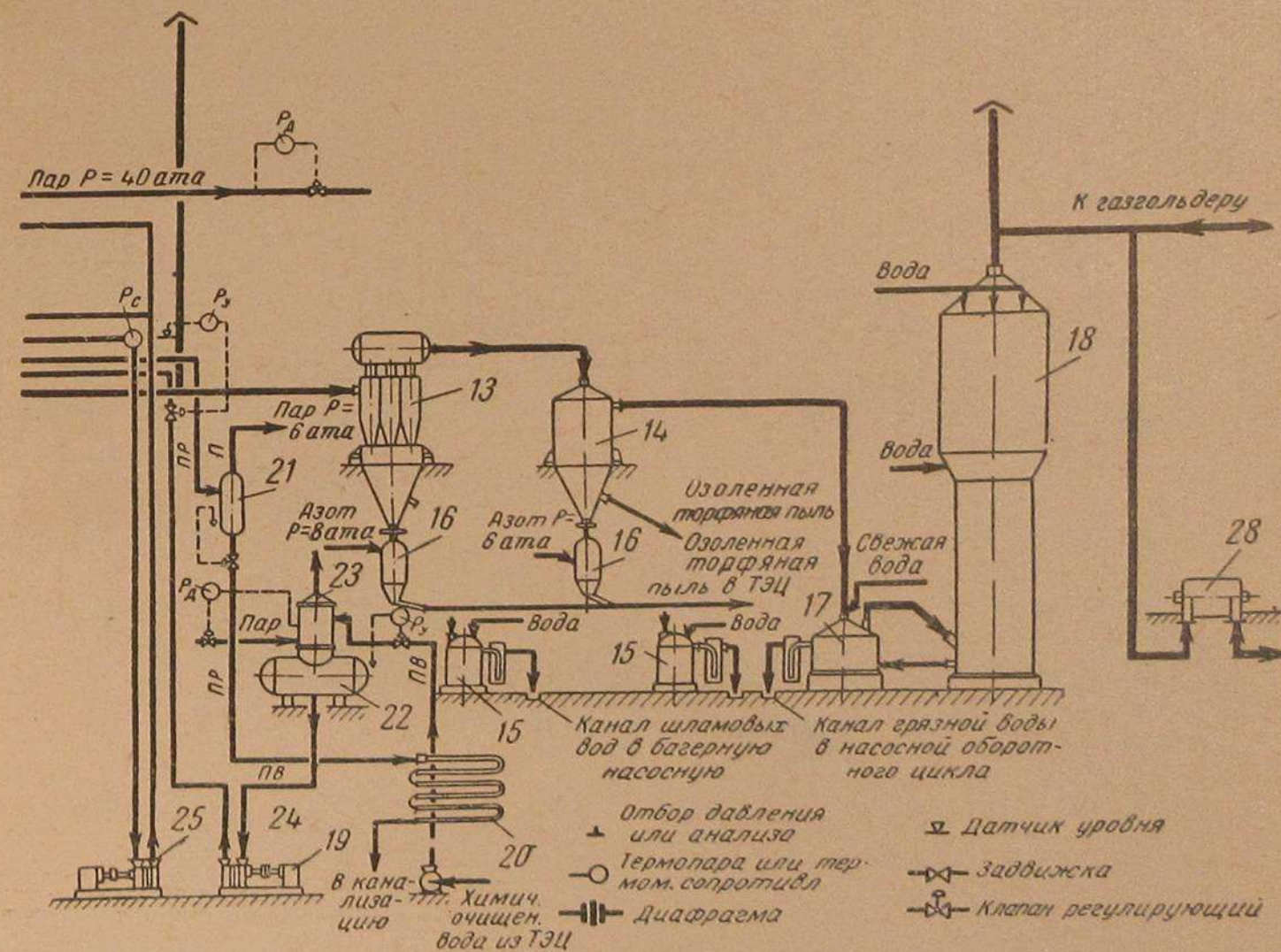
Рис. 2. Технологическая схема газификации мел-

1 — паровая трубчатая сушилка; 2 — расширитель конденсата; 3 — электрофильтр; 4 — шнек; 5 — шнек; 6 — камерный пневматический насос; 7 — элеватор; 8 — шнек; 9 — шлюзовой затвор; 10 — топливный бункер; 11 — газогенератор; 12 — котел-утилитарный пневматический насос; 13 — батарея циклонов; 14 — мультициклон; 15 — мешалка; 16 — камерный сепаратор-расширитель; 17 — гидравлический затвор; 18 — электрофильтр, совмещенный с подогревателем воды; 19 — центробежный насос химически очищенной воды; 20 — циркуляционная колонка; 21 — сепаратор-расширитель; 22 — бак деаэратора; 23 — деаэрационная колонка; 24 — насос для питательной воды; 25 — циркуляционный насос; 26 — азотодувка ротационная; 27 — золосливное устройство; 28 — турбогазодувка для подачи кислорода или воздуха; 29 — смеситель; 30 — турбогазодувка для подачи кислорода; 31 — охлаждающая вода.

P_D — регулятор давления; P_K — регулятор количества; P_C — регулятор соотношения концентраций; P_B — регулятор влажности; P_H — регулятор нагрузки; K — пароводяной теплообменник; n — насыщенный пар; np — продувка котла; $п.в.$ — питательная вода; $ц.в.$ — циркуляционная вода; $к$ — конденсат.

денсата проходит расширитель, откуда он направляется в деаэратор. Туда же подается неиспарившийся в расширителе конденсат.

Подсушенное мелкозернистое топливо из бункера самоотеком поступает в шнеки, которыми оно подается в нижнюю коническую часть газогенератора. В топливный бункер ротационной газодувкой подается азот, благодаря чему в бункере создается нужное противодавление, облегчающее поступление топлива в газогенератор и исключающее возможность встречного перетока газа из газогенератора в бункер. Под колосниковую решетку подается дутье. Воздух, кислород или обогащенный кислородом воздух подается турбогазодувкой. Пар поступает в газогенератор из паросилового хозяйства (ТЭЦ) в отработанном виде, обычно под давлением 3—5 ат. Перед поступлением в газогене-



кочернистых топлив в газогенераторах ГИАП.

4 — шнек; 5 — шнек; 6 — камерный пневматический насос; 7 — элеватор; 8 — шнек; 9 — шлюзовой затвор; 10 — топливный бункер; 11 — газогенератор; 12 — котел-утилитарный пневматический насос; 13 — батарея циклонов; 14 — мультициклон; 15 — мешалка; 16 — камерный сепаратор-расширитель; 17 — гидравлический затвор; 18 — электрофильтр, совмещенный с подогревателем воды; 19 — центробежный насос химически очищенной воды; 20 — циркуляционная колонка; 21 — сепаратор-расширитель; 22 — бак деаэратора; 23 — деаэрационная колонка; 24 — насос для питательной воды; 25 — циркуляционный насос; 26 — азотодувка ротационная; 27 — золосливное устройство; 28 — турбогазодувка для подачи кислорода или воздуха; 29 — смеситель; 30 — турбогазодувка для подачи кислорода; 31 — охлаждающая вода.

P_D — регулятор давления; P_K — регулятор количества; P_C — регулятор соотношения концентраций; P_B — регулятор влажности; P_H — регулятор нагрузки; K — пароводяной теплообменник; n — насыщенный пар; np — продувка котла; $п.в.$ — питательная вода; $ц.в.$ — циркуляционная вода; $к$ — конденсат.

ратор он перегревается в котле-утилизаторе за счет физического тепла получаемого газа.

Протекающий в газогенераторе процесс газификации описан выше. Полученный газ из газогенератора направляется в котел-утилизатор прямоточно-сепарационного типа или, как показано на рис. 2, в паровой котел с принудительной циркуляцией. Могут быть установлены паровые котлы и других типов, например газотрубные или водотрубные. Здесь газ охлаждается с 850—900 до 250—280° С. При этом получается пар в количестве, значительно превышающем потребность газогенератора.

Из котла-утилизатора пар направляется в паросиловое хозяйство завода (ТЭЦ), где он используется в турбогене-

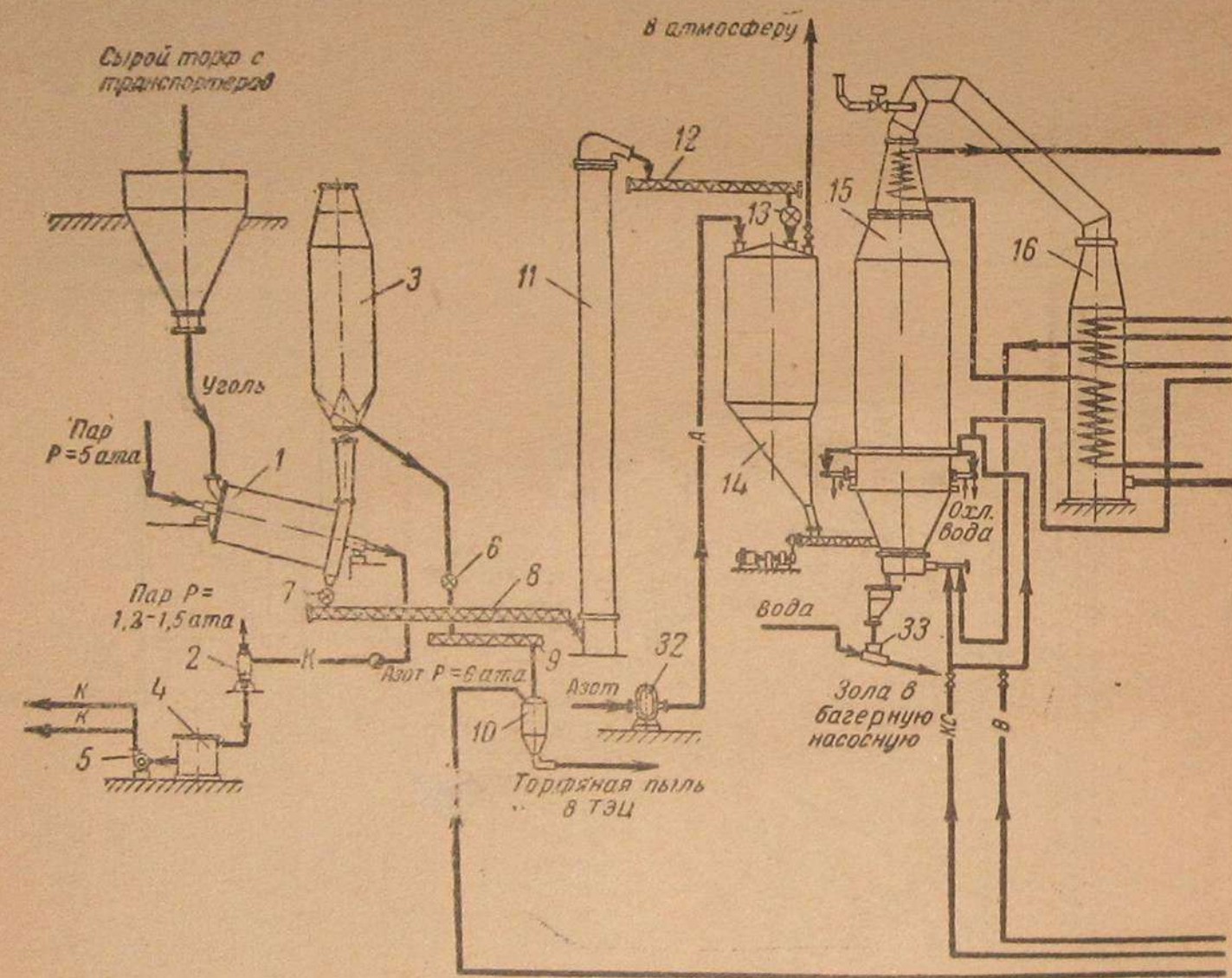
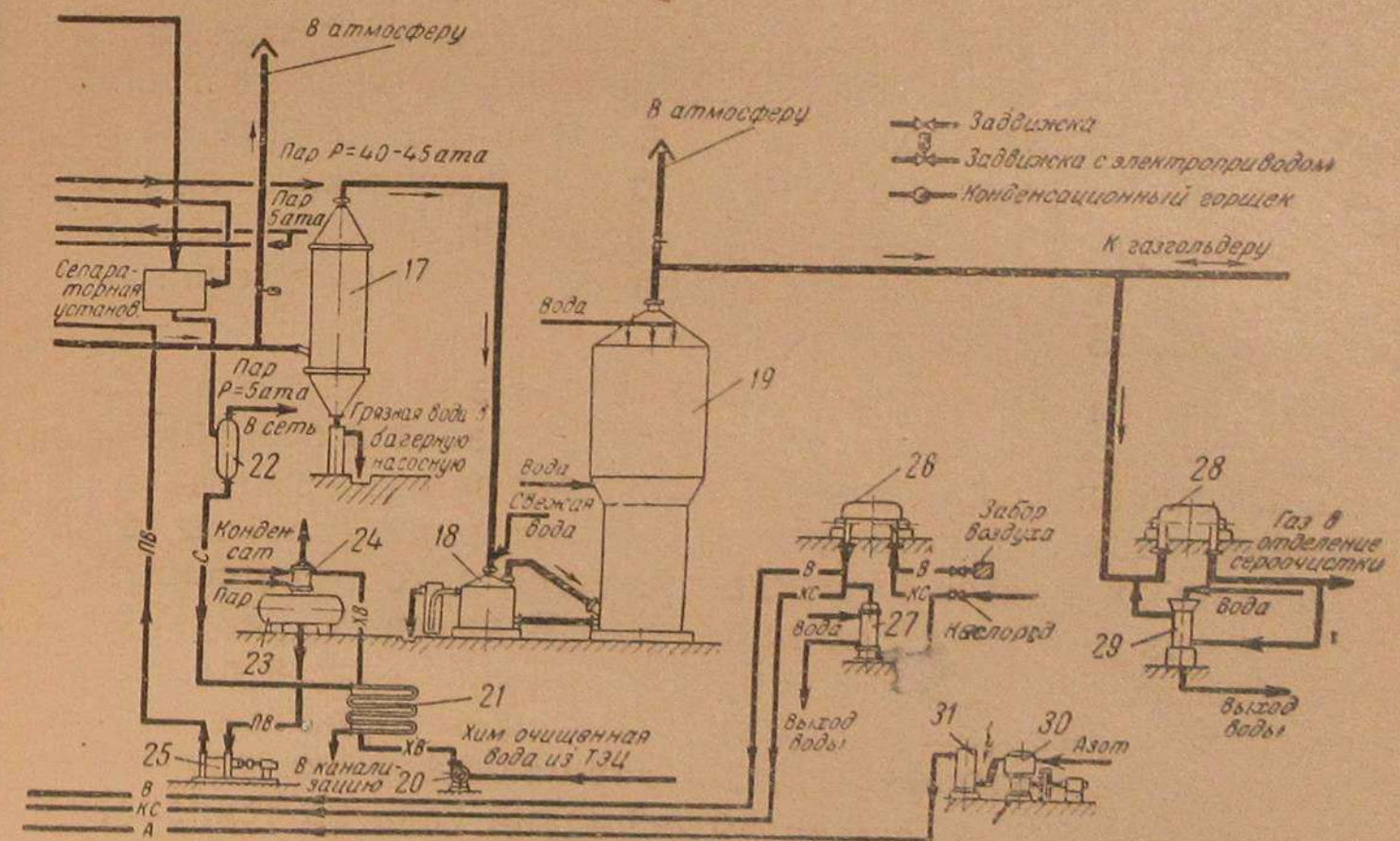


Рис. 3. Технологическая схема газификации мел

1 — паровая трубчатая сушилка; 2 — расширитель конденсата; 3 — электрофильтр; 4 — центробежный насос для конденсата; 5 — центробежный насос; 6 — шлюзовой насос; 7 — шлюзовой затвор; 8 — шнек; 9 — шнек; 10 — камерный пневматический гидрозатвор; 11 — элеватор; 12 — шнек; 13 — шлюзовой затвор; 14 — топливный бункер; 15 — газогенератор; 16 — котел-утилизатор; 17 — центробежный скруббер; 18 — насос химически очищенной воды; 19 — водяной подогреватель; 20 — центробежный расширитель; 21 — бак деаэрата; 22 — деаэрационная колонка; 23 — насос для холодильника байпасный; 24 — турбогазоводка для подачи готового газа к потребителю; 25 — турбогазоводка для подачи кислорода или воздуха; 26 — турбогазоводка для подачи кислорода или воздуха; 27 — холодильник байпасный; 28 — компрессор для подачи азота в систему; 29 — ресивер; 30 — азотодувка ротационная; 31 — золосмывное устройство.

раторах. Параметры пара, получаемого в котле-утилизаторе, устанавливаются в зависимости от параметров, принятых в паросиловом хозяйстве. Охлажденный в котле-утилизаторе газ поступает в батарею циклонов, где он освобождается от части уносимой из газогенератора озоленной топливной пыли. Отсюда газ поступает в мультициклон для дальнейшей очистки от пыли. Уловленная в батарее циклонов и мультициклоне топливная пыль камерными пневматическими насосами передается в паросиловое хозяйство завода для сжигания в топках паровых котлов. В случае неисправного состояния системы пневматического транспорта топливная пыль, минуя пневматические насосы, направляется в мешалки, где она замешивается с водой и в виде шлама выпускается в шламовый канал, откуда она передается в отвал.

Из мультициклона газ поступает в гидрозатвор, где он частично промывается от остатков топливной пыли и охлаж-



козернистых топлив в газогенераторах ГИАП.

4 — бак для конденсата; 5 — центробежный насос для конденсата; 6 — шлюзовой насос; 11 — элеватор; 12 — шнек; 13 — шлюзовой затвор; 14 — топливный бункер; 15 — газогенератор; 16 — котел-утилизатор; 17 — центробежный скруббер; 18 — насос химически очищенной воды; 19 — водяной подогреватель; 20 — центробежный расширитель; 21 — бак деаэрата; 22 — деаэрационная колонка; 23 — насос для холодильника байпасный; 24 — турбогазоводка для подачи готового газа к потребителю; 25 — турбогазоводка для подачи кислорода или воздуха; 26 — турбогазоводка для подачи кислорода или воздуха; 27 — холодильник байпасный; 28 — компрессор для подачи азота в систему; 29 — ресивер; 30 — азотодувка ротационная; 31 — золосмывное устройство.

дается до 70—80° С. Далее, газ поступает последовательно в скруббер и электрофильтр, смонтированные в виде единого агрегата. Здесь он проходит окончательное охлаждение и тонкую очистку от остатков топливной пыли. Отсюда газ поступает в газгольдер и газодувку, которая направляет его для использования по назначению.

Получаемая в процессе газификации зола собирается в зольном бункере, откуда она через золосмывное устройство 27 удаляется в отвал.

В последнее время в рассмотренную технологическую схему внесены изменения, благодаря которым она получила заметное упрощение. В упрощенном виде технологическая схема приведена на рис. 3. Отличие этой схемы от предыдущей заключается в полном исключении сухой очистки газа от пыли в батарее циклонов и мультициклоне и замене этих очистительных аппаратов одним центробежным скруббером. По этой схеме вся уносимая из газогенератора угольная пыль в виде шлама уходит в отвал. Разумеется, что в таком виде технологическая схема может быть принята для промышленного осуществления только в тех случаях, когда улавливание топливной пыли в сухом виде, ее транспорт в паросиловое хозяйство и сжигание в топках паровых котлов не дают достаточного экономического эффекта. Такие случаи возможны при малом содержании топливной пыли в газе, высокой степени ее озоления и, следовательно, низкой теплоте сгорания.

Высокие требования, предъявляемые в азотной промышленности к качеству получаемого газа и в особенности к его запыленности, осложнили систему очистки и охлаждения газа, однако тонкая очистка его от пыли (до 4 мг/м³) полностью окупается надежной работой цехов, перерабатывающих газ в химические продукты. В других случаях, когда потребителю газа не требуется тонкая очистка от пыли, технологическая схема может быть еще упрощена путем исключения электрофильтра, завершающего очистку газа. При равномерном графике потребления газа из технологической схемы может быть также исключен газгольдер. Таким образом, в зависимости от специфических требований потребителя газа в технологические схемы газогенераторных установок ГИАП, принятые в азотной промышленности, можно вносить те или иные упрощения для снижения капиталовложений в строительство газогенераторной станции и последующих расходов при ее эксплуатации.

IV. Технологические показатели опытной газификации фрезерного торфа в газогенераторе ГИАП

Опытная газификация фрезерного торфа была проведена в 1956 г. на опытной установке ГИАП производительностью 1 000 м³ газа в час.

Опыты были поставлены с применением трех видов дутья: нормального паровоздушного, паровоздушного, обогащенного кислородом, и парокислородного.

Для опытов был заготовлен фрезерный торф со степенью разложения 35—40% с торфопредприятия Михановичи (БССР). Перед загрузкой в газогенератор фрезерный торф проходил подсушку дымовыми газами в барабанном сушильном агрегате до остаточной влажности 10—15%. Никаких других операций по подготовке фрезерного торфа к газификации (дробление, грохочение) не производилось, так как по классу крупности и ситовому составу он оказался в хорошем соответствии с требуемым для газификации классом 0—10 мм.

Качественные характеристики фрезерного торфа после подсушки, с которыми он поступал в газогенератор в опытах с различными видами дутья, приведены в табл. 1.

Все опыты показали, что процесс газификации подсушенного фрезерного торфа протекает весьма устойчиво,

Таблица 1

Качественные характеристики	Виды дутья		
	Нормальное паровоздушное	Паровоздушное, обогащенное кислородом	Парокислородное
Состав рабочей массы, %:			
С	43,32	43,32	42,3
Н	4,06	4,06	3,8
S _{общ}	0,52	0,52	0,45
N	3,24	3,24	3,10
O	23,90	23,90	24,90
A	13,56	13,56	9,30
W	11,40	11,40	16,55
Теплота сгорания (низшая), ккал/кг	3 829	3 829	3 630
Плавкость золы, °С (средняя для всех опытов):			
начало деформации	—	1 140	—
" плавления	—	1 170	—
" жидкоплавкого состояния	—	1 240	—

с исключительно высокой интенсивностью и легко поддается регулировке.

Благодаря высокой реакционной способности торфа оказалось возможным вести процесс газификации в относительно пониженном температурном режиме и, таким образом, полностью исключить возможность образования шлака в газогенераторе и вместе с тем без затруднений держать все показатели процесса газификации на высоком уровне, превосходящем уровень показателей газификации лучших бурых углей, когда-либо испытанных в газогенераторах ГИАП.

Таблица 2

Реакционная способность фрезерного торфа и бурых углей

Наименование топлива	Температура, °C						
	700	750	800	850	900	950	1 000
Степень разложения CO ₂ , %							
Торф фрезерный предприятия Михановичи (БССР)	7,3	17,7	39,7	82,0	94,5	97,9	98,6
Ангренский бурый уголь (Узбекская ССР)	—	6,8	15,6	29,0	56,0	83,6	95,6
Сулюктинский бурый уголь (Узбекская ССР)	—	5,4	13,6	29,0	58,0	79,6	87,2

В табл. 2 приведены результаты определения реакционной способности фрезерного торфа, выполненного по отношению к углекислому газу в стандартных лабораторных условиях при различных температурах. Там же для сравнения приведены результаты определений реакционной способности бурых углей, выполненных в тех же стандартных условиях.

Из табл. 2 следует, что реакционная способность фрезерного торфа превосходит реакционную способность ангреновского и сулюктинского бурых углей, отличающихся наибольшей химической активностью среди многих бурых углей, когда-либо испытанных на реакционную способность. Это превосходство фрезерного торфа особенно ярко выражено в температурном интервале 750—900° C, в пределах которого как раз располагается температурный режим «кипящего» слоя топлива в газогенераторах ГИАП. Даже при более высоких температурах, когда разница в реакционной способности всех видов твердого топлива

закономерно уменьшается, преимущество фрезерного торфа перед бурыми углями продолжает оставаться значительным.

Полное соответствие качественных характеристик фрезерного торфа требованиям, которые предъявляются к качеству топлив для газификации их в газогенераторах ГИАП, позволило без особых затруднений найти оптимальные режимы газификации для каждого вида дутья и получить надежные результаты по всем показателям, характеризующим процесс газификации со стороны качества газа, показателей интенсивности, к. п. д., удельных расходов, состава и количества отходов.

Таблица 3

Основные показатели режима газификации

Наименование показателей	Виды дутья		
	Нормальное паровоздушное	Паровоздушное, обогащенное кислородом	Парокислородное
Состав первичного сухого дутья, %			
O ₂	21	55,5	95,3
N ₂	79	44,5	4,7
Состав влажного дутья, %:			
O ₂	17,0	26,7	31,1
N ₂	55,0	21,4	1,5
H ₂ O	28,0	51,9	67,4
Состав вторичного дутья, %:			
O ₂	21	55,5	95,3
N ₂	79	44,5	4,7
Давление сухого дутья, <i>ати</i>	0,25	0,18	0,33
" пара, <i>ати</i>	2,2	2,3	2,0
Температура сухого дутья, °C	28	23	39
" в газогенераторе, °C:			
" под решеткой	210	230	220
" в «кипящем» слое	730	720	710
" средней части шахты	850	980	1 000
" верхней " "	810	930	920

В табл. 3—10 приведены средние показатели газификации фрезерного торфа, полученные в балансовых опытах с различными видами дутья. Приведенные результаты опытной газификации фрезерного торфа подтвердили лучшие предположения, которые можно было высказать о его пригодности для газификации в газогенераторах ГИАП. Несмотря на сравнительно небольшую производительность опытной установки, полученные результаты по многим важ-

Таблица 4

Состав и теплота сгорания полученных газов

Состав и теплота сгорания	Виды дутья		
	Паровоздушный газ	Полуводяной газ	Парокислородный газ
Состав газов, %:			
CO ₂	16,6	19,7	25,3
H ₂ S	0,0018	0,006	0,008
C _n H _m	0,3	0,1	0,2
O ₂	0,0	0,0	0,0
CO	13,0	30,0	34,0
H ₂	17,2	30,5	37,1
CH ₄	2,3	2,3	2,9
N ₂	50,6	17,4	0,0
Содержание сероорганических соединений в газах, мг/нм ³	3,0	30,0	90,0
Теплота сгорания, ккал/нм ³	1 050	1 870	2 200

Таблица 5

Интенсивность процессов газификации

Показатели интенсивности	Виды дутья		
	Нормальное паровоздушное	Паровоздушное, обогащенное кислородом	Парокислородное
Интенсивность первичного дутья, нм ³ /м ² ·ч	3 100	2 300	2 100
Напряжение сечения шахты на решетке по торфу, кг/м ² ·ч	2 700	5 300	4 000
Газосъем, нм ³ /м ² ·ч:			
по натуральному газу	5 200	6 800	4 800
„ CO + H ₂	1 700	4 100	3 300

ным технологическим показателям превзошли результаты промышленной газификации многих бурых углей, в том числе лучшего из них — сулюктинского.

В табл. 11 приведено сравнение важнейших показателей опытной газификации фрезерного торфа, полученных на обогащенном кислородом паровоздушном дутье, с соответствующими лучшими показателями промышленной газификации сулюктинского бурого угля. Можно считать, что газификация фрезерного торфа в промышленных газогенераторах ГИАП будет иметь еще большие преимущества перед газификацией бурых углей как по технологическим,

Таблица 6

Удельные расходы

Наименование расходуемых материалов	Паровоздушный газ		Полуводяной газ		Парокислородный газ	
	на 1 нм ³ натурального газа	на 1 нм ³ CO + H ₂	на 1 нм ³ натурального газа	на 1 нм ³ CO + H ₂	на 1 нм ³ натурального газа	на 1 нм ³ CO + H ₂
Торф абсолютно сухой, кг/нм ³	0,420	1,4	0,695	1,15	0,605	1,0
Кислород (98% O ₂), нм ³ /нм ³	0,0	0,0	0,152	0,25	0,212	0,35
Пар (P = 2—3 ати), кг/нм ³	0,122	0,4	0,138	0,23	0,212	0,35
Воздух, нм ³ /нм ³	0,575	1,9	0,200	0,33	0,0	0,0
Отход пара (P = 23 ати, t = 400° C), кг/нм ³	0,38	0,92	0,60	0,98	0,69	0,96

Таблица 7

Количества выгружаемой золы (выгреб) и улавливаемого уноса, % загруженного торфа

Наименование отходов	Виды дутья		
	Нормальное паровоздушное	Паровоздушное, обогащенное кислородом	Парокислородное
Зола (выгреб)	6,6	7,9	3,0
Унос	11,4	10,9	9,2

Таблица 8

Состав и теплота сгорания выгружаемой золы (выгреба) и улавливаемого уноса

Составные компоненты и теплота сгорания	Нормальное паровоздушное дутье			Паровоздушное дутье, обогащенное кислородом			Парокислородное дутье		
	Выгружаемая зола	Унос из циклона	Унос из мультициклона	Выгружаемая зола	Унос из циклона	Унос из мультициклона	Выгружаемая зола	Унос из циклона	Унос из мультициклона
C, %	21,52	36,61	32,05	15,10	21,20	19,40	31,61	8,05	10,40
H, %	0,59	1,25	1,30	0,35	0,46	0,55	0,86	0,44	0,38
S _{общ.} , %	0,51	1,61	1,64	0,62	1,76	2,86	1,0	1,02	1,74
N, %	0,54	1,14	0,91	1,21	1,50	1,29	0,64	0,28	0,32
O, %	5,52	3,63	2,87						
A, %	71,32	55,76	61,23	82,86	75,58	76,68	63,27	88,62	6,68
Q _н , ккал/кг	1 647	3 160	2 880	1 282	1 875	1 760	2 704	772	930

Таблица 9

Коэффициенты полезного действия

Наименование коэффициентов полезного действия	Виды дутья		
	Нормальное паровоздушное	Паровоздушное, обогащенное кислородом	Парокислородное
К. п. д. процесса газификации, %	54,0	63,0	76,1
К. п. д. установки, учитывающий использование физического тепла газа, неразложенного пара и уноса в котле-утилизаторе, %	67,0	76,0	90,5

Таблица 10

Состав сточных скрубберных вод, мг/л

Содержащиеся в воде примеси	Виды дутья		
	Нормальное паровоздушное	Паровоздушное, обогащенное кислородом	Парокислородное
Сероводород и сульфиды	177—201	268—318	160—191
Аммиак	640—680	816—840	920
Цианиды	6,83—21,0	69—71	44,0—48,6
Фенолы	1,37—1,93	1,06—1,1	10,5—3,61
Механические примеси	828—960	755—789	265—514
Сухой остаток	371	141—144,4	66—68
Прокаленный остаток	228	80—87,2	49—53
Окисляемость по Кюбелю (нефильтрованная вода)	67,2—93,0	256—352	160—224
Окисляемость по Кюбелю (фильтрованная вода)	51,2—70,0	192	64—112
Окисляемость на холоду (нефильтрованная вода)	56,0—74,0	128—224	118—128
Окисляемость на холоду (фильтрованная вода)	45,0—54,4	118—160	60—80

так, следовательно, и по технико-экономическим показателям.

Важной особенностью газификации фрезерного торфа в газогенераторах ГИАП, вытекающей из принципа их действия, являются полное отсутствие дегтя в получаемом газе и малое содержание фенолов в сточных скрубберных водах. Эта особенность полностью исключает необходимость каких-либо сооружений для очистки газа от дегтя и — при

Таблица 11

Показатели газификации фрезерного торфа и сулюктинского бурого угля

Наименование показателей	Фрезерный торф	Сулюктинский бурый уголь
Газосъем, $нм^3/м^2 \cdot ч$:		
по натуральному газу	6 800	5 800
„ $CO + H_2$	4 100	3 700
Расход кислорода, $нм^3/нм^3$:		
на 1 $нм^3$ натурального газа	0,152	0,185
„ 1 „ $CO + H_2$	0,250	0,294
Расход пара, $кг/нм^3$:		
на 1 $нм^3$ натурального газа	0,138	0,284
„ 1 „ $CO + H_2$	0,230	0,450

наличии соответствующего водооборота — сооружений для обезвреживания сточных скрубберных вод перед сбросом их в реки и водоемы.

V. Технико-экономические показатели работы газогенераторов ГИАП на фрезерном торфе

На основе полученных результатов опытной газификации фрезерного торфа были выполнены ориентировочные технико-экономические расчеты, показывающие экономическую сторону производства газа из фрезерного торфа в газогенераторах ГИАП. В основу расчетов были положены газогенераторная станция производительностью 30 000 $нм^3$ газа в час с теплотой сгорания газа 1 900 $ккал/нм^3$ и обслуживающая ее кислородная станция производительностью 4 550 $нм^3$ кислорода в час.

Для расчетов приняты следующие исходные данные:

1. Газогенераторная станция в составе трех газогенераторов производительностью 15 000 $нм^3$ газа в час каждый с подсобным оборудованием для очистки и охлаждения газа, складом топлива, механизмами топливоподачи, сушильным и машинным отделениями и газгольдером емкостью 10 000 $м^3$.

При общей производительности газогенераторной станции 30 000 $нм^3$ газа в час выбор газогенераторов указанной производительности должен обеспечить наиболее равномерный график выработки газа.

2. Кислородная станция в составе двух аппаратов для разделения воздуха производительностью 3 600 $нм^3$ кисло-

рода в час каждый и аппарата производительностью 1 000 нм³ кислорода в час, системы воздухозабора машинного отделения, оборудованного компрессорами и турбодетандерами, и газгольдеров для кислорода и азота емкостью соответственно 6 000 и 1 000 м³.

Капиталовложения в жилищное и культурное строительство для обслуживающего персонала газогенераторной станции в расчет не принимались, поскольку имелось в виду, что данная газогенераторная станция должна заменить одну или несколько существующих газогенераторных станций, работающих в настоящее время на кусковом торфе, а обслуживающий персонал этих станций будет привлечен для работы на новой газогенераторной станции.

Результаты технико-экономических расчетов приведены в табл. 12—15.

Приведенные результаты технико-экономических расчетов показывают, что наиболее крупными слагаемыми в себестоимости газа являются затраты на фрезерный торф, кислород и пар. Следовательно, от уровня этих затрат будет главным образом зависеть и уровень себестоимости газа. Если дальнейшее совершенствование техники и орга-

Таблица 12

Потребность газогенераторной станции в топливе, кислороде, паре, воде, электроэнергии и отходы производства

Показатели	Единица измерения	Расход в час	Годовая потребность
Фрезерный торф с $W^D = 50\%$	<i>m</i>	41,7	366 000
Кислород (98% O ₂)	<i>нм³</i>	4 550	39 976 000
Электроэнергия	<i>квт·ч</i>	4 360	38 187 600
В том числе:			
а) для газогенераторной станции	"	1 620	14 202 000
б) для кислородной станции	"	2 740	23 985 600
Пар ($P = 4 \text{ атм}$, $t = 151^\circ \text{C}$)	<i>m</i>	31,15	272 294
В том числе:			
а) для газификации	"	4,15	36 294
б) для сушки фрезерного торфа	"	27	236 000
Вода	<i>м³</i>	300	2 630 000
Отходы производства:			
а) пар ($P = 23 \text{ атм}$, $t = 400^\circ \text{C}$)	<i>m</i>	18,0	158 000
б) унос ($Q_H = 1 700 \text{ ккал/кг}$)	"	2,67	23 400

Таблица 13

Штаты обслуживающего персонала газогенераторной и кислородной станций

Газогенераторная станция		Кислородная станция
Рабочих	84 чел.	16 чел.
ИТР	18 "	12 "
Служащих	4 "	2 "
Всего		30 чел.

Общее количество обслуживающего персонала по обеим станциям 136 чел.

Таблица 14

Капиталовложения в строительство газогенераторной и кислородной станций, тыс. руб.

I. Газогенераторная станция	
Склад фрезерного торфа с приемным устройством и транспортными сооружениями	3 000
Газогенераторное отделение с сушильным отделением и машинным залом	14 000
Электрофильтры	2 000
Газгольдер емкостью 10 000 м ³ для получаемого газа	1 400
Итого по газогенераторной станции	20 400
В том числе:	
на строительную часть	6 120
" оборудование и монтаж	14 280
II. Кислородная станция	
Аппараты для разделения воздуха и оборудование машинного зала	14 700
Газгольдер емкостью 6 000 м ³ для кислорода	1 180
Газгольдер емкостью 1 000 м ³ для азота	450
Итого по кислородной станции	16 330
В том числе:	
на строительную часть	4 420
" оборудование и монтаж	11 910
III. Прочие затраты	
Электроснабжение, пароснабжение, водоснабжение и пр.	4 000
Всего капитальных затрат	40 830

Таблица 15

Калькуляция себестоимости 1 000 нм³ газа теплотой сгорания 1 900 ккал/нм³

Статьи расхода	Единица измерения	Количество	Цена, руб.	Сумма, руб.
I. Сырье и вспомогательные материалы				
Фрезерный торф ($W^P = 50\%$) . . .	т	1,39	25	34,8
Кислород (98% O ₂)	нм ³	1,52	0,12	18,2
Итого				53
II. Энергетические затраты				
Электроэнергия	квт·ч	54	0,12	6,5
Пар ($P = 4 \text{ атм}$, $t = 151^\circ \text{C}$):				
а) на газификацию	т	0,138	20	2,7
б) „ сушку фрезерного торфа	„	0,900	20	18,0
Вода	м ³	10,0	0,02	0,2
Итого				27,4
III. Отходы				
Пар ($P = 23 \text{ атм}$, $t = 400^\circ \text{C}$) . . .	т	0,60	30	18,0
Унос ($Q_n = 1700 \text{ ккал/кг}$)	„	0,086	15	1,3
Итого				19,3
Всего по статьям I и II за вычетом стоимости отходов . . .				61,1
IV. Заработная плата производственных рабочих				3,5
V. Амортизация	—	—	—	6,0
VI. Цеховые расходы	—	—	—	7,4
VII. Общезаводские расходы . . .	—	—	—	3,5
Итого заводская себестоимость 1 000 нм ³ газа . . .	—	—	—	81,5

Отсюда заводская себестоимость 1 нм³ газа будет 8,15 коп. и себестоимость 1 000 ккал в газе 4,28 коп.

низации добычи фрезерного торфа снизит его себестоимость, что повлечет за собой естественное снижение себестоимости пара и электроэнергии, то можно будет ожидать и заметного снижения себестоимости газа.

Значительного снижения себестоимости газа можно будет ожидать от снижения удельных расходов, которое будет иметь место в показателях работы газогенераторной станции с накоплением опыта ее эксплуатации.

Ряд мероприятий по снижению себестоимости газа может быть заложен в проекте газогенераторной станции. Например, в отдельных случаях по балансу и стоимости пара выгодно будет принять сушку фрезерного торфа дымовыми газами в барабанном сушильном агрегате. В сравнении с сушкой в трубчатых паровых сушилках такое проектное решение будет означать сокращение расхода пара приблизительно на 85%. Возможны случаи, когда потребитель газа может допустить упрощение технологической схемы, например путем исключения газгольдеров, электрофильтров и замены циклонов и мультициклонов центробежными скрубберами. Такое упрощение значительно скажется на капиталовложениях и заметно — на себестоимости газа.

Наконец, для снижения себестоимости газа имеются резервы в автоматизации управления производственными процессами.

Таковы пути снижения себестоимости газа, который может быть получен из фрезерного торфа в газогенераторах ГИАП. Эти пути намечены здесь для того, чтобы показать возможность получения газа по еще более низкой себестоимости, чем та, которая была выведена из технико-экономических расчетов, хотя она и оказалась ниже себестоимости газа, получаемого в настоящее время из кускового торфа.

В конечном итоге полученные результаты опытной газификации фрезерного торфа в газогенераторах ГИАП и выполненные по этим результатам технико-экономические расчеты дают достаточно оснований для постановки вопроса о строительстве крупных газогенераторных станций для производства промышленных отопительных газов и газов для различных химических синтезов на базе фрезерного торфа. При этом можно быть полностью уверенным в том, что показатели работы промышленной газогенераторной станции будут лучше, чем показатели, достигнутые в опытном газогенераторе. Для проектирования газогенераторных станций никаких дополнительных опытных данных не требуется.

ЛИТЕРАТУРА

1. Д. Ю. Гамбург и И. И. Рябцев, Газификация фрезерного торфа, «Торфяная промышленность», 1958, № 2.
2. Н. В. Кархов, Газификация мелкозернистых топлив в газогенераторах ГИАП с «кипящим» слоем, Газификация твердого топлива, Труды 3-й научно-технической конференции, Москва, 1957.
3. М. К. Письмен, Газификация бурых углей в кипящем слое, Газификация твердого топлива, Труды 3-й научно-технической конференции, Москва, 1957.
4. Д. Ю. Гамбург и И. И. Рябцев, Газификация фрезерного торфа в газогенераторе с «кипящим» слоем, Бюллетень технико-экономической информации, 1957, № 10.

ГАЗИФИКАЦИЯ ПЫЛЕВИДНОГО ТОРФА

Исследование процесса газификации пылевидного торфа было начато Н. Н. Гавриловым. Первые опыты проводились в лабораторных условиях. Затем на ТОС были построены модельная установка с пропускной способностью 60—70 кг торфа в час (модель № 1) и полужавовская установка, на которой газифицировалось торфа 185—1 000 кг/ч (модель № 2).

I. Опытные установки

Первая установка (рис. 1) состояла из бункера, шнекового питателя, воздуходувки, ресивера, газогенератора и циклона. Нижняя цилиндрическая часть газогенератора диаметром 0,2 м имела высоту 1 м. Выше шахта расширялась до диаметра 0,5 м. Высота расширяющейся части была равна 1 м. Сверху шахту перекрывал полусферический купол, в центре которого находилось отверстие для выхода газа. Объем шахты был равен 0,17 м³; площадь сечения цилиндрической части — 0,0314 м². Шахта газогенератора была составлена из шамотных секций высотой 0,5 м, толщина стенки 50 мм. Снаружи шахта была окружена кожухом, который снизу на высоте 1 м имел диаметр 0,6 м, а выше — 0,9 м; высота этой части кожуха 1,5 м. Пространство между шахтой и кожухом засыпано трепелом.

Снизу шахта замкнута гидравлическим затвором, через который проходила горелка.

Топливо из бункера подавалось шнеком, снабженным вариатором, в воздухопровод; здесь оно подхватывалось воздушным потоком, с которым аэросмесь поступала в горелку.

Газ из газогенератора проходил через циклон и поступал в свечу.

Для разогрева газогенератора перед пуском имелась керосиновая форсунка.

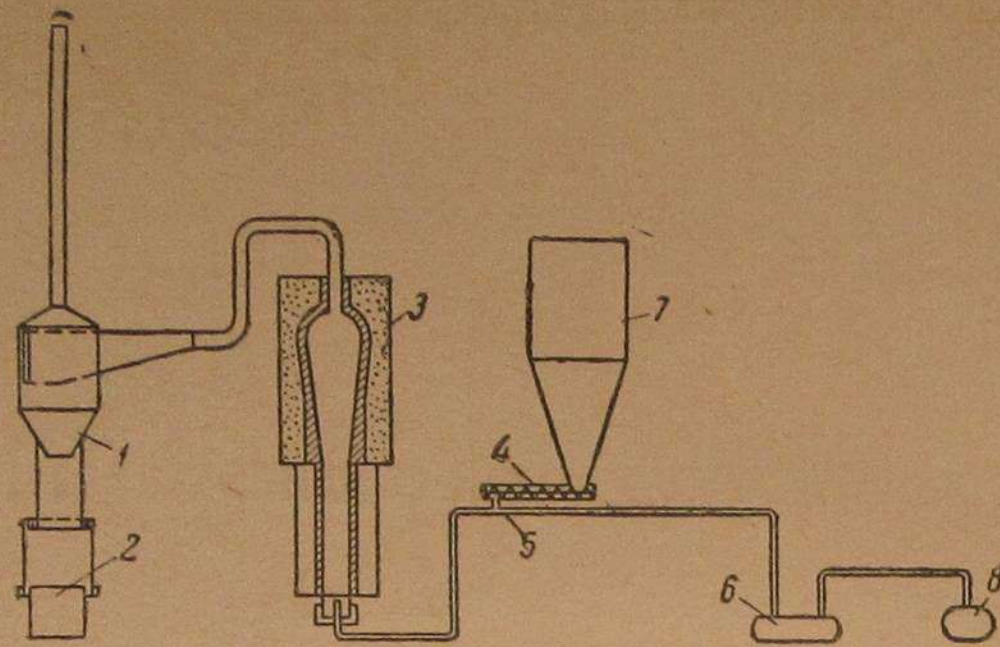


Рис. 1. Схема газогенераторной установки (модель № 1).

1 — циклон; 2 — приемник для уноса; 3 — газогенератор;
4 — шнек; 5 — смеситель; 6 — ресивер; 7 — бункер;
8 — воздуходувка.

Полузаводская установка (модель № 2) работала по следующей схеме (рис. 2): пыль из пылеприготовительной установки подавалась пневматически в бункер, из которого она забиралась шнеком. Шнек включался в работу периодически и подавал порцию пыли в коробку весов; последняя имела откидное дно, через которое отвешенное количество пыли сыпалось в небольшой разборный бункер. Управление шнеком и откидным дном коробки весов про-

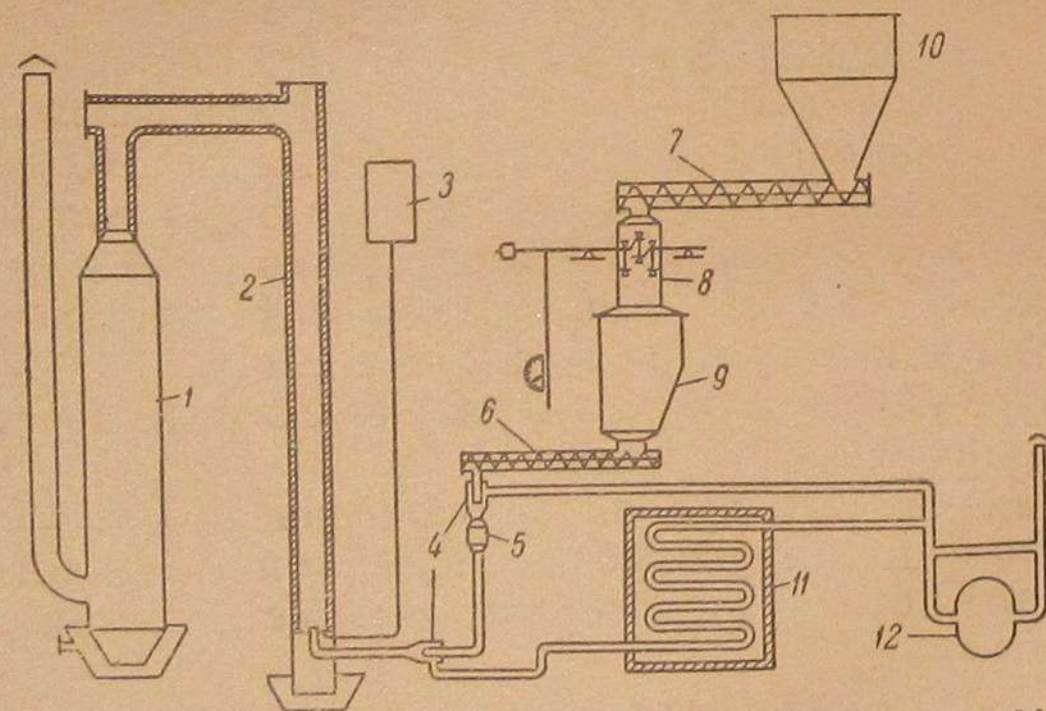


Рис. 2. Схема газогенераторной установки (модель № 2).

1 — скруббер; 2 — газогенератор; 3 — бак для жидкого топлива;
4 — смеситель; 5 — смотровой фонарь; 6 — питатель; 7 — шнек;
8 — весы; 9 и 10 — бункера; 11 — воздухоподогреватель;
12 — воздуходувка.

изводилось с общего пульта. Вес пыли записывался автоматически.

Из разборного бункера пыль непрерывно забиралась шнековым питателем с приводом от электродвигателя через редуктор и цепную передачу. Изменение производительности питателя осуществлялось путем смены звездочек цепной передачи. Питатель подавал пыль в смеситель, в котором она подхватывалась холодным воздухом, идущим от воздуходувки. Аэросмесь поступала по трубопроводу в горелку газогенератора. Для подачи пыли в горелку расходовалась только небольшая часть воздуха, необходимого для газификации, основная же масса его подмешивалась к первичной аэросмеси перед горелкой, а в опытах с подогретым дутьем—в самой горелке. Для подогрева воздуха служил трубчатый воздухоподогреватель, отапливавшийся дровами.

Газогенератор имел цилиндрическую форму. Диаметр газогенератора был 0,5 м, высота 11 м. Шахта газогенератора была выложена двумя рядами шамотного кирпича и окружена снаружи кожухом диаметром 1 м. Между кладкой и кожухом насыпан слой изоляционного материала. Нижняя часть газогенератора погружена в гидравлический затвор.

В нижней части газогенератора, по оси последнего, расположена горелка, изготовленная из трубы диаметром 3"; в опытах с повышенной производительностью применялась горелка диаметром 5".

Верхняя часть газогенератора была соединена футерованным газопроводом диаметром 0,5 м и длиной около 6 м со скруббером. Из скруббера газ отводился в свечу. Для устранения оседания выпавшего в скруббере уноса в чаше была предусмотрена непрерывная циркуляция воды, для чего имелся шламовый насос.

Разогрев газогенератора перед пуском осуществлялся при помощи керосиновой форсунки.

II. Экспериментальные данные

Пылевидный торф, применявшийся для опытов, характеризовался следующими данными (табл. 1).

Работа газогенератора исследовалась при различных условиях. Факторами, влияющими на процесс, являются: расход топлива, удельный расход воздуха (соотношение между количествами воздуха и топлива в аэросмеси, по-

Характеристика пылевидного торфа

Таблица 1

Наименование показателей	Модель № 1	Модель № 2
Влажность, %	12,5—24,5	5,0—9,0
Зольность, %	10—16	8,7—11,6
C ^r , %	55,8—61,1	57,8—61,5
H ^r , %	5,6—6,1	6,1—5,9
N ^r , %	2,5—2,6	2,5—2,6
Q _B ^r , ккал/кг	5 340—5 600	5 590—5 960
Полный остаток на сите с числом отверстий на 1 см ² , %:		
900	15,7—27,0	23,3—30,8
2 500	28,8—48,5	36,0—42,8
4 900	36,3—54,0	45,5—60,6

ступающей в газогенератор), влажность топлива и температура дутья.

Основные результаты исследования приведены в табл. 2—7.

В этих таблицах удельный расход воздуха и выход газа относятся к горючей массе торфа, напряжение объема газогенератора определяется по расходу топлива при рабочей влажности и его высшей теплоте сгорания, потеря углерода выражена в процентах углерода топлива, а к. п. д. подсчитан по высшей теплоте сгорания.

Наиболее существенным фактором, определяющим течение процесса, является удельный расход воздуха. Процесс газификации протекает устойчиво в довольно широком диапазоне изменений удельных расходов воздуха. При слишком малых удельных расходах воздуха (при холодном дутье — меньше примерно 1,4 нм³/кг) процесс неустойчив. Температура в нижней части газогенератора понижается, и зона воспламенения перемещается вверх по газогенератору. При высоком положении зоны горения часто происходят внезапные воспламенения большого количества аэросмеси, расположенной ниже зоны горения, что приводит к сильным колебаниям давления.

При слишком больших удельных расходах воздуха на стенках газогенератора накапливается шлак; ввиду того что в испытанных конструкциях отсутствуют приспособления для его удаления, постепенно суживается свободное

сечение; после того как свободным оставалось меньше 25—30%, процесс начинал расстраиваться.

На модели № 1 при влажности топлива 13—15% шлакование наблюдалось при удельных расходах воздуха 2,5 нм³/кг и выше; на модели № 2 при газификации пыли с влажностью 5—8% шлакование наблюдалось во всех опытах, в которых удельный расход воздуха превышал 1,85 нм³/кг. Кроме влажности топлива, на расход воздуха влияет, конечно, и плавкость золы. Процесс накопления шлака на стенках проходил довольно медленно, что позволяло длительное время (иногда до 50 ч) работать в режимах, при которых происходило шлакование.

В указанных выше пределах изменений удельного расхода воздуха процесс газификации протекал устойчиво с точки зрения как распределения температур по высоте газогенератора, так и состава газа.

Температура в газогенераторе зависела от режима, но характернее изменения по высоте оставался одним и тем же при всех режимах, при которых газогенератор работал устойчиво. В нижней части газогенератора на относительно небольшом расстоянии от устья горелки температура достигала максимального значения; выше начиналось падение температуры, сперва довольно быстрое, а затем сильно затухающее.

В качестве примера можно привести следующие цифры (модель № 2):

Расстояние от устья горелки, м	Температура, °С	Колебания температуры за длительный отрезок времени, %
1	935	±4
2	1 100	±4
4,1	920	±2
6,1	850	±1,5
8,1	840	±1,0

В связи с тем, что расстояние между точками замера температуры в нижней части газогенератора было равно 1 м, ни точное положение, ни точное значение максимальной температуры определено не было. Замеры давали в зависимости от режима наиболее высокую температуру то на расстоянии 1 м от горелки, то на расстоянии 2 м.

Сопоставление результатов анализа средних сменных проб газа за 12 смен показало весьма небольшие колебания его состава и теплоты сгорания.

В отдельных сменных пробах содержание углекислоты никогда не превышало среднего значения больше чем на 0,6%; содержание окиси углерода не падало ниже среднего значения больше чем на 1,6%, водорода — на 1,8% и метана — на 0,2%. Высшая теплота сгорания газа не опускалась ниже среднего значения больше чем на 40 ккал/нм³.

Исследование изменения состава газа по высоте газогенератора показало, что по мере удаления от горелки вначале происходит повышение теплоты сгорания газа, затем оно замедляется, а в ряде случаев начинается падение. Примеры изменения состава газа по высоте приведены в табл. 2.

Таблица 2
Изменение состава газа по высоте газогенератора

Расстояние точки отбора пробы от горелки, м	CO ₂	C _m H _n	O ₂	CO	H ₂	CH ₄	N ₂	Q ^B
2	11,8	0,7	0,2	15,5	9,8	2,7	59,3	1 135
6	11,8	0,5	0,2	16,2	12,1	2,7	56,5	1 211
10	11,2	0,6	0,2	16,4	12,6	2,9	56,1	1 261
2	12,6	1,1	0,3	13,2	10,8	5,2	56,8	1 345
6	12,5	1,8	0,3	17,3	13,3	3,4	51,2	1 550
10	11,7	1,3	0,3	16,5	13,4	3,4	53,4	1 435
2	11,7	1,0	0,3	13,4	8,0	4,8	60,8	1 260
6	11,0	0,9	0,3	19,5	14,8	3,5	50,0	1 520
10	11,5	1,0	0,3	16,7	13,2	4,0	53,3	1 450

Ухудшение состава газа по высоте газогенератора указывало на то, что для газификации при данных режимах требуется газогенератор меньшей высоты.

В табл. 3 показано влияние удельного расхода воздуха на показатели процесса газификации пылевидного торфа с влажностью 14—16 и 21—25%.

Из данных этой таблицы можно видеть, что с повышением удельного расхода воздуха возрастает температура в газогенераторе. Выход газа растет по мере увеличения удельного расхода воздуха, а теплота сгорания его падает; снижается также потеря углерода с уносом.

Коэффициент полезного действия процесса газификации вначале возрастает, затем начинает падать. В испытанном диапазоне изменений влажности пыли максимальный к. п. д.

Таблица 3

Влияние удельного расхода воздуха на показатели процесса (модель № 1)

Удельный расход воздуха, нм ³ /кг	1,86	1,99	2,24	2,44	2,02	2,43	2,83
Расход пыли, кг/ч	41,8	40,5	41,7	42,0	48,2	47,2	47,0
Нагрузка объема, 1 000 ккал/м ³ ·ч	982	982	990	994	1 030	1 045	1 030
Влажность пыли, %	15,0	16,0	14,3	15,4	20,7	22,2	24,5
Зольность (на абсолютно сухое вещество), %	15,8	12,3	15,0	12,1	13,6	9,0	10,9
Температура на расстоянии от горелки 240 мм	—	715	880	980	—	1 110	970
То же 530 мм	—	950	1 010	—	710	1 000	1 025
" " 750 "	—	970	970	—	790	—	—
" " 1 620 "	—	870	—	935	—	—	—
" " 2 270 "	—	820	825	880	—	—	—
Выход газа, нм ³ /кг	2,66	2,95	3,11	3,15	2,76	3,12	3,49
Состав газа, %:							
CO ₂	11,6	11,6	10,0	10,0	12,0	12,6	12,4
C _m H _n	0,8	0,4	0,6	0,2	0,6	0,0	0,2
O ₂	0,4	0,2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO	14,1	17,6	17,5	16,9	16,7	13,4	12,8
H ₂	16,0	15,4	14,0	10,6	11,5	10,0	10,0
CH ₄	1,7	1,3	1,0	1,2	1,6	2,4	0,6
N ₂	55,4	53,5	56,9	61,1	57,6	61,6	64,0
Q ^B , ккал/нм ³	1 200	1 195	1 145	960	1 095	940	790
Потеря углерода, %	22,5	17,8	13,5	14,5	19,2	15,4	14,8
К. п. д., %	57,5	63,0	64,0	56,0	56,9	53,0	50,0

получался при удельном расходе воздуха около 2,1 нм³/кг.

При влажности торфа порядка 15% оптимальный удельный расход воздуха меньше того предела, при котором происходит зашлаковывание газогенератора. При газификации же торфа с влажностью порядка 8% этот удельный расход воздуха больше предельного и, следовательно, избежать шлакования нельзя.

Производительность газогенератора при исследованиях изменялась в широких пределах.

В отдельных опытах нагрузка сечения газогенератора варьировалась от 950 до 5 080 кг/м²·ч. В этом диапазоне изменений нагрузок сечения газогенератор работал устойчиво.

Данные, полученные в опытах, привели к выводу, что в рассматриваемом процессе одни и те же результаты можно получить при весьма различных нагрузках сечения, если так изменять высоту газогенератора, чтобы напряжение

Влияние нагрузки сечения на показатели процесса
(модель № 2)

Таблица 4

Расход пыли, кг/ч	830	307
Нагрузка сечения, кг/м ² ·ч	4 220	1 565
Влажность пыли, %	7,7	6,4
Зольность (на абсолютно сухое вещество), %	9,2	8,5
Удельный расход воздуха, нм ³ /кг	1,67	1,59
Напряжение объема, 1 000 ккал/м ³ ·ч	2 100	1 935
Выход газа, нм ³ /кг	2,35	2,31
Состав газа, %:		
CO ₂	11,2	11,1
C _m H _n	0,6	0,4
O ₂	0,2	0,2
CO	16,4	17,9
H ₂	12,6	13,7
CH ₄	2,9	2,3
N ₂	56,1	54,4
Q ^B , ккал/нм ³	1 260	1 245
Потеря углерода, %	32,5	32,7
К. п. д., %	49,4	48,4

объема всегда было одинаковым. Это наглядно показывают данные табл. 4.

Несмотря на то, что нагрузка сечения в одном опыте была почти в 3 раза больше, чем в другом, выход и теплота сгорания газа, потери углерода и к. п. д. процесса были одинаковыми. Разница была в том, что при нагрузке 4 220 кг/м²·ч процесс газификации, как показали анализы газа, отобранные на разных высотах, завершился на расстоянии 10 м от горелки, а при нагрузке 1 565 кг/м²·ч — на расстоянии 4 м. Напряжение объема в обоих случаях было одинаковым.

Если, исходя из результатов анализов газа, отобранного на разных расстояниях от горелки, подсчитать выход газа, потерю углерода и к. п. д. процесса, то можно выявить влияние напряжения объема газогенератора на показатели процесса. Пример такой зависимости приведен в табл. 5.

Из данных табл. 5 видно, что в определенных пределах изменений напряжения объема газогенератора показатели процесса практически не изменяются, однако как при более высоких, так и при более низких напряжениях показатели ухудшаются.

Анализ результатов опытов показывает, что при газификации пылевидного торфа, дающего остаток на сите с 4 900

Влияние напряжения объема газогенератора
на показатели процесса
(модель № 2)

Таблица 5

Расход пыли, кг/ч	460	177			
Влажность пыли, %	8,0	7,5			
Зольность (на сухое вещество), %	8,8	9,4			
Удельный расход воздуха, нм ³ /кг	2,05	2,38			
Напряжение объема, 1 000 ккал/м ³ ·ч	2 840	1 910	1 130	1 145	466
Температура на расстоянии от горелки 1,0 м	879	879	879	1 076	1 076
То же 4,1 "	952	952	952	831	831
" " 6,1 "	—	860	860	—	768
" " 8,1 "	—	—	848	—	735
" " 10,1 "	—	—	810	—	630
Выход газа, нм ³ /кг	2,83	2,90	2,88	3,36	3,32
Состав газа, %:					
CO ₂	11,3	10,9	10,7	10,3	10,9
C _m H _n	0,0	0,2	0,3	0,2	0,1
O ₂	0,2	0,2	0,2	0,3	0,2
CO	16,9	17,3	17,9	17,7	17,3
H ₂	12,6	13,0	13,2	13,7	13,6
CH ₄	1,8	1,8	1,6	1,8	1,6
N ₂	57,2	55,6	56,1	56,0	56,7
Q ^B , ккал/нм ³	1 070	1 150	1 145	1 160	1 110
Потеря углерода, %	23,4	19,7	19,0	10,5	11,6
К. п. д., %	51,6	56,8	56,3	65,5	62,7

отверстий на 1 см² порядка 50% и имеющего влажность порядка 8%, оптимальное напряжение объема равно около 2 млн. ккал/м³·ч и показатели процесса практически не меняются при снижении напряжения до величин порядка 1 млн. ккал/м³·ч. При этом ни удельный расход воздуха, ни температура дутья не оказывают влияния на оптимальное напряжение объема.

Изменение тонкости помола пыли оказывает существенное влияние на оптимальное напряжение объема. Для пыли, дающей остаток на сите с 4 900 отверстий на 1 см² порядка 60%, оптимальное напряжение объема снижается примерно до 1 млн. ккал/м³·ч.

При повышении влажности торфяной пыли оптимальное напряжение объема падает: при влажности пыли порядка 20% оно снижается до 1,0—1,2 млн. ккал/м³·ч.

Влажность пыли вообще оказывает большое влияние на показатели процесса. С одной стороны, повышение влажности пыли понижает температуру в газогенераторе, с дру-

Влияние влажности торфа на показатели процесса

Наименование показателей	Модель № 1		Модель № 2	
	24,0	14,3	7,5	5,6
Влажность пыли, %	24,0	14,3	7,5	5,6
Зольность (на абсолютно сухое вещество), %	10,3	15,0	9,4	8,8
Удельный расход воздуха $\text{нм}^3/\text{кг}$	2,33	2,24	2,38	2,52
Напряжение объема, 1 000 $\text{ккал}/\text{м}^3 \cdot \text{ч}$	886	990	1 150	1 020
Температура на расстоянии				
от горелки 0,27 м	970	880	—	—
То же 0,53 "	920	1 010	—	—
" " 0,73 "	—	970	—	—
" " 1,18 "	—	910	1 076	868
" " 2,27 "	—	825	—	—
" " 4,10 "	—	—	831	873
" " 6,10 "	—	—	—	815
Выход газа, $\text{нм}^3/\text{кг}$				
Состав газа, %:	3,00	3,11	3,36	3,46
CO_2	12,3	10,0	10,3	10,5
C_mH_n	0,6	0,6	0,2	0,1
O_2	0,0	0,0	0,3	0,2
CO	14,9	17,5	17,7	16,8
H_2	9,3	14,0	13,7	12,5
CH_4	1,6	1,0	1,8	2,3
N_2	61,3	56,9	56,0	57,6
Q^B , $\text{ккал}/\text{нм}^3$	970	1 145	1 160	1 130
Потеря углерода, %				
К. п. д., %	18,5	13,5	10,1	7,9
	52,6	64,0	65,5	66,5

гой — сильно изменяет состав парогазовой смеси, выходящей из кислородной зоны. В отличие от газификации кускового топлива по прямому процессу в рассматриваемом процессе в зону восстановления попадают вся влага топлива и вода, образовавшаяся при сгорании всего водорода топлива. Таким образом, количество водяного пара, поступающего в зону восстановления, оказывается значительно большим, чем при газификации кускового торфа. Если в последнем случае количество водяного пара, приходящееся на 1 кг абсолютно сухого торфа, редко превышает 230—250 г, то при газификации пыли при разных влажностях оно выражается следующими цифрами:

Влажность торфа, %	Количество водяного пара, г/кг абсолютно сухого торфа
5,8	545
15,0	635
23,3	800

Значительная часть водяного пара, особенно при высокой влажности, остается неразложившейся.

Влияние влажности пыли на показатели процесса приведено в табл. 6.

Понижение влажности пыли с 24 до 14—15% приводит к значительному улучшению состава газа, повышению к. п. д. и уменьшению потери углерода с уносом. Дальнейшее уменьшение влажности оказывает уже значительно меньшее влияние: показатели хотя и улучшаются, но незначительно. Количество неразложившегося пара понижается с 65% при влажности торфа 24% до 40% при влажности его 7,5%.

Учитывая, что при влажности торфа ниже 15—13% при оптимальном удельном расходе воздуха, как было указано выше, наблюдается шлакование, а улучшение показателей незначительно, при работе без жидкого шлакоудаления торфяная пыль должна иметь влажность порядка 13—15%. При работе с жидким шлакоудалением целесообразно газифицировать пыль с возможно более низкой влажностью.

В табл. 7 показано, какое влияние на показатели процесса оказывает подогрев дутья. Из данных этой таблицы видно, что уже небольшой подогрев воздуха (до температур порядка 100°С) приводит к значительному понижению потерь углерода и повышению к. п. д.; на теплоте же сгорания газа такой подогрев дутья сказывается мало. Значительное повышение теплоты сгорания газа наблюдается при подогреве дутья до 275—300°С. При такой температуре

высшая теплота сгорания газа достигает 1 400—1 500 $\text{ккал}/\text{нм}^3$. Одновременно с этим происходят дальнейшее уменьшение потери углерода и повышение к. п. д. процесса. Повышение температуры дутья до 100°С не оказывает влияния на степень разложения пара: количество неразложившегося пара достигает 50%. При более высоких температурах количество неразложившегося пара заметно снижается: до 30% при 275°С и до 25% при 295°С.

Подогрев дутья до более высокой температуры приведет, вероятно, к дальнейшему улучшению показателей, однако это не могло быть проверено ввиду недостаточной поверхности нагрева имевшегося воздухоподогревателя. По

Таблица 7

Влияние температуры подогрева дутья
на показатели процесса
(модуль № 2)

Температура дутья, °С	34	115	275	295
Расход пыли, кг/ч	445	495	510	525
Влажность пыли, %	6,3	5,2	5,0	6,0
Зольность (на абсолютно сухое вещество), %	8,1	10,8	9,8	10,9
Удельный расход воздуха, нм ³ /кг	1,37	1,38	1,41	1,61
Напряжение объема, 1 000 ккал/м ³ ·ч	1 140	1 930	2 080	1 235
Температура на расстоянии				
от горелки 1,0 м	788	1 068	1 109	1 049
То же 2,1 "	—	939	956	944
" " 4,1 "	880	840	829	836
" " 6,1 "	854	801	810	827
" " 8,1 "	746	—	—	721
" " 10,1 "	700	—	—	690
Выход газа, нм ³ /кг				
Состав газа, %:	2,01	2,07	2,23	2,62
CO ₂	11,5	12,0	11,0	10,5
C _m H _n	0,0	0,5	0,9	0,2
O ₂	0,2	0,3	0,3	0,3
CO	16,8	18,5	19,5	20,6
H ₂	14,8	13,6	14,8	17,4
CH ₄	2,7	2,5	3,5	2,4
N ₂	54,0	52,6	50,0	48,6
Q ^B , ккал/нм ³	1 220	1 290	1 520	1 415
Потеря углерода, %				
К. п. д., %	43,8	35,2	27,4	16,8
	41,7	49,0	58,7	66,9

этой же причине опыты проводились при недостаточном удельном расходе воздуха. Повышение последнего позволило бы, по всей вероятности, получить несколько лучшие показатели.

Переходя к общей оценке описанного процесса газификации пылевидного торфа, можно сказать, что в широком диапазоне режимов процесс газификации протекает устойчиво и весьма интенсивно: в опытах нагрузка сечения доводилась до 5 000 кг/м²·ч; при этом не было никаких признаков того, что эта нагрузка является предельной. Напря-

жение объема при влажности пыли порядка 8% и тонкости помола, характеризуемой остатком на сите с 4 900 отверстий на 1 см² величиной порядка 50%, может быть доведено до 2 млн. ккал/м³·ч. Повышение влажности пыли, а также более грубый ее помол приводят к понижению оптимального напряжения объема.

Весьма существенное влияние на показатели процесса оказывает удельный расход воздуха. Уменьшение удельного расхода воздуха влечет за собой увеличение теплоты сгорания газа, но уменьшение его выхода, увеличение — приводит к обратным результатам. Максимальный к. п. д. процесса получается при удельных расходах воздуха порядка 2,1 нм³/кг горючей массы торфа.

Повышение влажности пыли ухудшает показатели процесса. С другой стороны, при слишком низких влажностях пыли при оптимальном удельном расходе воздуха происходит шлакование; поэтому, если в конструкции газогенератора не предусмотрено жидкое шлакоудаление, влажность пыли не должна быть ниже 13—15%.

Подогрев дутья до температур порядка 300°С приводит к заметному улучшению показателей.

Коэффициент полезного действия газификации пылевидного торфа достигает 66—67%. При холодном дутье теплота сгорания газа невысока: 1 100 ккал/нм³, но при подогреве дутья она значительно повышается. При температуре дутья около 300°С газ получается с теплотой сгорания 1 400 ккал/нм³.

Для процесса газификации пылевидного торфа в том виде, в каком он был осуществлен на опытной установке, характерна большая потеря углерода с уносом. Последняя может быть сокращена или путем ввода вторичного дутья в верхние зоны шахты газогенератора, или путем возврата уноса в газогенератор.

В последнем случае для устранения накопления золы в системе шлак необходимо удалять в жидком виде. Это должно создать наиболее благоприятные условия для процесса.

КОМПЛЕКСНОЕ ЭНЕРГОХИМИЧЕСКОЕ ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ФРЕЗЕРНОГО ТОРФА ПРИ ПОЛУКОКСОВАНИИ С ТВЕРДЫМ ТЕПЛОНОСИТЕЛЕМ¹

I. Термическая переработка мелкозернистого топлива с твердым теплоносителем

Помимо энергетической ценности, торф может явиться источником получения высококалорийного газа и ценных химических продуктов.

Предварительное извлечение этих компонентов из торфа перед сжиганием его в энергетических установках, кроме чисто экономических преимуществ, означало бы включение в баланс страны весьма большого количества таких ценных продуктов, как фенолы, непредельные углеводороды, парафины и др. В случае необходимости в районах, удаленных от месторождения природного газа, торф может быть использован для производства газа для газификации быта и промышленности. Комплексное энергохимическое использование торфа в широком масштабе может быть осуществлено лишь на базе технически и экономически эффективного метода его переработки, в особенности если основным продуктом химической части комбината должен быть газ. Между тем существующие методы переработки торфа по своим технико-экономическим показателям не могут конкурировать с получением аналогичных продуктов из нефти или природного газа.

При нагреве до сравнительно низких температур (500—700° С) торф выделяет значительное количество полукокс-

¹ Экспериментальные исследования по работе выполнены авторами в Энергетическом институте АН СССР в лаборатории комплексных методов использования топлив на электростанциях, руководимой чл.-корр. АН СССР В. А. Голубцовым.

вого газа, теплотворность которого превышает 3500—4000 кал/нм³ и который, следовательно, удовлетворяет требованиям большинства промышленных и бытовых потребителей. Сохранение газа и других продуктов разложения в неразбавленном виде возможно лишь при применении нагрева через газонепроницаемую стенку или при использовании в качестве теплоносителя самого полукокссового газа, предварительно нагретого до достаточно высокой температуры. К той же цели может привести применение в качестве источника тепла электрического тока или не выделяющего газов жидкого или твердого теплоносителя.

Применение внешнего обогрева требует использования жаростойких материалов и ограничивает мощность установки из-за недостаточно удовлетворительных условий теплопередачи как на поверхности стенки, так и в самом слое нагреваемого торфа. Применение электронагрева в большинстве случаев не оправдывается с экономической точки зрения. Использование жидкого теплоносителя, в качестве которого могут быть использованы легкоплавкие металлы или соли, неэффективно из-за потерь его при циркуляции через установку. Даже сравнительно небольшие потери теплоносителя не оправдываются из-за его высокой стоимости. Значительно более благоприятные показатели процесса могут быть достигнуты при применении твердого теплоносителя, в качестве которого может быть использован дешевый инертный материал или сам полукокс, образующийся в результате разложения топлива. При применении мелкозернистого теплоносителя может быть достигнута высокая интенсивность процесса, так как в этом случае суммарная поверхность теплопередачи достигает весьма большой величины и при хорошем смешении теплоносителя и перерабатываемого топлива нагрев последнего до температуры разложения может быть осуществлен за несколько десятков секунд.

Для создания непрерывно работающей по этому принципу установки необходимо обеспечить непрерывную циркуляцию теплоносителя через систему нагреватель — камера термического разложения топлива при герметическом разделении газовых сред этих аппаратов. Для обеспечения возможности создания аппаратов большой пропускной способности необходимо обеспечить интенсивный нагрев частиц теплоносителя в нагревателе. Наконец, широкое применение установки с твердым теплоносителем могут найти при удовлетворительном решении всех перечислен-

ных требований лишь в том случае, если будет найдено эффективное применение для остаточного полукокса и энергетический к. п. д. процесса будет достаточно высок.

Предложенный в 1944 г. в Энергетическом институте Академии наук СССР и усовершенствованный позднее метод термической переработки мелкозернистого топлива твердым теплоносителем [Л. 1—3], по-видимому, положительно решает технические задачи, перечисленные выше.

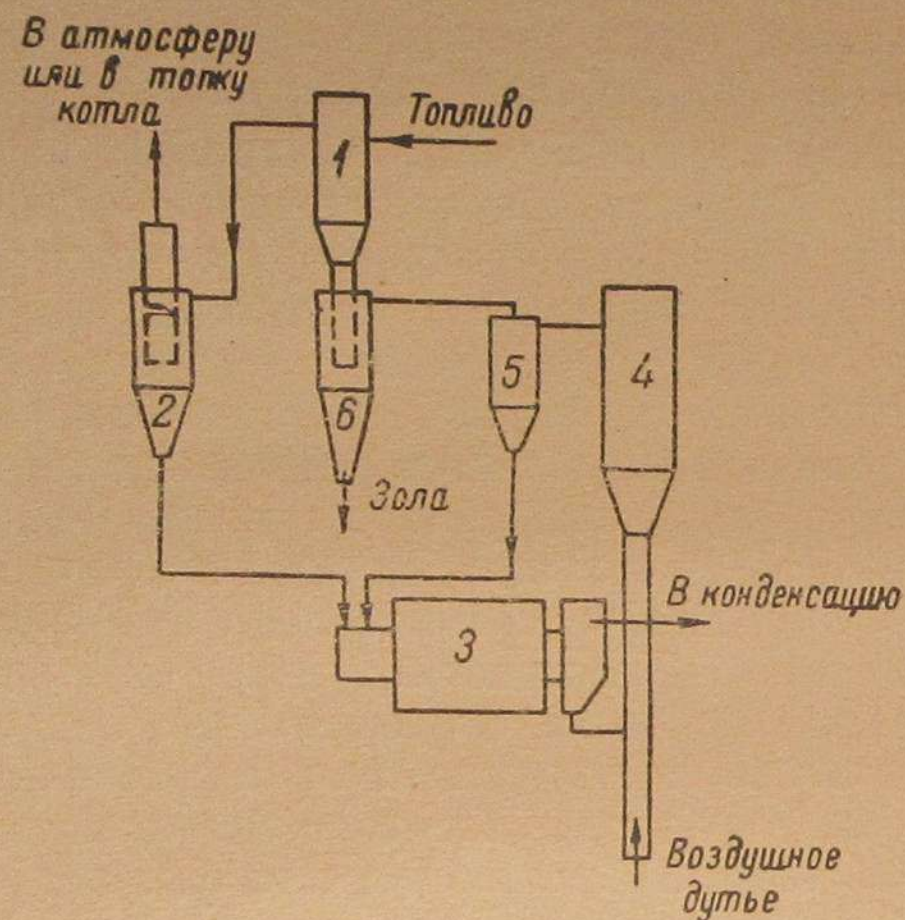


Рис. 1. Принципиальная схема термической переработки мелкозернистого топлива с твердым теплоносителем.

Принципиальная схема этого процесса энергохимического использования топлива (рис. 1) состоит в том, что подлежащее переработке мелкозернистое топливо (уголь, сланец, фрезерный торф и пр.) подсушивается в сушилке 1 и непрерывно подается через сепаратор 2 в камеру термического разложения (реактор) 3, куда одновременно подается нагретый до $700\text{--}900^\circ\text{C}$ мелкозернистый теплоноситель, состоящий из частиц полукокса или золы перерабатываемого топлива. При перемешивании теплоносителя и топлива последнее нагревается до $500\text{--}750^\circ\text{C}$ и выделяет летучие — полукоксый газ, деготь и подсмольную воду. Продукты полукоксования поступают в аппараты пылевыделения и конденсации, а остаточный полукокс, смешанный с теплоносителем, подается через питатель-затвор

в нагревательную топку 4. За счет вдуваемого в топку воздуха осуществляются транспорт теплоносителя и одновременно нагрев его при частичном сгорании остаточного горючего полукокса. Смесь дымовых газов и теплоносителя поступает в сепараторы 5 и 6, из которых уловленный теплоноситель вновь подается в реактор, а газы с унесенной из циклонов пылью сбрасываются в топку парового котла, органически сопряженного с установкой полукоксования. Туда же подается уловленная из парогазовой смеси, отходящей из реактора, пыль полукокса и теплоносителя. Перед подачей под котел дымовые газы из нагревательной топки пропускаются через сушилку 1, где их физическое тепло используется для подсушки и подогрева топлива до температуры, при которой еще не наступает разложение топлива, связанное с потерей ценных летучих.

Благодаря тому, что физическое и химическое тепло как газов из нагревательной топки, так и остаточного полукокса полностью используется под котлом, разработанный процесс должен характеризоваться высоким энергетическим к. п. д. Потери тепла в нем будут определяться лишь двумя основными слагаемыми: теплосодержанием парогазовой смеси, покидающей реактор, и теплотерями через стенки аппаратов в окружающую среду. При большой производительности агрегатов сумма этих статей теплового баланса составляет относительно небольшую величину, не превышающую $5\text{--}7\%$ тепла исходного топлива.

Проведенные в 1944—1948 гг. в Энергетическом институте АН СССР в лаборатории А. Б. Чернышева исследования подтвердили эффективность метода термического разложения топлива с применением твердого теплоносителя. Они показали, что процессы прогрева мелкозернистого топлива и его термического разложения при применении твердого теплоносителя протекают с большой скоростью [Л. 1]. Даже при величине частиц $6\text{--}7\text{ мм}$ процесс в основном заканчивается в течение $6\text{--}7\text{ мин}$. Описываемые ниже исследования, проведенные в ЭНИН на пилотной установке на ТОС, показали, что при условии достаточно хорошего, быстро осуществленного смешения с теплоносителем разложение топлива с величиной частиц до 1 мм проходит в основном в течение нескольких секунд.

Результаты лабораторных исследований дали возможность приступить к следующему этапу проверки предложенной схемы — апробированию ее в полужаводском масштабе.

При создании такой установки и ее аппаратурном оформлении основные трудности встретились в связи с необходимостью обеспечить равномерную и герметичную передачу твердых материалов через аппаратуру установки без перетока газов из одного аппарата в другой. В первой пилотной установке в качестве таких затворов-питателей были применены шнеки с расширениями у выходов. Мелкозернистый материал, заполняющий это расширение, играл роль пробки, предотвращающей переток газов из зоны повышенного давления за шнеком в зону меньшего давления. Опытным путем была установлена конфигурация «пробки», обеспечивающей достаточную герметичность при переработке сланца, полукокс и зола которого обладают в слое значительной плотностью. Такие пробки были применены при сооружении опытно-промышленной установки на комбинате «Кивиыли» [Л. 4]. Дальнейшие эксперименты показали, что при работе на торфяном полукоксе, обладающем малым насыпным весом, «пробка» на шнеке не дает достаточной герметичности. Выделяющийся из вышедшего из реактора полукокса остаточный газ разрыхляет материал в «пробке», и она в значительной мере теряет герметичность. Для такого рода топлив необходимо разработать другие передающие устройства, обеспечивающие нужную герметичность. Применение так называемых флюид-затворов в этом случае затруднено в связи с широким фракционным составом полукокса и теплоносителя. Как известно, флюид-затворы работают неустойчиво при повышенном содержании пыли в перепускаемом материале. На опытной установке по изучению переработки фрезерного торфа твердым теплоносителем по методу ЭНИН были испробованы в качестве питателей-затворов шлюзовые устройства с принудительным поочередным открыванием клапанов и использованием в качестве дополнительного уплотнения слоя материала на дне тарельчатого клапана. Ниже будут приведены результаты испытания такого питателя-затвора.

Ряд исследований на пилотных установках по переработке фрезерного торфа с твердым теплоносителем показал, что одним из факторов, который может лимитировать работу установки, является так называемое «обеднение» ее теплоносителем. Источником пополнения потерь теплоносителя в системе является твердый остаток разложения торфа — полукокс. В случае, если осадительные аппараты, включенные в схему циркуляции теплоносителя, не обеспе-

чивают необходимого коэффициента улавливания широкой полосы фракций твердых частиц, вынос их из системы превышает приход свежего полукокса, и наступает «обеднение» системы теплоносителем.

Благодаря высокой интенсивности процесса нагрева и разложения топлива твердым теплоносителем запас последнего в системе может быть относительно небольшим.

Большая производительность установки может быть достигнута за счет интенсивности циркуляции теплоносителя через систему. Потери теплоносителя из системы определяются коэффициентом улавливания пылеотделителей на трактах реактора и нагревателя и количеством проциркулировавшего теплоносителя. При высокой кратности циркуляции потери теплоносителя из системы могут превысить приход его за счет полукокса или золы топлива, и произойдет «обеднение» установки теплоносителем. При переработке торфа, характеризующегося, как правило, низкой зольностью и малым выходом полукокса, опасность «обеднения» является наиболее реальной.

Расчеты показывают, что, например, при переработке торфа при температуре $\sim 650^\circ$ коэффициенты улавливания твердых материалов (теплоносителя и полукокса) на трактах реактора и нагревателя теплоносителя во избежание «обеднения» системы не должны быть ниже 0,95—0,96.

Так как полукокс фрезерного торфа состоит на 60—70% из частиц менее 10 мк, причем кажущийся удельный вес полукокса $< 0,8$, то достижение указанных коэффициентов улавливания представляет собой весьма нелегкую задачу при применении обычных уловителей центробежного типа. Таким образом, при некоторых температурах процесса (в реакторе и др.) использование полукокса в качестве теплоносителя становится невозможным и наступает «обеднение» установки теплоносителем. Это явление было установлено экспериментально авторами на нескольких установках по разложению фрезерного торфа с твердым теплоносителем, создававшихся в ЭНИН.

Для того чтобы процесс сделать осуществимым, необходимо либо применение чрезвычайно эффективных улавливающих устройств, либо использование в качестве теплоносителя материала, характеризующегося весьма высоким коэффициентом улавливания. Таким материалом могут, в частности, служить тяжелые частицы минеральной части топлива, например песка, почти всегда имеющегося в некотором количестве в торфе. Необходимо только создать

такие аэродинамические условия процесса, при которых обеспечивается сохранение тяжелых и относительно крупных частиц песка в системе, и устранить выпадение их в так называемый «провал» из системы.

Применение твердого теплоносителя дает возможность широко регулировать температуру процесса изменением отношения теплоносителя и перерабатываемого топлива. С целью экспериментальной проверки влияния температуры процесса на выход и состав продуктов разложения фрезерного торфа, особенно в направлении получения максимального количества газа высокой калорийности, Энергетическим институтом Академии наук СССР была сооружена пилотная установка на ТОС и проведен цикл исследований. Одновременно при этом определялись условия процесса, при которых не происходит «обеднения» установки теплоносителем.

Ниже приводятся описание экспериментальной установки и основные результаты проведенных на ней исследований.

II. Установка для изучения термического разложения фрезерного торфа с твердым теплоносителем на ТОС

Схема процесса. Увеличение выхода газа при термическом разложении топлива и, в частности, торфа может быть достигнуто прежде всего за счет пиролиза жидких продуктов разложения при повышенной температуре. В схемах, основанных на использовании твердого теплоносителя, одним из путей проведения пиролиза может быть пропускание парогазовой смеси по выходе из реактора через поток раскаленного теплоносителя. В этом случае количество теплоносителя будет определяться расходом тепла, необходимым для подъема температуры парогазовой смеси до температуры пиролиза и на реакции расщепления тяжелых молекул дегтя и газа. Недостатком такой схемы пиролиза является необходимость создания дополнительного тракта циркуляции теплоносителя через нагреватель—пиролизер—осадительные устройства и разработки высокотемпературных затворов. Помимо чисто конструктивных трудностей, это усложняет установку и затрудняет ее эксплуатацию.

Значительно более простым путем может явиться совмещение процессов разложения топлива с пиролизом продуктов разложения в самом реакторе при повышении конечной температуры до необходимого уровня. При пере-

работке мелкозернистого топлива, содержащего много пыли, как, например, фрезерный торф, наиболее рациональным в этом случае явится применение реактора с прямотоком твердых (топливо и теплоноситель) и парогазовых материалов.

При создании экспериментальной установки на ТОС был избран второй путь осуществления пиролиза с применением реактора газодонного типа с восходящим потоком твердых частиц и газа. Как известно, в газодонных аппаратах имеет место значительная внутренняя рециркуляция твердых частиц и в связи с этим существенная задержка их и накопление в аппарате. Поэтому первичная парогазовая смесь, образующаяся на входе в реактор, будет проходить через значительную массу нагретых до температуры пиролиза частиц теплоносителя с большой суммарной поверхностью. Это может существенно ускорить процесс пиролиза и довести его до значительной степени при относительно невысокой температуре, уровень которой легко регулировать соотношением теплоносителя и топлива на входе в реактор. Следует также учесть, что при широком зерновом составе топлива и теплоносителя частицы не мгновенно приобретают конечную температуру смеси. В связи с этим во входной части реактора пиролиз первичной парогазовой смеси может проходить на поверхности частиц теплоносителя, еще не охладившихся до конечной температуры смеси. Этим, возможно, объясняются разные составы продуктов разложения топлива при одинаковых конечных температурах при медленном и быстром нагреве.

Преимуществом реактора аэродонного типа является также простота подачи в него дополнительных реагентов — пара, воздуха, парогазовой смеси и пр.

Описание установки. Схема созданной на основании изложенных выше положений установки производительностью 50 кг/ч сухого торфа представлена на рис. 2.

Фрезерный торф, предварительно подсушенный до $W^p = 18-22\%$, подается из бункера 1 шнековым питателем 2 в пневмодонную сушилку 3. Загрузочный шнек 2 снабжен уплотнительной пробкой. В пневмодонной сушилке происходят сушка фрезерного торфа до $W = 0\%$ и подогрев его до $150-200^\circ\text{C}$ дымовыми газами, выходящими из установки и поступающими в сушилку с температурой $550-600^\circ\text{C}$. Из сушилки сухой и подогретый фрезерный торф вместе с дымовыми газами поступает в сепаратор.

ратор 4, где происходит отделение сухого торфа от газов. Фрезерный торф из сепаратора поступает через шлюзовой питатель 5 в реактор-пиролизер 6, а дымовые газы, пройдя дополнительную очистку в сепараторе 14, уходят в атмосферу. Для определения количества и характера материала, выносимого из установки по тракту топочных газов, после сепаратора 14 установлен асбестовый фильтр 15, ко-

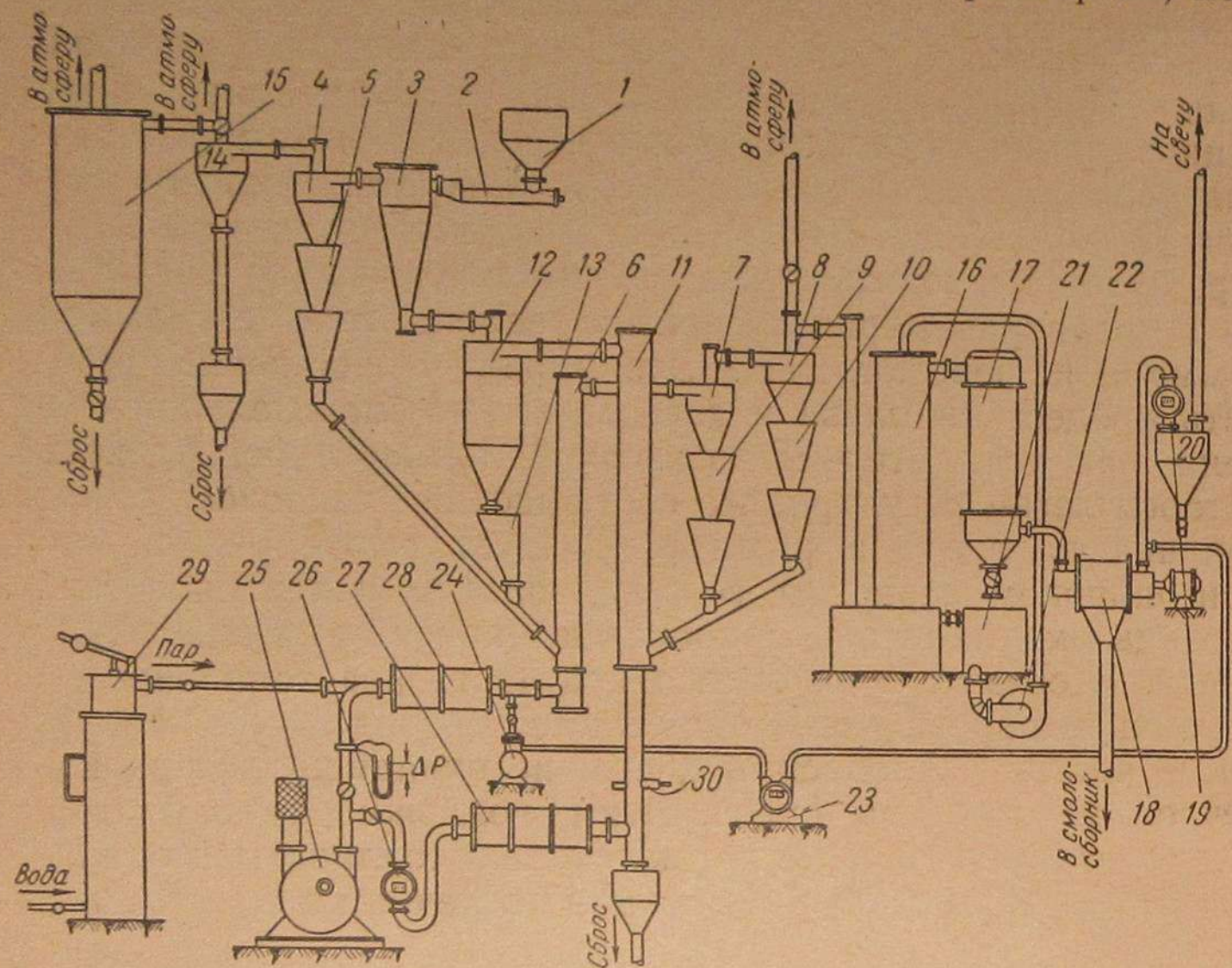


Рис. 2. Технологическая схема опытной установки.

торый включается периодически на 1—2 ч. В реактор-пиролизер одновременно с сухим торфом из сепаратора твердого теплоносителя 12 через дозатор (бункер с регулируемым выходным отверстием) 13 подается твердый теплоноситель (минеральная часть перерабатываемого фрезерного торфа), нагретый в топке-нагревателе до 750—850°С.

В реакторе-пиролизере происходят термическое разложение фрезерного торфа за счет физического тепла твердого теплоносителя и одновременно пиролиз получающихся продуктов. Парогазовая смесь вместе с твердой фазой из реактора поступает последовательно в циклоны-сепараторы 7 и 8, откуда твердая фаза шлюзовыми питате-

лями 9 и 10 подается в топку-нагреватель 11, а парогазовая смесь направляется на очистку в систему конденсации.

В топке-нагревателе материал, поступивший из шлюзовых питателей 9 и 10 с температурой 550—600°С, частично сгорая, разогревается до 750—850°С и вместе с дымо-

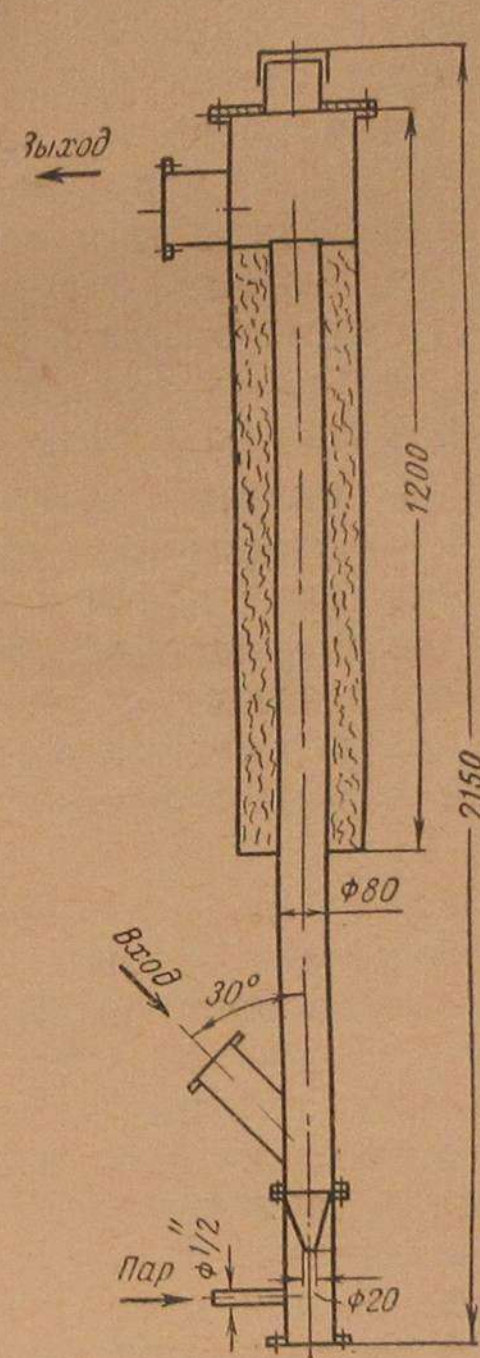


Рис. 3. Разрез газифон-танного реактора.

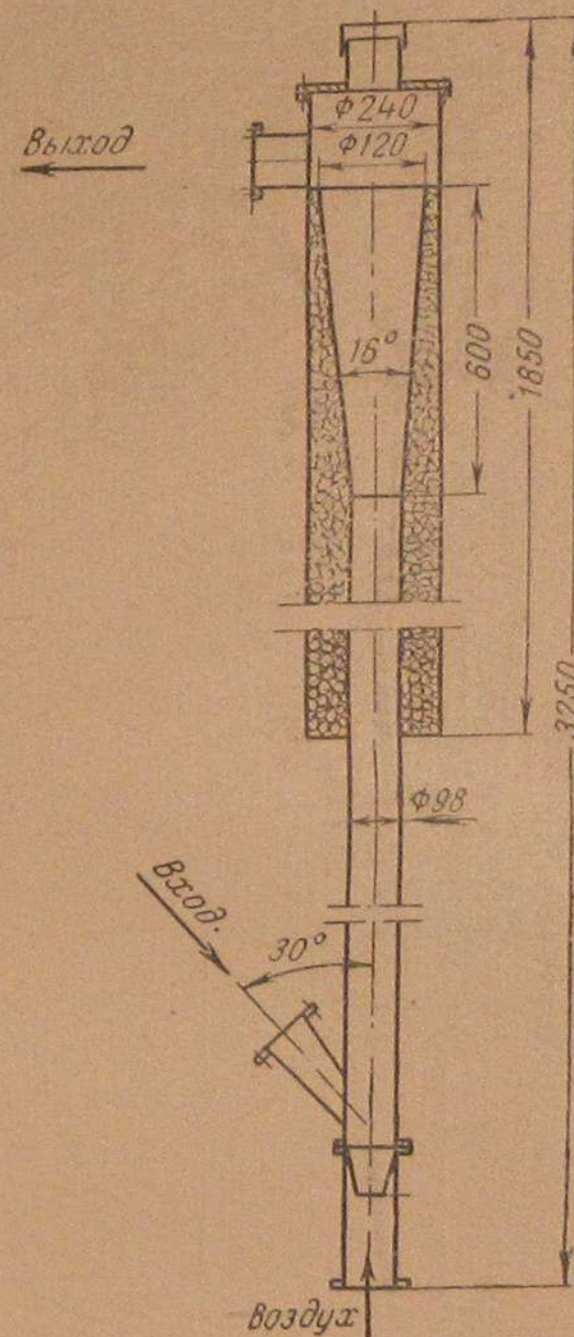


Рис. 4. Разрез аэрофонтан-ной топки.

выми газами направляется в сепаратор твердого теплоносителя 12, откуда, как уже было сказано, твердый теплоноситель идет в реактор, а дымовые газы в сушилку.

Парогазовая смесь, направленная из реактора в конденсационную часть установки, проходит последовательно водяной скруббер 16, оборудованный отстойником 21 и

циркуляционным насосом 22, холодильник 17, смолоотбойник 18, счетчик 19 и через гидрозатвор 20 выдается на свечу.

Воздушное дутье подается в установку воздуходувкой 25 через счетчик 26 и подогреватель 27, в котором воздух в случае необходимости подогревается до температуры $\sim 200^\circ\text{C}$. Во время опыта в реактор может быть подан очищенный швельгаз через счетчик 23 и компрессор 24 или водяной пар из электрического котла 29 через подогреватель 28. Необходимость подачи того или другого реагента определяется задачей каждого опыта в отдельности. Для запуска установки служит электрическая зажигалка 30.

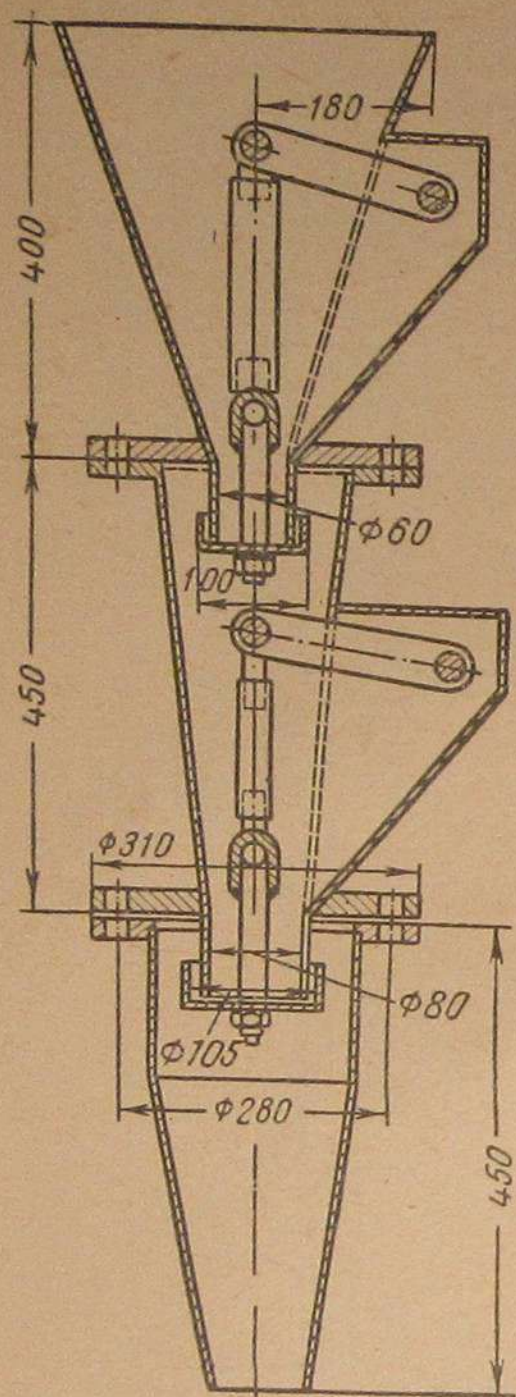


Рис. 5. Схема шлюзового затвора.

На рис. 3 показан разрез газифонтанного реактора установки, а на рис. 4 — разрез аэрофонтанной топки. На рис. 5 схематически показаны шлюзовые затворы, примененные на установке для передачи твердых материалов из аппарата в аппарат.

Установка не имела пылесадительного и конденсационного устройства, позволяющего выделить и полностью собрать жидкие продукты разложения. С целью определения выхода жидких продуктов установка была снабжена предложенной и разработанной Н. А. Каржавиной системой для отбора пробы парогазовой смеси и состоявшей из фильтра и небольшой конденсационной аппаратуры, через которую прокачивалось замеренное количество

полукоксового газа. Через некоторое время определялся вес конденсирующихся дегтя, подсмольной воды и адсорбируемого газового бензина. Так как суммарный выход газа на установке замерялся счетчиком, то результаты определения содержания жидких продуктов в отобранной пробе давали возможность установить выход дегтя и других продуктов из перерабатываемого топлива.

III. Характеристика работы установки и основных аппаратов

Как уже указывалось выше, одной из задач работы установки было выяснение условий, при которых устраняется «обеднение» установки теплоносителем. С этой целью скорости в пневмофонтанных аппаратах были подобраны таким образом, чтобы обеспечить вертикальный транспорт тяжелых минеральных частиц теплоносителя. Ряд проведенных испытаний показал, что при этом не только устраняется «обеднение» установки теплоносителем, но и начинается постоянное накапливание теплоносителя и требуется вывод избытка его из системы. Анализ циркулирующего через установку твердого теплоносителя показал, что он в основном состоит из минеральных частиц, по-видимому песка, присутствующего в торфе в количестве 1,5—2%. Работа установки подтвердила, что «обеднения» ее теплоносителем не происходит даже при температуре в реакторе — 700° , когда количество теплоносителя по отношению к исходному торфу доходит до 8—9.

Предварительная проверка работы газифонтанного реактора показала, что в нем накапливается некоторое равновесное количество твердых частиц, составлявшее 4—6 кг. При производительности установки по сухому торфу около 50 кг/ч и температуре процесса $550\text{—}700^\circ\text{C}$ время прохождения газового потока через реактор составляло 0,4—0,8 сек. Количество сухого торфа, проходящего через реактор за этот промежуток времени, было равно 0,006—0,012 кг. Таким образом, отношение теплоносителя к торфу в реакторе колебалось в пределах 330—1000. Такое большое отношение должно существенно способствовать теплообмену между частицами торфа и теплоносителя, с одной стороны, и протеканию вторичных реакций — с другой.

Первые испытания показали, что при выбранной схеме подачи в реактор твердых материалов не обеспечивается устойчивый транспорт их через этот аппарат потоком газов, выделяющихся при разложении торфа. Требовалась подача дополнительного количества газов. В качестве него было использовано небольшое количество (6—7 м³/ч) собственного швельгаза, прошедшего через конденсационную аппаратуру. В серии опытов, в которых изучалось влияние на процесс водяного пара, роль дополнительного транспортного агента играл также пар, подаваемый в количестве 10—12 кг/ч. Расчет времени пребы-

вания парогазовой смеси в реакционной аппаратуре (в качестве нее принимался или один реактор или реактор совместно с первым циклоном-сепаратором, в котором температура была ниже температуры реактора на 30—40°С) показал, что оно колебалось в пределах 0,5—1,8 сек в зависимости от температуры процесса и количества подаваемого швельгаза или пара.

Тем не менее, как показали дальнейшие опыты, этого времени оказалось достаточно для выделения основной части летучих из торфа, особенно при температурах выше 600°С.

Работа аэрофонтанной топки была вполне устойчивой при условии равномерной подачи в нее твердых материалов и дутья. В этом случае температура топочных газов превышала температуру теплоносителя не более чем на 50—60°С. Интенсивность горения составляла $1,0 \cdot 10^6$ — $2,0 \cdot 10^6$ ккал/ч на 1 м³ объема топки. При отсутствии перебоев в поступлении твердых материалов в топку не требовалось принимать каких-либо дополнительных мер для регулирования температуры в топке. Она определялась количеством подаваемого в топку воздуха.

Пневмофонтанная сушилка, включенная в схему установки, осуществляла подсушку торфа до нуля (с влажности 17—20%) и нагрев его до 120—190°С. Как уже указывалось выше, в качестве сушильного агента применялись отходящие газы аэрофонтанной топки с температурой на входе в сушилку 500—600°С. Температура отходящих из сушилки газов колебалась в пределах 150—200°С. Интенсивность теплопередачи по объему была около $2 \cdot 10^6$ ккал/м³·ч.

Испытание шлюзовых затворов показало, что они, возможно, вследствие кустарного изготовления, очень чувствительны к попаданию относительно крупных и твердых частиц между краем патрубка и запирающим клапаном. В этом случае клапан прикрывается неплотно и через образовавшуюся щель происходит переток газа из области повышенного давления в область пониженного давления. Так как скорость газа в щели высока и газ несет с собой твердые частицы, то через некоторое время в месте продува в материале клапанной тарелки образуются борозды, через которые устанавливается все увеличивающийся переток газа. Тем не менее, даже при наличии указанных выше недостатков, удалось обеспечить равномерную работу опытной установки и определить параметры процесса разложе-

ния торфа твердым теплоносителем. В дальнейшем необходимо, с одной стороны, проведение работ по конструктивному улучшению шлюзового затвора и, с другой — осуществление работ по разработке других надежно работающих систем питателей-затворов для установок с применением твердого теплоносителя.

По-видимому, наиболее надежными окажутся затворы, основанные на создании запирающего слоя материала между аппаратами.

IV. Результаты проведенных испытаний

Опыты на установке проводились с низинным торфом следующей характеристики:

Вид торфа	Древесный переходный
Степень разложения	35—40%
Насыпной вес	328 кг/м ³
Ботанический состав:	
Кора сосны	30%
„ березы	10%
Пушица	20%
Сфагнум-медиум	10%
Вахта	5%
Шейхцерия	5%
Древесина	20%

Элементарный состав торфа, %

$C^r = 61,09$	$C^c = 53,41$
$H^r = 5,95$	$H^c = 5,21$
$N^r = 2,3$	$N^c = 2,0$
$S^r + O = 30,66$	$S^c + O = 39,36$
$Q_H^r = 5611$ ккал/кг	$Q_H^c = 4907$ ккал/кг

Технический состав

$$W^p = 38 - 43\%; A^c = 11 - 15\%; V^c = 60 - 63\%.$$

Исходный торф перед поступлением в установку подвергался предварительной сушке до $W^p = 18 - 22\%$ на специальной установке с пневмофонтанной сушилкой.

Режимные опыты проводились при температурах в реакторе 550, 600, 650 и 700°С, причем была достигнута достаточно хорошая устойчивость температурного режима в основных аппаратах, о чем можно судить по приведенным в качестве примера кривым на рис. 6. Отклонения от заданной температуры в реакторе не превышали $\pm 10^\circ$ С.

Следует особо отметить способность установки легко выходить на режим и выдерживать его в заданных пределах.

Соответствующие средние температуры в основных аппаратах установки приведены на рис. 7 и 8. В табл. 1 приведен состав швельгаза, полученный в опытах при разных температурах при подаче в реактор швельгаза или водяного пара.

Эти данные показывают, что если при 550°C выход стандартного газа на 1 т сухого торфа равен $120\text{--}130 \text{ нм}^3$,

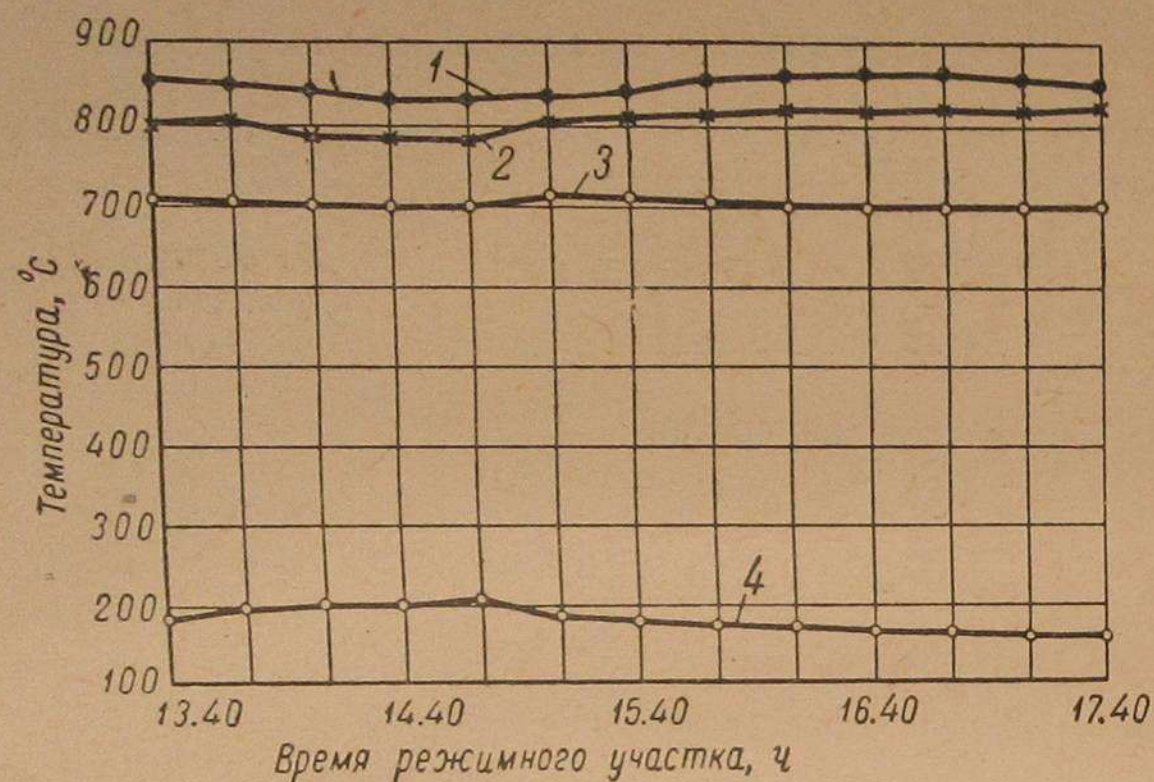


Рис. 6. Температура в отдельных аппаратах.

1 — температура в топке; 2 — температура теплоносителя; 3 — температура в реакторе; 4 — температура сухого торфа.

то при 700°C он доходит до 350 нм^3 при подаче в реактор швельгаза и до 410 нм^3 при подаче пара. Теплота сгорания газа возрастает при этом с $3500\text{--}3800$ до $4800\text{--}5200 \text{ ккал/нм}^3$. С повышением температуры в газе резко снижается содержание углекислоты и существенно возрастает содержание окиси углерода. В опытах с подачей пара повышение температуры приводит к значительному увеличению содержания непредельных углеводородов в газе. На графиках на рис. 9 и 10 приведены выходы газовых компонентов в килограммах на 1 т сухого торфа, суммирующие данные по объемному выходу швельгаза и его составу.

В соответствии с изменением выхода газа менялся и выход дегтя (рис. 11). В особенности резко сказывалась подача пара в реактор при повышенных температурах

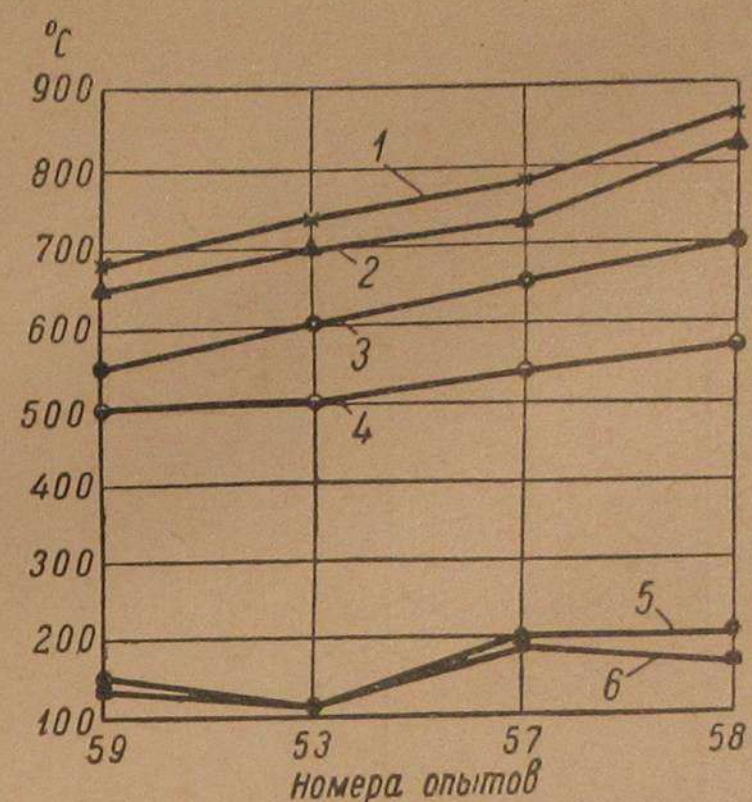


Рис. 7. Средние температуры в опытах с рециркуляцией швельгаза.

1 — температура на выходе из топки; 2 — температура теплоносителя; 3 — температура в реакторе; 4 — температура газа на входе в сушилку; 5 — температура газа на выходе из сушилки; 6 — температура сухого торфа.

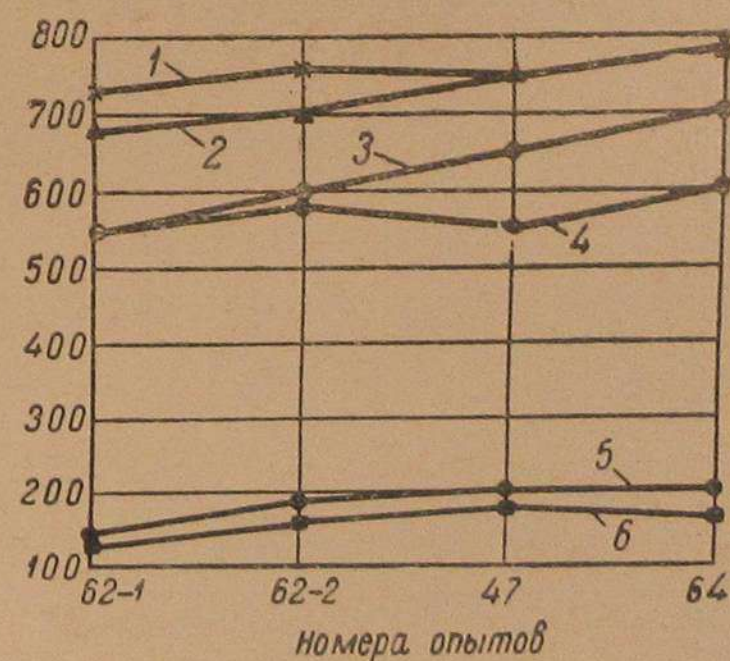


Рис. 8. Средние температуры в опытах с подачей пара.

1 — температура на выходе из топки; 2 — температура теплоносителя; 3 — температура в реакторе; 4 — температура газа на входе в сушилку; 5 — температура газа на выходе из сушилки; 6 — температура сухого торфа.

Выход и состав швельгаза и дымовых газов из технологической топки
в зависимости от температуры процесса

Температура процесса, °C	Состав швельгаза, % (объемных)							Состав дымового газа, % (объемных)							
	CO ₂	C _n H _m	CO	H ₂	CH ₄	Q, ккал/км ³	Выход газа, км ³ /т сухого торфа	То же в пересче- те на стандарт- ный газ	CO ₂	C _n H _m	O ₂	CO	H ₂	CH ₄	N ₂
	550	40,0	3,5	23,0	24,7	8,8	3 073	160	123	15,0	—	0,85	3,15	2,3	0,55
600	33,18	5,42	23,5	25,6	12,3	3 893	217	210	16,0	—	—	2,65	0,85	0,25	80,25
650	29,15	11,85	24,9	20,25	13,85	5 146	249	322	15,4	—	0,1	2,5	0,6	—	81,4
700	25,2	12,75	32,5	16,45	13,1	5 340	307	410	15,2	—	3,7	—	0,2	0,3	80,6
700	23,1	13,4	33,0	21,05	9,45	5 128	282	362	14,5	—	0,3	1,75	0,9	1,4	81,15
550	35,05	6,8	26,25	21,45	10,45	3 819	133	127	15,15	0,35	0,25	3,05	0,35	2,85	78,0
600	34,55	3,64	27,55	25,76	8,5	4 236	201	212	13,45	—	0,6	3,15	0,65	1,35	80,8
650	24,15	6,6	26,1	29,5	13,65	4 450	254	283	15,85	—	—	4,7	0,55	1,65	77,25
700	17,85	7,87	33,75	26,7	13,83	4 860	287	350	17,7	—	—	2,1	0,6	0,2	79,4

Примечание. Швельгаз пересчитан на безазотистый газ. Практически он должен содержать 2—4% N₂.

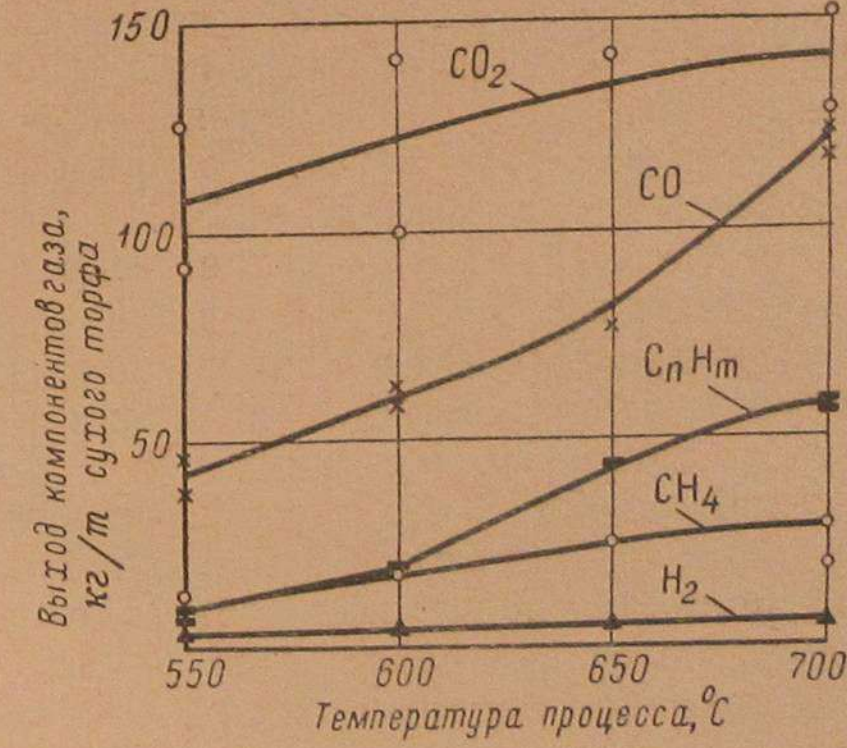


Рис. 10. Выходы компонентов газа в опытах с подачей пара.

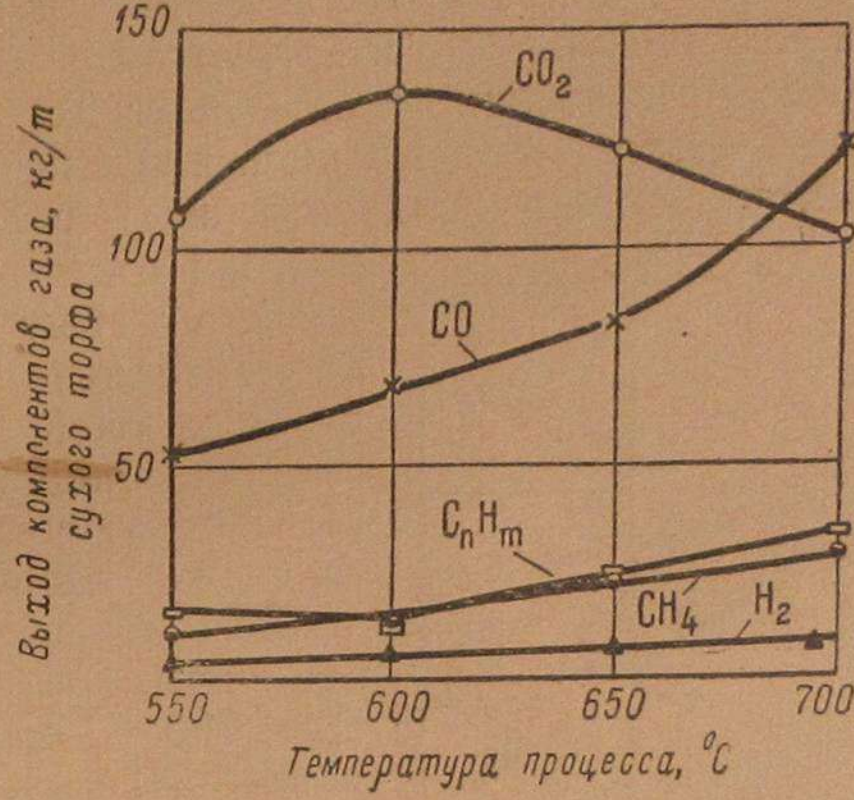
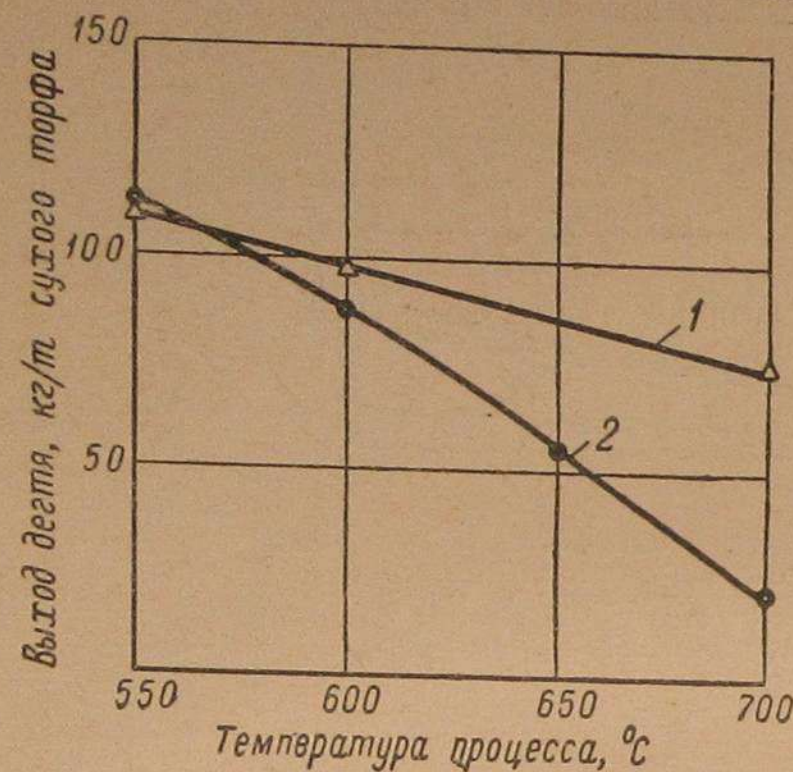


Рис. 9. Выходы компонентов газа в опытах с рециркуляцией швельгаза.

При 550°С выход дегтя составлял около 12%, при 700°С он снижался до 2,5%.

При подаче швельгаза в реактор при температуре в реакторе 550°С выход дегтя составлял 11%, при 600°С он снижался до 9,8%, а при 700°С доходил до 7,6%. Следует отметить, что в связи с тем, что проба парогазовой смеси отбиралась не в течение всего опыта и в малом количестве, выходы дегтя и подсмольной воды не всегда достаточно характеризовали количественную сторону процесса.



По этой же причине не мог быть выполнен элементарный анализ дегтя. В дальнейшем выходы жидких продуктов должны быть уточнены в длительных экспериментах.

Для нескольких образцов дегтя, полученных при 600—700°С, была определена шкала кипения, приведенная в табл. 2 и 3. Данные этих таблиц показывают, что деготь, получавшийся на установке с совмещенным пиролизом, «легче» обычного торфяного дегтя. Начало кипения — при 83—95°С.

Рис. 11. Выход дегтя.
1 — опыты с рециркуляцией швельгаза; 2 — опыты с паром.

До 230°С выкипает 40—50% дегтя. Содержание фенолов в погонах колеблется в пределах 26—32%¹.

В табл. 4 приведен групповой состав нескольких образцов дегтя, полученных при 550°С (с подачей и без подачи пара в реактор) и при 600°С (с подачей пара). В табл. 5 приведены результаты разгонки и компонентный состав фракций, которые также показывают, что с повышением температуры с 550 до 600°С в дегте возрастают содержания легких фракций и количество фенолов в них¹.

Выход подсмольной воды количественно мало отличается от получаемого при разложении торфа обычными способами. Содержание основных химических компонентов

¹ Шкала кипения смол была определена химической лабораторией филиала ВНИИТП, групповой и компонентный состав некоторых образцов был выполнен в лаборатории летучих продуктов пиролиза ИГиАН СССР под руководством канд. техн. наук Л. П. Малашенко.

Шкала кипения дегтя (опыты с подачей швельгаза)

Температура 650°С		Температура 700°С	
t	см ³	t	см ³
88	п. к.	83	п. к.
95	1	85	1
100	7	90	3
150	8	95	6
180	9	100	6
185	10	150	7
190	11	155	7,5
195	12	160	8
200	13	165	8,5
205	14	170	9
210	15,5	175	10
215	16,5	180	11
220	17	185	12
225	18	190	13
230	18,5	195	15,5
235	19	200	18
240	20	205	20
245	20,5	210	20,5
250	20,5	215	21
255	20,5	220	21,5
260	21	225	22
265	21	230	22,5
270	21,5	235	23,5
275	22	240	24,5
280	22,5	245	25
285	23	250	25,5
290	24	255	26
295	25	260	26,5
298	28	265	27
		270	27,5
		275	28
		280	28
		285	28,5
		290	29
		295	30
		300	31
		305	32
		310	33
		315	33,5
		320	33,5

Взято: по объему 40 см³; навеска 37,8 г; отгон по весу 26,3 г; остаток 10,9 г; удельный вес в погонах $0 \frac{20}{20} = 0,951 - 0,950$; объемные фенолы в погонах 28%

Взято: по объему 50 см³; по весу 51,3 г; отгон 37,9 г; остаток 13 г; потери 0,4 г; объемные фенолы в погонах 32%; удельный вес в погонах $0 \frac{20}{20} = 0,995 - 0,996$

Таблица 3

Шкала кипения дегтя
(опыты с подачей пара)

Температура 600° С		Температура 700° С	
<i>t</i>	см ³	<i>t</i>	см ³
88	п. к.	95	п. к.
90	1	100	8
95	7	105	12
100	7	200	13
160	8	205	14
165	8,5	210	15
170	9	215	16
175	9,5	220	17
180	10	225	18
185	11	230	19
190	12	235	19,5
195	13	240	19,5
200	14	245	20
205	15	250	20,5
210	16	255	21
215	17,5	260	21,5
220	18	265	22
225	19	270	22,5
230	20	275	23
235	21	280	23,5
240	22	285	24
245	23	290	24
250	23,5	295	24,5
255	24	300	25
260	25	305	25,5
265	25,5		
270	26		
275	26,5		
280	27		
285	28		
290	30		
295	31		
300	32,5		
305	32		
310	34		
315	36		

W по Дину и Старку 58,43%; по объему 50 см³; по весу 50,9 г; отгон 36,5 г; остаток 13,9 г; потери 0,5 г; удельный вес в погонах $0,1 \frac{20}{20} = 1,016$; фенолы объемные—26%

W по Дину и Старку 74,55%; по объему 37 см³; по весу 37,5 г; отгон 26,85 г; остаток 10 г; потери 0,65 г; удельный вес в погонах $0,1 \frac{20}{20} = 0,992-0,991$; фенолы объемные—31,7%

в воде нуждается еще в уточнении и поэтому не приводится здесь. По-видимому, содержание уксусной кислоты в подсмольной воде разложения торфа твердым теплоносителем меньше обычного.

Таблица 4

Групповой состав дегтя

Наименование групп	Опыты с паром		Опыты без пара
	Температура 550° С, деготь не обезвоженный	Температура 600° С, деготь обезвоженный	Температура 550° С, деготь не обезвоженный
	Вес на сухой деготь, %	Вес на сухой деготь, %	Вес на сухой деготь, %
Содержание воды	54,3 (на весь деготь)	3,5 (на весь деготь)	50,2 (на весь деготь)
Пыль+карбены	6,8	2,9	1,0
Парафины	4,2	3,0	6,0
Нерастворимые в бензоле	15,0	9,8	18,0
Фенолы	18,2	15,1	14,5
Фенолы, нерастворимые в эфире	9,2	0,8	5,2
Основания	2,9	4,5	3,6
Асфальтены	3,6	3,4	5,2
Нейтральные масла	33,0	41,6	44,0
Продукты осмоления и потери	7,1	8,9	2,5
Всего	100,0	100,0	100,0

Во всех опытах контролировались состав и количество дымовых газов, образующихся в топке-нагревателе теплоносителя. Результаты этих наблюдений приведены в табл. 1 и 6. Как видно из табл. 1, теплота сгорания топочного газа колебалась в довольно широких пределах. По-видимому, теплота сгорания топочного газа в значительной степени зависит от степени догазовывания полукокка, поступающего из реактора вместе с теплоносителем в топку. Следует учесть, что при органическом сочетании установки полукоксования с паровым котлом изменение теплоты сгорания топочных газов нагревателя теплоносителя мало скажется на к. п. д. агрегата в целом.

Результаты разгонки и компонентный состав фракций

Пределы кипения фракции	Температура 550° С с паром				Температура 600° С с паром				Температура 550° С без пара			
	Выход фракции, %				Выход фракции, %				Выход фракции, %			
	Фенолы	Основания	Нейтральные масла	Компонентный состав фракции, вес на фракцию, %	Фенолы	Основания	Нейтральные масла	Компонентный состав фракции, вес на фракцию, %	Фенолы	Основания	Нейтральные масла	Компонентный состав фракции, вес на фракцию, %
До 200° С	15,0	2,3	82,7	21,8	21,8	76,4	20,0	17,3	1,7	81,0		
200—230° С	40,8	13,6	45,6	41,1	12,0	54,2	10,5	35,2	2,6	62,5		
230—260° С	18,9	8,9	72,2	30,8	13,2	63,4	19,5	30,0	7,0	63,0		
260° С	—	—	—	—	51,4	—	50,0	—	—	—		
Потери по разности	—	—	—	1,6	—	—	—	—	—	—		

Специальному изучению были подвергнуты твердые материалы, участвующие в процессе термического разложения торфа в установке.

С целью установления химического и фракционного составов теплоносителя, циркулирующего в установке при разных режимах, были отобраны и проанализированы средние пробы теплоносителя, поступающего в реактор. В табл. 7 приведен химический анализ этих проб, а в табл. 8 — фракционный состав части этих проб. Эти данные показывают, что для большинства испытаний теплоноситель состоит в основном из минеральной части (содержание горючих компонентов не превышает 3—5%). По визуальному наблюдению основным материалом теплоносителя является песок. Это было подтверждено промывкой проб теплоносителя водой. Более 80% материала оставалось в пробнике и представляло собой песок.

Исходный торф был также проверен на содержание песка таким же методом и показал содержание песка в пределах 1,2—1,7%. Данные табл. 8 показывают, что 70—80% теплоносителя состоит из

Выходы сухого дымового газа

Температура процесса	550° С	600° С	650° С	700° С
Выход сухого дымового газа, нм ³ /т	1 000	1 400	1 540	1 670

Опыты с подачей пара

Выход сухого дымового газа, нм ³ /т	1 000	1 400	1 540	1 670
Температура процесса, °С	550	600	650	700

Опыты с рециркуляцией швельгаза

Выход сухого дымового газа, нм ³ /т	942	1 235	1 520	1 635
Температура процесса, °С	550	600	650	700

частиц крупнее 50 мк. Коэффициент улавливания таких частиц в циклонах составляет 98—97%. Этим объясняется то, что даже при весьма небольшом содержании песка в исходном торфе происходило накопление его в системе в количестве, достаточном для обеспечения нужной кратности циркуляции при отсутствии «обеднения» данной установки теплоносителем. Опыты показали, что запуск установки возможен без загрузок начального количества теплоносителя в систему. Некоторое количество теплоносителя загружалось в установку перед началом опыта лишь для сокращения начального периода разогрева установки и скорейшего выведения ее на рабочий режим.

Анализ материала, выносимого из реактора (смесь теплоносителя и образовавшегося полукокса) и осаждающегося в первом сепараторе-циклоне 7 (табл. 7), показывает, что он в основном также состоит из минеральной части (в среднем 85—95%). В следующем по ходу швельгаза сепараторе 8 осаждаются материалы, содержащий в среднем около 30% минеральной части и 50—55% горючих компонентов (углерода и водорода). Унос из сепаратора 8, осаждавшийся в фильтре установки для взятия пробы, содержал уже 63% горючих компонентов. При наличии непрерывной циркуляции твердых материалов через установку трудно точно определить количество их, проходящие через тот или иной аппарат. Анализ задержанной асбестовым фильтром пыли показал, что она состоит в основном

Примерный химический состав твердых продуктов по опытам

Температура, °С	550	600	650	700	700
Исходный торф:					
A ^c	8,98	12,63	10,98	11,64	10,39
V ^c	64,13	62,74	62,58	62,31	63,57
H ^c	5,87	5,57	5,82	—	5,62
C ^c	53,61	51,12	52,95	—	53,19
Сухой торф:					
A ^c	20,22	16,45	24,47	20,05	13,10
V ^c	45,54	64,72	47,91	55,88	59,07
H ^c	4,25	—	—	—	5,63
C ^c	54,38	—	—	—	55,85
Теплоноситель и полукокс из сепаратора 7:					
A ^c	60,24	82,66	84,66	98,89	55,87
V ^c	17,76	9,13	4,73	1,46	15,50
H ^c	—	—	0,53	0,24	—
C ^c	—	—	15,92	1,97	—
Теплоноситель и полукокс из сепаратора 8:					
A ^c	36,45	30,09	34,20	29,64	31,15
V ^c	17,02	24,23	24,93	26,28	33,87
H ^c	1,47	2,18	2,50	2,08	3,08
C ^c	52,52	55,26	52,58	53,26	49,42
Теплоноситель (на входе в реактор):					
A ^c	83,57	88,89	84,77	99,15	91,38
V ^c	5,82	4,31	5,21	1,34	7,76
H ^c	—	—	0,56	0,21	—
C ^c	—	—	16,04	1,76	—
Унос после сушилки:					
A ^c	19,87	22,78	25,93	26,18	21,71
V ^c	35,28	32,46	27,71	42,75	50,32
H ^c	3,38	3,12	2,83	3,92	—
C ^c	59,32	58,37	58,70	50,68	—
Унос из фильтра (после циклона сушки):					
A ^c	48,08	—	33,92	27,58	36,50
V ^c	30,32	—	33,92	42,10	43,25
H ^c	2,22	2,84	3,16	3,78	3,74
C ^c	35,96	44,02	53,23	51,06	46,97

Температура, °С	550	600	650	700	700
Пыль из фильтра швельгаза (после сепаратора 8):					
A ^c	25,68	30,88			
V ^c	21,06	17,84			
H ^c		1,91			
C ^c		60,75			

из сухого торфа, смешанного с золой. Состав этой пыли, так же как и уловленной в циклоне сушилки, приведен в табл. 7. Количество пыли, выносимой из установки топочным газом, было также определено и оказалось равным 1,3—1,7% от веса перерабатываемого торфа. Сопоставление приведенных выше данных приводит к выводу, что основная масса образующегося из фрезерного торфа полукокса в условиях проводившихся опытов выносится из установки по тракту швельгаза. Этот весьма важный вывод должен быть учтен при разработке схемы сочетания установки разложения торфа с паровым котлом.

V. Материальный и тепловой балансы

Для двух температурных режимов (550 и 700°С) был проведен ориентировочный расчет балансов. Количество сгоревшего торфа определялось по анализу топочных газов и их количеству (см. табл. 1 и 6). Все остальные величины, за исключением образующегося и выносимого из установки полукокса, устанавливались прямыми измерениями или определениями на установке взятия проб смолы. Полукокс определялся по разности тепловых и материальных балансов процессов. Результаты проведенных расчетов приведены в табл. 9—12.

VI. Выводы

1. Разработаны схема и аппаратное оформление процесса термического разложения фрезерного торфа с твердым теплоносителем с совмещенным пиролизом в прямоточном реакторе газодонного типа, позволяющие существенно увеличить выход газа промышленного и бытового

Примерный фракцион-

ный состав материалов

Температура, °C	Наименование материалов	Размер			
		2,5	1,6	1,0	0,63
Результаты					
550	Исходный торф	4,78	5,6	7,40	8,16
	Сухой торф	2,00	3,20	5,20	7,60
	Теплоноситель	0,32	1,81	4,14	6,74
	Материал из сепаратора 7	—	0,08	0,45	1,35
	Материал из сепаратора 8	—	0,12	0,24	0,64
	Материал из реактора	0,44	1,82	4,45	7,23
	Унос сухого торфа	0,14	0,08	0,08	0,06
600	Исходный торф	4,04	4,8	6,7	7,24
	Материал из реактора	—	0,2	0,6	2,25
	Материал из сепаратора 7	—	0,09	0,37	1,63
	Материал из сепаратора 8	—	—	0,01	0,08
	Теплоноситель	0,18	0,6	1,63	3,66
	Сухой торф	—	—	0,5	3,0
	Унос сухого торфа	0,08	0,08	0,14	0,16
650	Исходный торф	6,25	6,30	7,77	8,93
	Сухой торф	2,58	3,70	6,00	8,24
	Материал из сепаратора 7	—	0,19	0,54	1,28
	Материал из сепаратора 8	—	0,12	0,24	0,60
	Материал из реактора	—	0,16	0,51	1,70
	Пыль из фильтра	0,20	0,28	0,52	0,86
	Унос сухого торфа	—	0,02	0,04	0,04
700	Исходный торф	4,44	5,18	6,99	8,20
	Сухой торф	1,14	2,36	4,40	7,44
	Теплоноситель	0,06	0,20	0,74	2,01
	Материал из сепаратора 7	0,03	0,27	0,77	2,52
	Материал из сепаратора 8	0,04	0,20	0,24	0,32
	Материал из реактора	—	0,12	0,76	2,48
	Унос сухого торфа	—	—	0,04	0,02
	Пыль из фильтра	0,44	0,30	0,40	1,20

ситы, мм							Просев, %	Потери, %
0,40	0,315	0,25	0,16	0,10	0,063	0,05		
анализов, %								
8,60	5,85	3,78	8,86	7,32	9,60	5,70	24,00	0,30
7,80	5,00	3,00	4,74	5,00	6,04	2,40	47,6	—
9,11	9,27	8,35	25,19	13,32	12,17	3,35	5,57	0,66
2,90	4,42	4,66	15,3	12,37	18,72	8,70	30,30	0,75
0,90	0,84	0,70	1,70	2,06	4,14	3,96	83,10	1,42
9,32	9,43	8,64	26,70	13,25	11,07	2,75	3,21	0,99
0,08	0,08	0,10	0,34	0,44	0,70	5,52	91,88	0,5
7,84	5,18	3,54	9,28	6,7	10,74	5,7	23,16	5,48
6,45	8,85	9,05	28,19	16,64	17,59	3,90	5,75	0,53
5,36	8,06	7,75	27,58	11,76	23,93	5,57	7,72	0,48
0,31	0,20	0,28	1,31	1,50	7,58	7,56	80,86	0,31
7,33	8,60	8,09	25,65	14,25	8,42	4,11	7,21	—
4,24	3,64	2,88	8,34	6,6	11,44	6,38	52,34	0,64
0,14	0,12	0,08	0,22	0,20	2,56	32,0	63,0	1,22
8,73	5,93	3,85	9,15	7,28	9,79	5,32	20,57	0,23
8,78	5,62	3,60	7,84	5,70	6,50	3,64	37,30	0,50
2,65	4,62	5,16	21,92	16,77	19,72	7,20	19,14	0,81
0,90	1,16	1,16	3,98	4,14	7,76	7,04	72,90	—
3,79	7,97	9,35	29,93	17,17	18,34	4,98	5,57	0,63
1,04	0,70	0,64	1,76	2,80	56,0	27,48	6,16	1,76
0,04	0,04	0,04	0,12	0,66	17,58	48,10	31,82	1,50
8,76	6,08	4,04	9,81	7,77	10,58	5,74	21,64	0,81
8,68	5,98	4,20	9,36	7,54	10,44	5,86	31,52	0,88
5,11	8,71	9,00	29,19	15,20	16,03	5,46	7,75	0,54
6,14	9,98	9,90	30,46	14,42	15,21	4,49	5,29	0,52
0,44	0,90	0,94	3,34	3,18	6,14	5,60	77,64	1,02
6,12	11,28	10,98	36,50	15,42	11,70	2,40	1,58	0,76
0,06	0,06	0,08	0,18	0,94	32,06	32,58	32,4	1,14
1,24	1,68	1,00	4,80	16,54	39,64	24,00	7,56	1,20

Таблица 9

Ориентировочный материальный баланс опыта с рециркуляцией швельгаза при 550° С

Приход			Расход		
Наименование статей	кг	%	Наименование статей	кг	%
Сухой торф, W = 0%	1 000	100	Газ термического разложения	186,8	18,68
Итого	1 000	100	Деготь	120,4	12,04
			Подсмольная вода	120,4	12,04
			Сгорело и перешло в топочный газ	122,6	12,26
			Унос с топочным газом	17,0	1,7
			Накопление твердых материалов в установке	70,6	7,06
			Полукок, уносимый парогазовой смесью (по разности)	362,2	36,22
			Итого	1 000	100

Таблица 10

Ориентировочный тепловой баланс процесса при 550° С на 1 т сухого торфа (с рециркуляцией швельгаза)

Приход			Расход		
Наименование статей	ккал × 10 ³	%	Наименование статей	ккал × 10 ³	%
Потенциальное тепло торфа	4 800	100	Потенциальное тепло газа	517	10,8
Физическое тепло торфа при 0° С	—	—	Физическое тепло газа	31,4	0,65
Физическое тепло воздуха при 0° С	—	—	Потенциальное тепло дегтя	1 000	20,8
			Физическое и скрытое тепло дегтя	44,0	0,92
			Теплосодержание водяного пара	98,0	2,04
	4 800	100	Потенциальное тепло топочного газа	613,0	12,79
			Физическое тепло топочного газа	70,8	1,47
			Потенциальное тепло уноса	80,0	1,67
			Физическое тепло уноса	0,665	0,01
			Физическое тепло материала, накопленного в установке	9,7	0,2
			Потенциальное тепло полукокса	2 100	43,74
			Физическое тепло полукокса	59,8	1,25
			Потери тепла в окружающую среду (по разности)	175	3,66
			Итого	4 800	100

Ориентировочный материальный баланс опыта с рециркуляцией швельгаза при 700° С

Приход			Расход		
Наименование статей	кг	%	Наименование статей	кг	%
Сухой торф, W = 0%	1 000	100	Газ термического разложения	296	29,6
Итого	1 000	100	Деготь	76,8	7,68
			Подсмольная вода	117,9	11,79
			Сгорело и перешло в топочный газ	185	18,5
			Унос с топочным газом	14,4	1,44
			Накопление материала в установке	43,9	5,39
			Полукок, уносимый парогазовой смесью (по разности)	266	26,6
			Итого	1 000	100

Таблица 12

Ориентировочный тепловой баланс процесса при 700° С на 1 т сухого торфа (с рециркуляцией швельгаза)

Приход			Расход		
Наименование статей	ккал × 10 ³	%	Наименование статей	ккал × 10 ³	%
Потенциальное тепло торфа	4 800	100	Потенциальное тепло газа	1 538	32,0
Физическое тепло торфа при 0° С	—	—	Физическое тепло газа	86,2	1,8
Физическое тепло воздуха при 0° С	—	—	Потенциальное тепло дегтя	641,0	18,36
			Физическое тепло дегтя	33,8	0,7
			Теплосодержание водяного пара	104,0	2,18
			Потенциальное тепло топочного газа	189,0	3,94
	4 800	100	Физическое тепло топочного газа	148,0	3,08
			Потенциальное тепло уноса	67,6	1,41
			Физическое тепло уноса	0,642	0,01
			Физическое тепло накопленного в установке материала	7,69	0,16
			Потенциальное тепло полукокса	1 543	32,2
			Физическое тепло полукокса	67	1,39
			Потери тепла в окружающую среду (по разности)	373	7,77
			Итого	4 800	100

назначения за счет пиролиза жидких продуктов разложения торфа, при повышении температуры процесса до 650—700° С.

2. Проведенные эксперименты показали, что термическое разложение фрезерного торфа по указанному методу проходит за несколько секунд. При повышении температуры в реакторе с 550 до 700° С выход газа возрастает более чем в 2 раза и резко снижается выход дегтя. С повышением температуры существенно повышаются теплота сгорания газа и содержание в нем непредельных углеводородов. Подача пара в реактор увеличивает выход газа и его теплоту сгорания.

3. При соответствующих аэродинамических условиях в основных аппаратах «обеднение» установки теплоносителем не имело места и использовалась в качестве теплоносителя тяжелая минеральная часть исходного торфа. Установлено, что при этом основная часть образующегося полуккокса выносится из системы швельгазом, что должно быть учтено при разработке схемы сочетания установки термического разложения с котлоагрегатом.

4. Достигнута устойчивая работа большинства основных аппаратов установки: реактора, топки-нагревателя, циклонов-сепараторов и пр. Работа шлюзовых затворов-питателей, примененных на установке, по мере эксплуатации ухудшалась и не обеспечивала герметичного разделения аппаратов. Необходимо проведение дополнительных работ по созданию надежных разделяющих устройств. Необходимо также разработка простой и рациональной схемы пылеочистки и конденсации с учетом возможности работы как в газовом режиме, так и в режиме работы с обычным выходом дегтя.

ЛИТЕРАТУРА

1. Чернышев А. Б. и Галынкер И. С., Энергохимическое использование топлива на электростанциях, «Вестник инженеров и техников», 1947, № 1.
2. Галынкер И. С., Авторское свидетельство № 79879, 1945.
3. Чуханов З. Ф. и Хитрин Л. Н., Энерготехнологическое использование топлива, М., Академиздат, 1956.
4. Кунаков Н. Е., Эпштейн С. Л., Тягунов Б. И. и Кивит А. А., Освоение и испытание опытно-промышленной установки термической переработки сланцевой мелочи с твердым теплоносителем на комбинате «Кивиыли», «Газовая промышленность», 1956, № 9.

ГАЗИФИКАЦИЯ ФРЕЗЕРНОГО ТОРФА С ОТЪЕМОМ ДЕГТЯ

I. Опытная установка

Процесс газификации фрезерного торфа с получением дегтя изучался на модельной установке, построенной на ТОС.

Модельный газогенератор состоял из двух частей: шахты газификации и расположенной над ней камеры полуккокования, которая отделена от шахты газификации решеткой (рис. 1).

Камера полуккокования имела первоначально диаметр 440 мм, затем он был увеличен. Она (рис. 2) представляла собой цилиндр из листовой стали диаметром 650 мм и высотой 750 мм. Этот цилиндр соединялся посредством конического перехода высотой 200 мм с горловиной шахты газификации, имевшей диаметр 440 мм. По диаметру камера газификации была разделена пополам вертикальной перегородкой, которая с одной стороны примыкала к стенке камеры, а с другой не доходила до нее, так что образовалась щель шириной 75 мм. Снизу перегородка примыкала к решетке, а сверху она не доходила до крышки камеры на 200 мм. В стенке камеры имелась щель шириной 100 мм и высотой 465 мм; нижняя кромка ее находилась на высоте 200 мм от решетки. Эта щель примыкала одним боком к перегородке. Щель предназначена для отвода полуккокса; к ней был присоединен карман-течка шириной 100 мм, по которому полуккокс выводился из камеры полуккокования. В центре к крышке, перекрывавшей камеру, был приварен патрубок для отвода газа диаметром 150 мм. Через крышку же проходила труба для загрузки торфа. Диаметр ее 3"; устье ее находилось на высоте 200 мм от решетки. Эта труба была расположена у стенки камеры, около перегородки, по другую сторону от разгрузочной ще-

ли. Таким образом, торф, загружавшийся по трубе в одну половину камеры, должен был, прежде чем попасть в разгрузочную щель, обойти перегородку, т. е. пройти обе половины камеры полукоксования.

Для замера температур к стенкам в каждой половине камеры были приварены на высоте 490 мм от решетки патрубки для ввода термомпар. Под полукоксовой камерой находилась решетка, отделявшая полость полукоксовой камеры от полости газогенератора.

Решетка состояла из шамотных кирпичей, поставленных на ребро. Кромки кирпичей решетки сверху и снизу

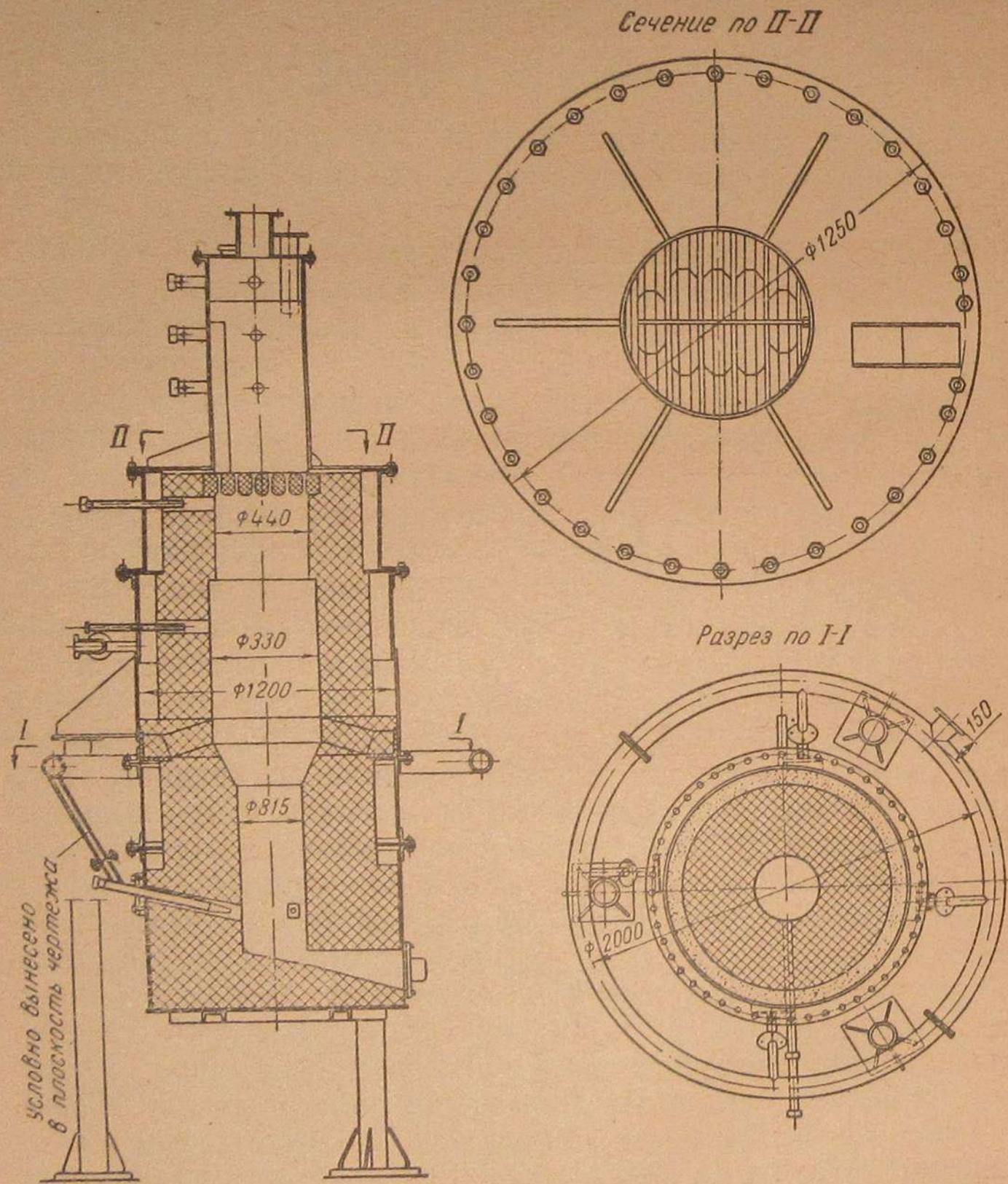


Рис. 1. Газогенератор.

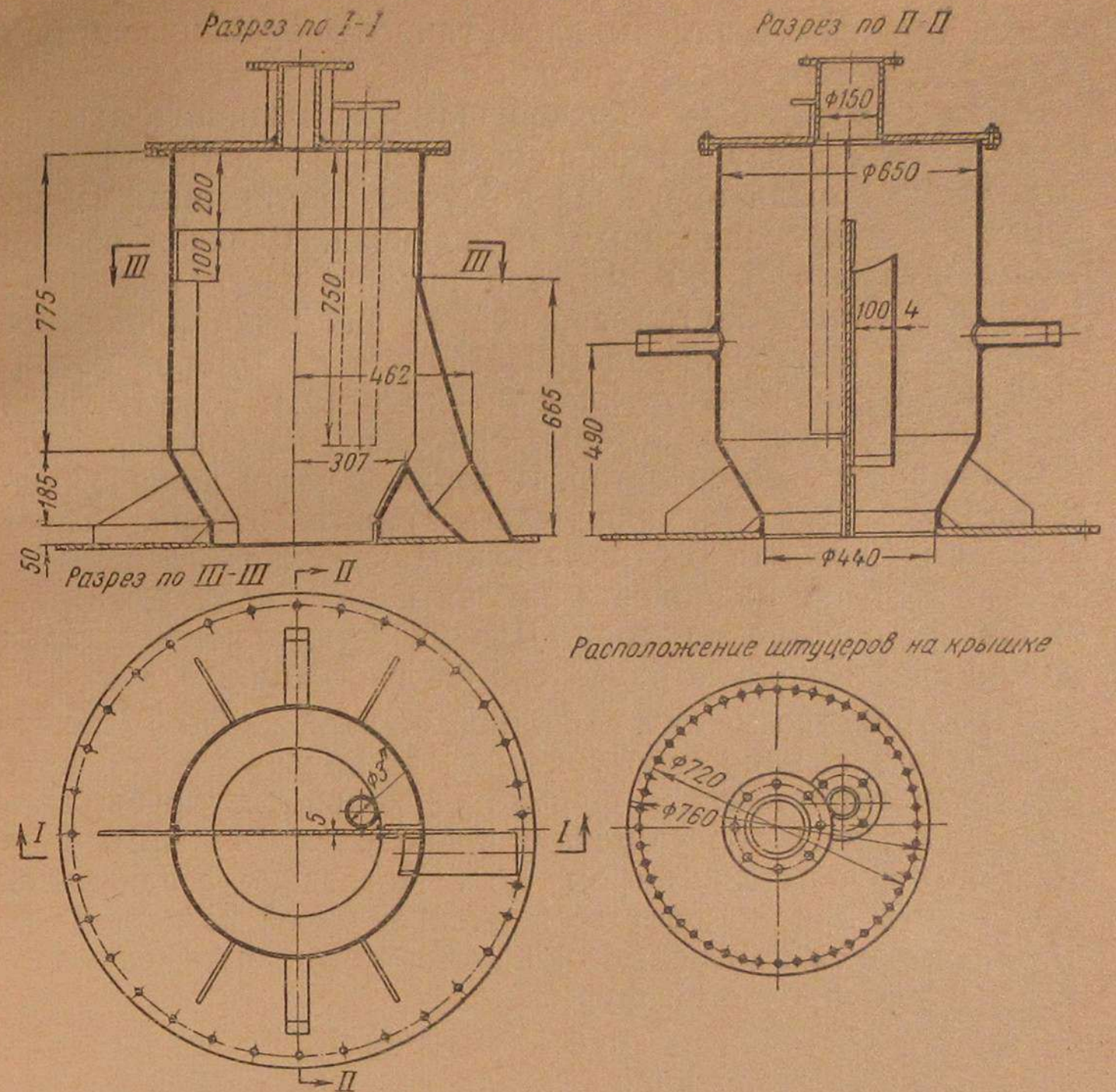


Рис. 2. Камера полукоксования.

были стесаны, и в поперечном сечении кирпич имел форму вытянутого в вертикальном направлении шестиугольника. Прозоры решетки имели ширину 13 мм.

Шахта газификации в нижней части имела диаметр 315 мм, высота была 735 мм. Плотность газогенератора над этой цилиндрической частью расширялась до диаметра 500 мм; высота конического перехода 204 мм. Выше была расположена цилиндрическая часть диаметром 500 мм и высотой 900 мм. Над ней полость сужалась до 440 мм. Высота этой части газогенератора до нижней поверхности решетки 362 мм. Объем шахты газификации был равен 0,32 м³.

Под газогенератора имел в сторону летки уклон 15°. Входное отверстие летки имело размеры 125×65 мм, а выходное 200×204 мм. Во время работы летка заклады-

валась кирпичом и замазывалась глиной; периодически она открывалась для выпуска шлака.

Газогенератор был выложен шамотным кирпичом; толщина кладки внизу 1,5 кирпича, в верхней части — 1 кирпич. Кладка была окружена кожухом, состоявшим из четырех секций, соединенных на фланцах. Верхняя секция имела диаметр 1100 мм, три нижние части кожуха — 1200 мм. Снизу внутри верхней из них была приварена полка из углового железа 150×150 мм, на которой покоилась вся верхняя часть кладки. Снаружи к кожуху были приварены три лапы, которые опирались на колонны, поддерживавшие газогенератор. К верхней части кожуха подвешивалась вся нижняя часть газогенератора. Такое устройство позволяло отнимать нижнюю часть газогенератора и в случае надобности заменять здесь кладку, не разбирая всего газогенератора. Для удобства замены кладки нижняя часть кожуха разделена на две секции.

Пространство между наружной стенкой кладки и кожухом было засыпано асбозуритом. Для подачи дутья вокруг газогенератора имелось фурменное кольцо из трубы диаметром 3", из которого воздух подводился к четырем фурмам по трубам диаметром 1,5". Последние соединялись с фурмами при помощи тройников, в одной из ветвей которых имелись смотровые окна. Они могли быть использованы и для прочистки фурм.

Фурмы состояли из труб диаметром 1,5" с коническими насадками из жароупорной стали на концах. Диаметр выходного отверстия фурм 16 мм. Фурмы проходили через кожух, к которому они крепились при помощи фланцев, и входили в каналы в кладке. Эти каналы имели сечение 65×65 мм. Дутье вводилось в газогенератор на высоте 200 мм от пода под углом 13° к горизонту. Вертикальная плоскость, в которой вводилось дутье, отстояла от параллельной ей диаметральной плоскости на 91 мм. В один из фурменных каналов вводилось топливо по наклонному каналу, куда оно попадало из шнека по трубе диаметром 2,5". Для прохода этой трубы через кожух в последний был вварен наклонный патрубок диаметром 3", который проходил в кладку. Зазор между стенками патрубка и подводящей топливо трубой забивался асбестовым шнуром. Наклон подводящей топливо трубы и канала был равен 56°. Для того чтобы иметь возможность понижать в случае надобности температуру газа, поступающего в камеру коксования, предусмотрен ввод в шахту газификации холод-

ного газа, для чего служили четыре радиальных канала в кладке, расположенных на высоте 1780 мм над подом. В них газ попадал по патрубкам диаметром 1", присоединенным к кольцевому газопроводу диаметром 1,5". В кладке имелись смотровые отверстия на высоте 1680 и 2260 мм от пода.

Опытная установка для газификации фрезерного торфа с отъемом дегтя работала по следующей схеме (рис. 3): подсушенный фрезерный торф подавался из бункера шнеком в камеру полукоксования, из которой полукокс сыпался по течке в шнек, подающей его непрерывно в шахту газификации. Для газификации применялось подогретое воздушное дутье. Расплавленный шлак выпускался из газогенератора периодически.

Генераторный газ из шахты газификации вместе с уносом поступал через решетку в камеру полукоксования, из которой он вместе с летучими продуктами полукоксования и увлекаемой ими коксовой пылью отводился через патрубок в крышке в систему для очистки. Крупные частицы полукокса, пройдя во взвешенном состоянии через камеру полукоксования, попадали в разгрузочную щель, из которой они по течке поступали в шнек, подававший полукокс в шахту газификации.

Газ из камеры полукоксования проходил вначале через два циклона, затем через пылевой электрофильтр. Выделявшаяся в этих аппаратах полукоксовая пыль шнеками подавалась в наклонные течки и поступала в приемную воронку шнека, питавшего шахту газификации. Сюда же подавался по течке флюс из разборного бункера; для дозировки флюса служил шнек с приводом через вариатор.

Для устранения перетока газа из одного аппарата в другой по шнекам витки шнеков не доходили до разгрузочных течек, благодаря чему в концах шнеков образовывались уплотняющие пробки из транспортируемого материала. Шнеки имели диаметр 74 мм; длина уплотняющей пробки была 60 мм. Очищенный от пыли газ поступал из электрофильтра в скруббер, где он охлаждался до температуры конденсации паров дегтя. Образовавшийся в этом скруббере туман поступал в газодувку служившую одновременно дегтеотделителем. Деготь из газодувки стекал в приемник, из которого он периодически удалялся. Газ нагнетался воздуходувкой во второй скруббер, где происходила конденсация водяного пара. Отсюда часть газа могла отводиться в верхнюю часть шахты газификации для по-

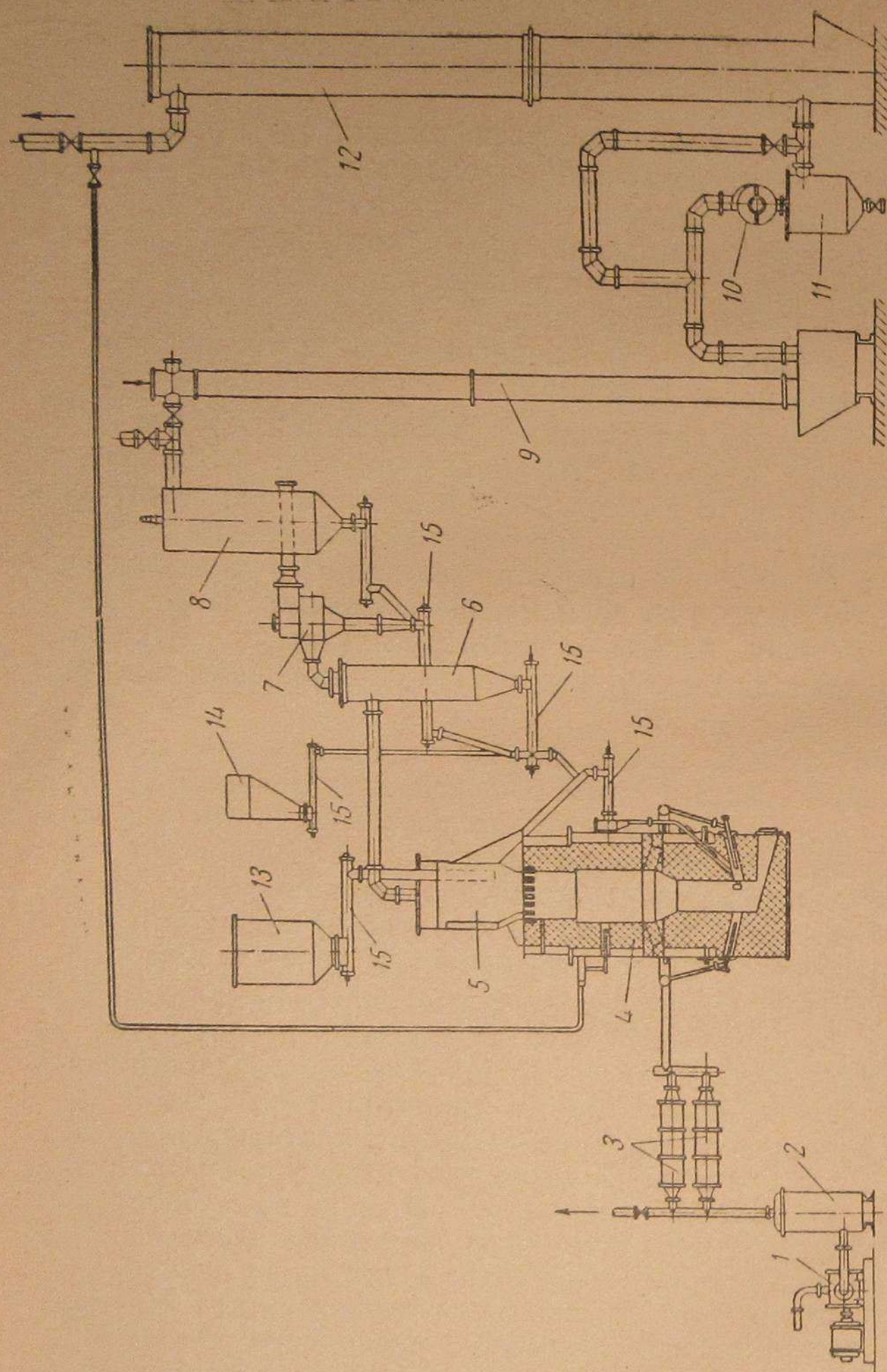


Рис. 3. Схема установки для газификации фрезерного торфа с объемом дегтя.

1 — воздухоподувка; 2 — ресивер; 3 — воздухоподогреватель; 4 — газогенератор; 5 — реактор; 6 и 7 — циклоны; 8 — электрофильтр; 9 — стояк с гидравлическим затвором; 10 — газодувка; 11 — сборник для дегтя; 12 — скруббер; 13 — бункер для торфа; 14 — бункер для флюса; 15 — шнеки.

нижения температуры генераторного газа, а основная масса выбрасывалась в атмосферу.

Воздух нагнетался в газогенератор воздухоподувкой; для подогрева его служили электрические воздухоподогреватели.

II. Экспериментальные данные

Для опытов применялся осоково-лесной торф со степенью разложения 40%.

Поступавший с болота торф отсеивался через сито с ячейками 5 мм и сушился в пневмогазовой сушилке.

Ситовый анализ торфа после сушки характеризовался следующими цифрами.

Остаток на сите с ячейками	5 мм, %	2,5	1,8	2,5
То же	2 " "	6,5	5,0	5,3
" "	0,54 " "	16,0	4,0	4,2
" "	0,30 " "	16,5	10,2	10,8
" "	0,25 " "	13,0	13,8	16,2
" "	0,20 " "	10,0	33,0	40,0
Проходит через сито с ячейками 0,20 мм, %		35,5	32,2	21,0

Влажность торфа, подвергавшегося газификации, колебалась в пределах 5,0—16,0%, а зольность — 10—19,5%.

Зола имела в среднем следующий состав:

SiO ₂	61,75%
Fe ₂ O ₃	6,05%
Al ₂ O ₃	18,04%
CaO	12,75%

Горючая масса торфа содержала:

углерода	59,24—60,99%
водорода	5,88—6,68%

Высшая теплота сгорания горючей массы 5810—5760 ккал/кг

В качестве флюса применялся в основном известняк, содержащий 50,9—54,1% окиси кальция, а в отдельных опытах — мел с содержанием 54,45% окиси кальция.

Перед загрузкой в газогенератор флюс дробился и просеивался через сито с ячейками 3 мм.

В процессах, подобных рассматриваемому, подача топлива и воздуха не связаны и могут изменяться произвольно. Эти изменения оказывают, естественно, свое влияние на состояние газогенератора, которое определяется в основном процессами, протекающими в горне. Для нормальной работы газогенератора необходимо, чтобы на подугазогенератора была достаточно высокая температура, обеспечи-

вающая жидкоплавкое состояние шлака, и чтобы на поду не скапливалось несгоревшее топливо. Газогенератор может работать лишь в таких режимах, при которых эти условия выполняются.

Для облегчения получения жидкого шлака применялись флюс, понижающий температуру плавления золы, и подогрев дутья для повышения температуры горения. Однако это только облегчает получение жидкого шлака, в основном же характер шлака определяется режимом работы газогенератора: его нагрузкой и удельным расходом воздуха, т. е. количеством воздуха, расходуемым на единицу веса топлива. Топливо подается в горн по двум трактам: часть поступает непосредственно из реактора, а другая — из системы газоочистки. Соотношение количеств топлива, поступающих по обоим этим трактам, зависит от гранулометрического состава топлива, и чем больше в топливе мелких фракций, тем большее его количество поступает в горн из системы газоочистки. В связи с этим режим газогенератора сильно зависит от работы системы для очистки газа.

Очистка газа, получаемого в процессах, подобных рассматриваемому, является довольно трудной задачей, особенно на установках малого масштаба. Газ, поступающий на очистку, содержит значительные количества пыли, деготь и влагу. От газоочистной аппаратуры требуется, чтобы она выделяла в отдельности пыль без примесей дегтя и деготь без примесей пыли. Основную трудность представляет такое выделение из газа пыли, содержащей большое количество очень мелких и легких фракций, при котором не был бы затронут деготь. При этом выделение пыли должно быть полным; попадание пыли в деготь не только снижает его качество, но и способствует образованию отложений смеси пыли с дегтем в трубопроводах, что нарушает нормальную работу установки.

Для устранения выпадания дегтя вместе с пылью очистка газа от последней должна производиться, очевидно, при достаточно высокой температуре, при которой не происходит еще конденсации паров дегтя. На установках небольшого масштаба тепловые потери относительно велики, а количество очищаемого газа мало; это создает весьма тяжелые условия, так как необходимо, чтобы температура газа, поступающего на очистку, была довольно высокой.

Таким образом, режим работы газогенератора оказывается в известной зависимости от системы газоочистки,

что, конечно, нежелательно, так как это ограничивает возможности варьирования режима газификации.

Во время опытов нам приходилось сталкиваться с этим явлением неоднократно: в режимах, при которых газогенератор работал с относительно высоким к. п. д., не удавалось работать более или менее длительное время — температура газа в системе газоочистки оказывалась недостаточно высокой и последняя переставала нормально функционировать.

На осадительных электродах электрофилтра начинал отлагаться слой смеси пыли с дегтем, который не удалялся с электродов при отряхивании последних. Это приводило постепенно к забиванию электрофилтра, и сопротивление его быстро возрастало, о чем можно судить по следующим данным, показывающим, как изменялось сопротивление этого участка за интервалы, равные 1 ч: 30, 35, 30, 45, 60, 65, 90 и 120 мм вод. ст.

Помимо того, что отложения на пластинах повышали сопротивление электрофилтра, они приводили к снижению и коэффициента очистки. Следствием этого были постепенное увеличение количества шлама, оседающего в скруббере, расположенном после электрофилтра, и образование отложений в трубопроводах между электрофилтром и скруббером и между скруббером и дегтеотделителем. Пока осадительные электроды были достаточно чистыми, электрофилтр работал хорошо: ни образования больших количеств шлама, ни больших отложений в трубопроводе не наблюдалось. Так протекала работа обычно в течение двух смен после чистки электрофилтра. После этого происходило очень быстрое образование отложений в трубопроводе между электрофилтром и скруббером, и сопротивление его резко возрастало. Так, например, за получасовые отрезки наблюдались следующие сопротивления: 15, 15, 50 и 140 или 10, 10, 50, 70, 110 и 130 мм вод. ст.

О постепенном увеличении количества шлама, оседавшего в скруббере, можно судить, например, по данным, характеризующим количества сухого вещества шлама, осевшего в скруббере, за последовательные смены: 1,87; 2,69; 3,91; 4,52 и 8,03% веса абсолютно сухого торфа, загруженного в газогенератор. Наблюдались и более резкие изменения выхода шлама, например: 1,46 и 6,93%.

Помимо этого, известные количества шлама уносились скрубберными водами. Эта потеря обычно была невелика:

0,05—0,45% веса абсолютно сухого торфа, но в отдельных случаях она доходила до 1,77—1,78%.

Часть пыли выносилась из скруббера и частично попала в деготь, а частично вместе с тяжелыми фракциями дегтя оседала в трубопроводе между скруббером и дегтеотделителем, забивая последний.

Из приведенных данных видно, что на установке имели место потери полукокса, которые не были постоянными и временами достигали значительных величин.

Оседание части дегтя в электрофилт্রে не только приводило к ухудшению коэффициента очистки с вытекающими отсюда последствиями, но и вызывало иногда остановку шнеков, подающих полукоксы в газогенератор. Это было обусловлено тем, что полукоксы при примесях дегтя становились несыпучим и запрессовывались в уплотняющих пробках шнеков, чему иногда предшествовало зависание его в течках.

В связи с тем, что потери полукокса изменялись в зависимости от состояния аппаратуры для очистки, подача его в газогенератор при неизменной подаче торфа в реактор не оставалась постоянной. Это приводило при постоянном расходе воздуха к изменению соотношения между количествами воздуха и полукокса, поступавшими в горн. Вследствие этого и режим работы, несмотря на равномерность подачи воздуха и торфа, не был постоянным и в показателях процесса газификации имелись значительные колебания. Изменения показателей при изменении режима питания газогенератора носили несистематический характер, так как на них накладывала свой отпечаток работа аппаратуры для очистки газа, и поэтому окончательная оценка работы газогенератора при отдельных режимах затруднена.

Результаты, полученные при отдельных опытах, приведены в табл. 1 и 2. Данные в большинстве случаев являются средними за три—пять смен. По поводу их следует отметить, что в отдельные смены наблюдались известные колебания показателей и отклонения их от средних за режим, которые достигали иногда значительной величины.

Температурный режим системы, как показывает табл. 1, определялся как общим расходом воздуха, так и его удельным расходом: по мере их увеличения температура в системе повышалась. В обеих половинах камеры полукоксования наблюдались различные температуры. В центре той половины, в которую подавался торф, температура была

Таблица 1

Расход воздуха, $\text{м}^3/\text{ч}$ (примерно)	55			70			80			95														
	Расход торфа, $\text{кг}/\text{ч}$	49,2	65,5	53,9	47,0	68,3	60,0	70,9	65,5	56,0	12,4	7,7	10,7	1,87	256	744	409	492	444	372	—	46	173	17
Влажность торфа, %	14,2	10,7	13,3	14,7	7,8	10,9	10,1	12,4	7,7	10,3	10,6	11,6	10,7	236	695	400	470	444	369	—	66	147	23	53
Зольность " , %	10,4	10,5	10,7	10,4	10,3	10,6	11,6	10,7	12,2	1,40	1,67	1,69	1,87	282	745	431	503	493	401	198	71	182	23	49
Удельный расход воздуха, $\text{м}^3/\text{кг}^*$	1,47	1,29	1,72	2,00	1,40	1,67	1,69	1,87	2,10	288	292	236	256	672	745	431	503	493	401	—	46	173	17	58
Температура воздуха	290	294	287	288	288	292	236	256	282	646	672	695	744	409	431	492	444	372	—	46	173	17	58	
" " под решеткой	555	589	646	765	697	672	695	744	745	391	376	400	409	431	492	444	372	—	46	173	17	58		
" " в камере коксования со стороны входа торфа	319	342	366	420	391	376	400	409	431	485	466	457	444	431	503	493	401	198	71	182	23	49		
То же со стороны выхода кокса	407	408	438	496	485	466	470	492	745	458	440	457	444	431	503	493	401	198	71	182	23	49		
Температура на выходе из камеры коксования	374	398	425	471	458	440	457	444	431	485	466	457	444	431	503	493	401	198	71	182	23	49		
То же из I циклона	256	317	309	308	385	357	369	372	401	385	357	369	372	401	503	493	401	198	71	182	23	49		
" " электрофилтра	149	130	152	150	175	185	193	—	198	175	185	193	—	198	503	493	401	198	71	182	23	49		
" " скруббера	40	43	44	42	49	45	66	46	71	49	45	66	46	71	503	493	401	198	71	182	23	49		
Сопrotивление фурм, мм вод. ст.	11	30	33	28	—	—	147	173	182	—	—	147	173	182	503	493	401	198	71	182	23	49		
" " I циклона, "	10	20	20	18	18	29	23	17	23	18	29	23	17	23	503	493	401	198	71	182	23	49		
" " II " и электрофилтра, мм вод. ст.	47	56	37	40	63	80	53	58	49	63	80	53	58	49	503	493	401	198	71	182	23	49		

* Удельный расход воздуха отнесен к горючей массе торфа.

Расход воздуха, $\text{нм}^3/\text{ч}$ (примерно)	55			70			80			95					
	Расход торфа, $\text{кг}/\text{ч}$	Влажность торфа, %	Удельный расход воздуха, $\text{нм}^3/\text{кг}$	Расход торфа, $\text{кг}/\text{ч}$	Влажность торфа, %	Удельный расход воздуха, $\text{нм}^3/\text{кг}$	Расход торфа, $\text{кг}/\text{ч}$	Влажность торфа, %	Удельный расход воздуха, $\text{нм}^3/\text{кг}$	Расход торфа, $\text{кг}/\text{ч}$	Влажность торфа, %	Удельный расход воздуха, $\text{нм}^3/\text{кг}$			
Расход торфа, $\text{кг}/\text{ч}$	49,2	14,2	1,47	53,9	13,3	1,72	47,0	68,3	60,0	70,9	10,1	1,87	65,5	12,4	2,10
Влажность торфа, %	14,2	10,7	1,29	13,3	10,7	1,29	14,7	7,8	10,9	10,1	7,7	1,87	12,4	7,7	2,10
Удельный расход воздуха, $\text{нм}^3/\text{кг}$	1,47	1,29	1,29	1,72	1,29	1,29	2,00	1,40	1,67	1,69	1,67	1,87	1,87	1,87	2,10
Выходы на абсолютно сухой торф, %:															
газ	1,98	—	—	2,13	—	—	2,44	1,85	2,09	2,04	2,04	2,24	2,24	2,24	2,45
деготь	4,69	6,54	—	3,93	—	—	2,88	4,20	4,49	5,40	5,40	4,61	4,61	4,61	5,86
шлам	1,16	2,20	—	2,86	—	—	4,02	4,04	2,50	4,52	4,52	3,39	3,39	3,39	8,03
шлак	15,0	11,4	—	15,5	—	—	10,6	12,8	13,4	13,7	13,7	17,7	17,7	17,7	35,0
Состав газа, %:															
CO_2	9,4	—	—	12,0	—	—	13,5	11,3	12,0	11,7	11,7	12,2	12,2	12,2	11,0
C_mH_n	1,1	—	—	1,1	—	—	0,7	1,3	1,0	1,3	1,3	1,0	1,0	1,0	1,3
O_2	0,2	—	—	0,3	—	—	0,3	0,2	0,2	0,4	0,4	0,3	0,3	0,3	0,3
CO	24,9	—	—	19,8	—	—	16,6	21,4	21,1	21,3	21,3	19,7	19,7	19,7	20,6
CH_4	2,0	—	—	1,8	—	—	1,9	2,4	2,0	1,4	1,4	1,8	1,8	1,8	1,9
H_2	11,6	—	—	8,3	—	—	8,6	9,4	7,6	7,2	7,2	6,8	6,8	6,8	7,1
N_2	50,8	—	—	56,7	—	—	58,4	54,0	56,1	57,7	57,7	58,2	58,2	58,2	57,8
Q^B , $\text{ккал}/\text{нм}^3$	1 470	—	—	1 180	—	—	1 060	1 365	1 235	1 205	1 205	1 135	1 135	1 135	1 225
Q^H , "	1 380	—	—	1 120	—	—	990	1 285	1 165	1 140	1 140	1 070	1 070	1 070	1 160
Недожог в шлаке, %	23,7	16,9	—	2,2	—	—	3,7	11,1	3,5	0	0	0	0	0	0
К. п. д. газификации, %	57,5	—	—	50,6	—	—	52,7	49,5	50,8	49,5	49,5	50,2	50,2	50,2	62,0

всегда на 70—90°С ниже, чем в другой. Соотношение между этими температурами и температурой газа на выходе из камеры указывает, что распределение газа по обеим половинам камеры было весьма неравномерным: через половину, в которую подавался торф, газа проходило значительно меньше, чем через другую. Температура газа, поступавшего в камеру полукоксования, была достаточной для полукоксования, но значительная часть торфа, имевшего очень много мелких фракций, быстро выносилась из камеры, и время пребывания торфа в зоне высокой температуры оказалось недостаточным для завершения процесса выделения дегтя. В связи с этим выход дегтя, как показывает табл. 2, был невысок: он колебался от 2,9 до 6,5% на абсолютно сухой торф. Эти цифры дают то количество дегтя, которое выделялось в дегтеотделителе. Фактически выход дегтя был несколько выше, так как часть его терялась, попадая вместе с пылью в отложения в трубопроводах и шлак, количество которого временами было весьма велико (табл. 2). При оценке того, как потеря топлива со шлаком отражалась на показателях процесса, следует учитывать, что шлак состоял в основном из полукокса. Выход полукокса можно оценить в 40—42% веса абсолютно сухого торфа, следовательно потеря кокса в шламе выражается цифрой, примерно в 2—2,5 раза большей, чем указано в таблице, где выход шлама дан на абсолютно сухой торф. Этой значительной потерей полукокса и объясняются в основном низкий выход газа и небольшой к. п. д. процесса газификации, что при отдельных режимах усугублялось еще большим количеством недожога в шлаке. Количество шлака не соответствовало количеству золы торфа; это было связано с тем, что временами часть шлака оседала на стенках газогенератора и не стекала в горн, а временами со стенок стекал шлак, осевший там за предыдущие смены при другом режиме работы. При отдельных режимах в шлаке наблюдалось большое количество недожога. Одним из факторов, определявших количество топлива, выпадавшего на под газогенератора, был расход воздуха. При расходе порядка 95 $\text{нм}^3/\text{ч}$ провала топлива не было; при 80 $\text{нм}^3/\text{ч}$ провал бывал не всегда, но временами на поду появлялось значительное количество топлива. При расходе воздуха 70 $\text{нм}^3/\text{ч}$ провал отсутствовал лишь в редких случаях, а при 55 $\text{нм}^3/\text{ч}$ провала было очень много. Вторым фактором, определившим недожог в шлаке, является удельный расход воздуха: уменьшение

последнего приводило к увеличению потери горючего со шлаком.

Помимо количества провала, общий расход воздуха определял и состояние шлака. При расходе воздуха $95 \text{ нм}^3/\text{ч}$ шлак был всегда жидким и хорошо вытекал через летку. При расходе $80 \text{ нм}^3/\text{ч}$ шлак не все время был жидким — в отдельных случаях он становился вязким; при $70 \text{ нм}^3/\text{ч}$ шлак бывал жидким редко и количество его было невелико; при $55 \text{ нм}^3/\text{ч}$ жидкого шлака вообще не получалось.

Характер шлака и большое количество провала при расходе воздуха $55 \text{ нм}^3/\text{ч}$ указывали на недогрузку газогенератора, что подтверждалось и низкой температурой газа на выходе из газогенератора, при которой система газоочистки работать не могла.

Переходя к рассмотрению характеристики продуктов, отметим, что теплота сгорания газа находилась в тесной связи с удельным расходом воздуха. При малых удельных расходах воздуха газ получался с теплотой сгорания до $1365\text{—}1470 \text{ ккал}/\text{нм}^3$; по мере повышения удельного расхода воздуха теплота сгорания газа падала. По сравнению с генераторным газом из кускового торфа газ из фрезерного торфа содержал больше углекислоты и меньше окиси углерода, что в известной мере связано со значительными потерями углерода и, следовательно, большей долей швельгаза в смешанном газе. Пониженное содержание водорода обусловлено применением сухого дутья.

Качество дегтя плохое. Во-первых, он был сильно запылен: в большинстве случаев от 5 до 8%. Кроме того, он отличался чрезвычайно высоким содержанием асфальтенов, которое колебалось от 29 до 39—42%. Содержание воска в дегте колебалось от 1,9 до 3,4%.

Значительные количества дегтя попадали в шлак, о чем свидетельствует высокое содержание в последнем веществ, растворимых в спиртобензоле, которое, как показали анализы отдельных средних проб, отобранных за длительные промежутки времени, колебалось в пределах 13,7—40,8%.

Количество дегтя, попадавшего в шлак, доходило до 1—2% веса торфа.

Помимо этого, известные количества дегтя попадали в пыль, оседавшую в электрофилт্রে.

Рассев пыли, оседавшей в циклонах и электрофилт্রে, приведен в табл. 3.

Место отбора	I циклон	II циклон	Электро- фильтр
Содержание золы, %	26,4—41,2	39,3—47,3	30,4—36,2
„ летучих, %	21,7—27,2	21,4—26,1	29,3—37,4
Гранулометрический состав, %			
Остается на сите с ячейками			
5 мм	0	0	2,0—2,0
То же 2 мм	0	0	1,0—8,0
„ „ 0,54 „	0	0	1,0—5,0
„ „ 0,3 „	0,5—1,0	0,0—0,5	7,0—10,5
„ „ 0,25 „	3,0—7,0	0,5—0,5	8,0—10,5
„ „ 0,20 „	6,5—33,0	1,0—32,0	9,0—30,0
Проходит через сито с ячейками 0,20 мм	90,0—59,0	98,5—67,0	72,0—34,0

Пыль, выносимая газовым потоком из камеры полукоксования, отличалась высоким содержанием золы, особенно та, которая оседала во втором циклоне. Высокая зольность пыли свидетельствовала о том, что часть золы полукокса, поступавшего в газогенератор, выносилась из шахты газификации; возможен также известный унос наиболее мелких фракций флюса.

Высокое содержание летучих в пыли, уловленной циклонами, достигавшее 24—27%, указывало на то, что процесс полукоксования в газогенераторе не завершался. Рассев пыли, уловленной в первом циклоне, показывал, что газ выносит из реактора лишь довольно мелкие частицы, так как в уловленной циклоном пыли частиц крупнее 0,3 мм почти не было. Отсутствие здесь более крупных фракций свидетельствовало о том, что эти фракции выходили из реактора через карман. Количество частиц крупнее 0,3 мм колебалось во фрезерном торфе, поступавшем на газификацию, в пределах 41—21%. В полукоксе их должно быть еще меньше, так как в процессе полукоксования происходит известная усадка торфа, а в рассматриваемых условиях было возможно и механическое измельчение. Таким образом, можно сказать, что основная масса торфа выносилась из реактора газом, и в очистную систему газ попадал с очень высоким содержанием пыли.

Во втором циклоне оседала еще более мелкая пыль, чем в первом; в ней невелико и содержание частиц крупнее 0,2 мм.

Весьма своеобразную картину давал ситовой анализ пыли, оседавшей в электрофилт্রে. В этой пыли оказалось неожиданно большое количество крупных частиц. Эти частицы не могли, несомненно, пройти через циклоны и, следовательно, являются вторичным образованием. Наличие крупных частиц в материале, оседающем в циклоне, указывало на то, что вместе с пылью в электрофилт্রে оседало и известное количество дегтя, что и приводило к образованию крупных комочков из смеси пыли с дегтем. На это указывало и высокое содержание летучих в этой пыли, которое в среднем было на 6—9% больше, чем в пыли из циклонов. Наличие значительных количеств дегтя в материале, оседавшем в электрофилт্রে, подтверждалось и большим содержанием в нем веществ, растворимых в спиртобензоле, которое доходило до 8,5—10,5%. Это весьма близко совпадало с разницей между содержанием летучих в пыли из электрофилтра и первого циклона, так что содержание дегтя в пыли из электрофилтра можно оценить величиной порядка 10%.

Из изложенного видно, что показатели работы установок, подобных рассмотренной, в сильной мере зависят от работы системы для очистки газа. Потери полукокса, вызванные неудовлетворительной работой газоочисток системы, неизбежно приводят к уменьшению выхода газа и понижению к. п. д. газификации, а также к потерям дегтя и его запылению. Получение хороших показателей процесса возможно лишь при безупречной очистке газа.

ПОЛУЧЕНИЕ БЫТОВОГО ГАЗА ИЗ ФРЕЗЕРНОГО ТОРФА

Научно-исследовательские работы по получению высококалорийного газа из фрезерного торфа были начаты в лаборатории химической технологии торфа филиала ВНИИТП в 1956 г.

В основу проведения этих работ легло решение о газификации рабочих поселков действующих торфопредприятий с населением 5—10 тыс. чел.

Для газификации небольших поселков необходимо было разработать конструкцию газогенератора и технологию газификации фрезерного торфа, способные обеспечить получение только одного целевого продукта — высококалорийного газа при максимальном его выходе и отсутствии отходов дегтя, подсмольной воды и полукокса.

1. Лабораторная установка

В 1956 г. была сооружена и испытана крупнолабораторная установка, устройство и принцип действия которой были следующими (рис. 1): фрезерный торф из бункера 1 непрерывно подавался шнеком 3 в цилиндрическую горизонтально расположенную железную реторту диаметром 200 мм и длиной 4 м.

Внутри реторты помещался шнек 3, при помощи которого торф медленно продвигался от одного конца реторты к другому. Реторта имела наружный электрообогрев, осуществлявший постепенный нагрев и коксование торфа по мере продвижения его в реторте.

Образовавшийся при этом торфяной полукокс непрерывно выдавался шнеком в разгрузочный бункер 4 и из него наружу.

Над разгрузочным бункером для полукокса был установлен крекер 5 с наружным электрообогревом, заполняв-

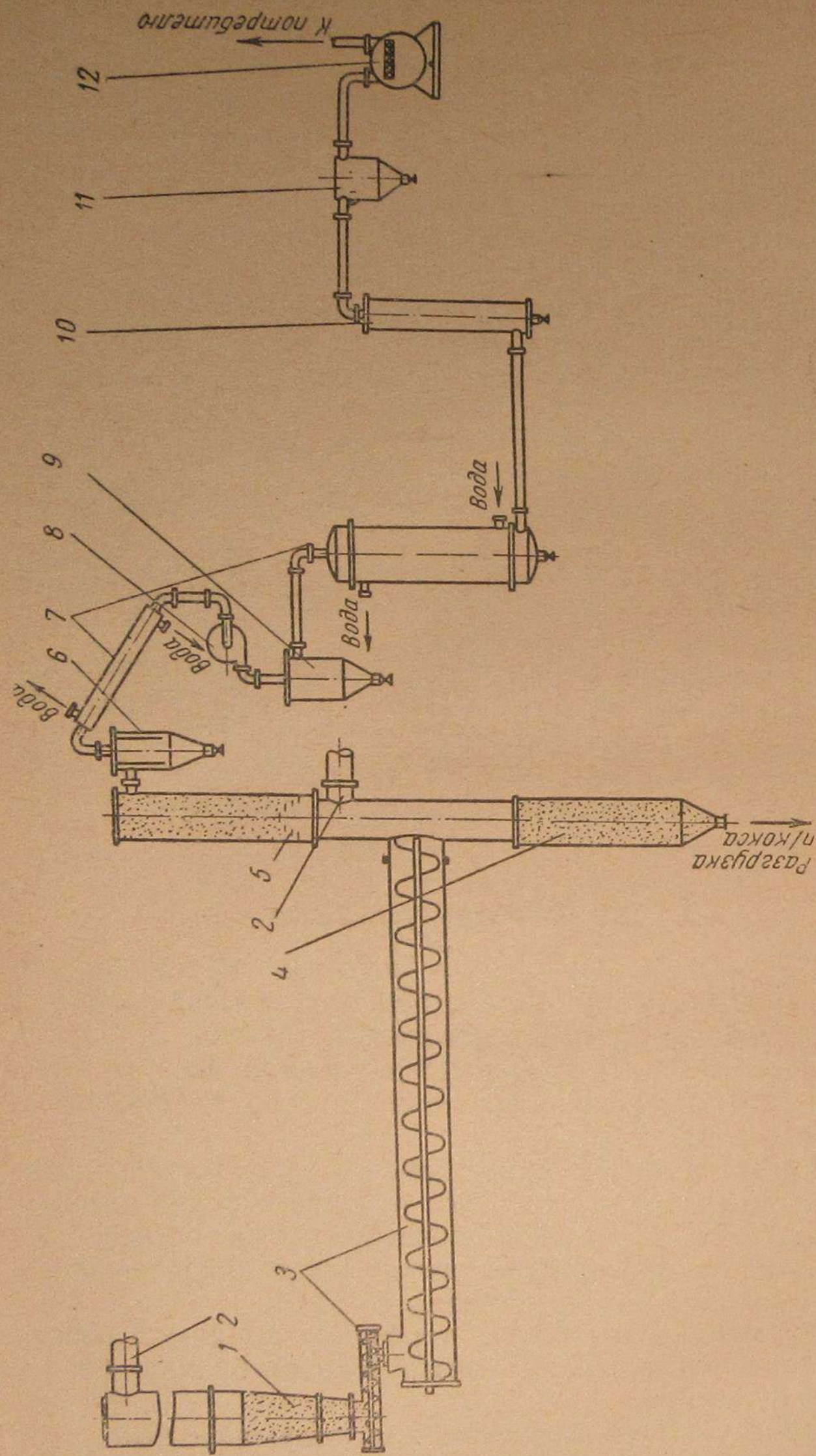


Рис. 1. Технологическая схема получения бытового газа в крупнолабораторной установке.

1 — загрузочный бункер; 2 — взрывной клапан; 3 — шнек; 4 — бункер полукокса; 5 — крекер; 6 — сборник фусов; 7 — холодильник; 8 — вентилятор; 9 — сборник дегтя; 10 — адсорбер; 11 — каплеуловитель; 12 — счетчик.

шийся насадкой из торфяного полукокса. Пары дегтя и подсмольной воды, образовавшиеся в реторте, проходя через раскаленную коксовую насадку в крекере, разлагались в нем до газа и тем повышали его выход. Из крекера парогазовая смесь проходила через аппаратуру конденсационно-очистной системы 6—11, в которой происходило охлаждение парогазовой смеси с осаждением из нее коксовой пыли, дегтя, подсмольной воды и газового бензина.

Пройдя конденсационно-очистительную систему, газ через счетчик направлялся на выхлоп.

При испытании описанной установки в начале 1956 г. с продолжительностью отдельных непрерывных опытов 8—10 ч были получены следующие показатели:

1. Часовой расход фрезерного торфа с влажностью 18—22% — 17—18 кг.

2. Максимальная температура в реторте: в начале 420—440° С, в середине 550—570° С, на выходе 720—750° С.

3. Максимальное давление в системе (перед счетчиками) 180—220 мм вод. ст.

4. Выходы продуктов:

А. При крекинге парогазовой смеси на коксовой насадке, нагретой до 700—720° С:

а) горючего газа с высшей теплотой сгорания 3 000—3 500 ккал/нм³—600—800 нм³/т сухого торфа;

б) дегтя — следы;

в) полукокса — 35—38% сухого торфа;

г) подсмольной воды — 19—20% исходного торфа.

Б. При работе без коксовой насадки в крекере и без его нагрева:

а) газа с высшей теплотой сгорания 4 000—4 500 ккал/нм³ — 470—530 нм³/т сухого торфа;

б) дегтя — 3—3,5% сухого торфа;

в) полукокса — 38—42% сухого торфа

г) подсмольной воды — 28—30% исходного торфа.

II. Полузаводская установка

В связи с получением на крупнолабораторной установке положительных результатов было принято решение о проектировании и сооружении аналогичной установки, но уже с пропускной способностью 60—80 кг торфа в час и обогревом реторт дымовыми газами, получаемыми при сжигании выгружаемого из реторт полукокса (взамен электрообогрева).

Конструкторским бюро филиала ВНИИТП совместно

с Московской лабораторией ВНИИТП был выполнен проект опытной установки для получения высококалорийного газа из фрезерного торфа, и во второй половине 1956 г. приступили к изготовлению оборудования и монтажу установки.

Предусматривалось, что первоначально установка будет обогреваться не полукоксом, а фрезерным торфом. Переход на сжигание полукокса должен был произойти после предварительных испытаний установки при работе топки на фрезерном торфе.

В марте 1957 г. монтаж опытной установки был закончен и началось налаживание ее работы.

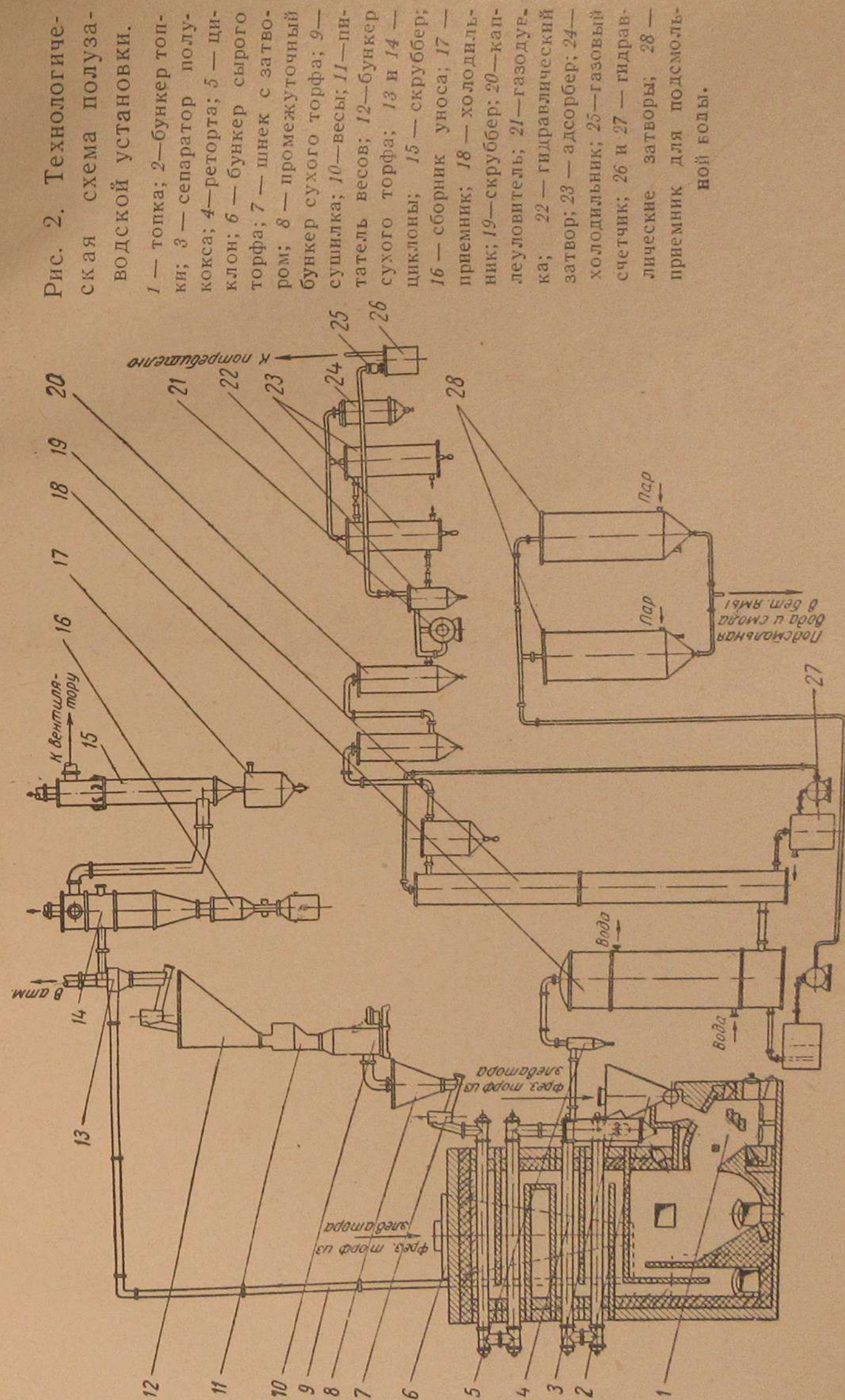
Устройство и принцип действия установки в этот период были следующими (рис. 2): подсушенный торф из бункера 12 самотеком поступал в тарельчатый питатель весов 11 с автоматическим регулятором подачи 10, откуда он шнеком 7 через запорное устройство подавался в первую верхнюю реторту. Всего реторт 4 в установке четыре, и все они последовательно соединены тройниками (рис. 3). Реторты представляют собой чугунные трубы диаметром 200 и длиной 4 800 мм, внутри которых вращаются шнеки (рис. 4).

Торф при помощи шнеков проходит последовательно все четыре реторты, в которых происходят коксование торфа, пиролиз смолы и частичное разложение воды с образованием водяного газа. Получившаяся в ретортах парогазовая смесь и полукокк из четвертой (нижней) реторты поступают по трубе в нижнюю часть сепаратора 3.

Отсюда полукокк сыпается в приемный бачок, а парогазовая смесь направляется по трубопроводу в газоочистную конденсационную систему. Последняя состоит из циклона системы Давидсона 5, холодильника 18, скруббера 19, полого каплеуловителя, двух каплеуловителей 20, заполненных железными стружками, вентилятора 21 для отсоса газа из установки, двух адсорберов 23 для улавливания газового бензина, газовых счетчиков 25 и отстойников дегтя и подсмольной воды 28, предусмотренных на случай получения дегтя в отдельных опытах.

Обогрев реторт осуществляется дымовыми газами, получаемыми в топке 1 от сжигания в ней фрезерного торфа, подаваемого в топку из бункера 2 барабанным питателем.

Дымовые газы из топки проходят по обогревательным каналам печи (рис. 5), нагревают реторты по принципу противотока, и по выходе из последнего (верхнего) кана-



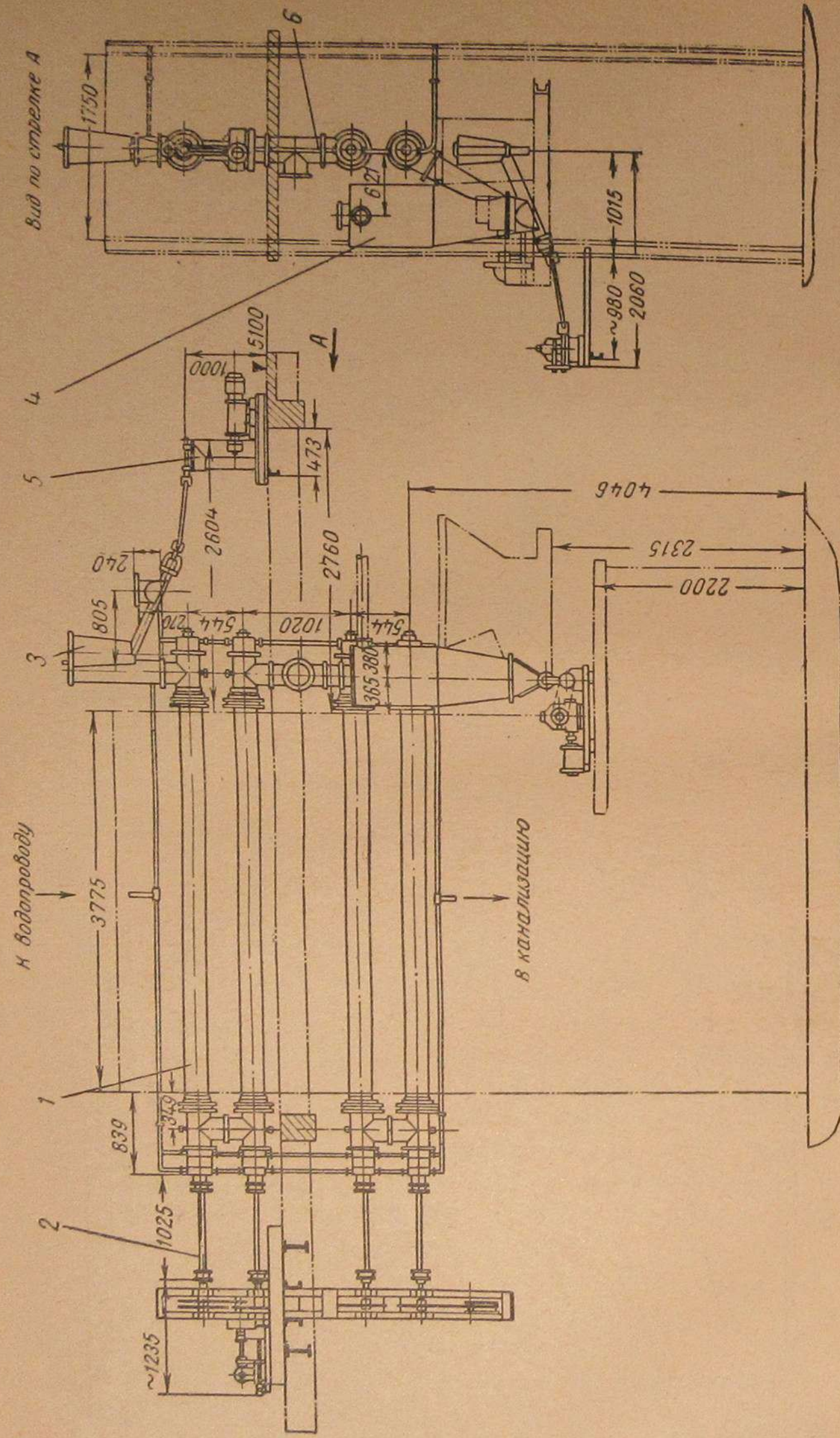


Рис. 3. Система реторт.

1 — реторта; 2 — привод шнеков; 3 — затвор; 4 — сепаратор; 5 — привод питателя; 6 — тройник.

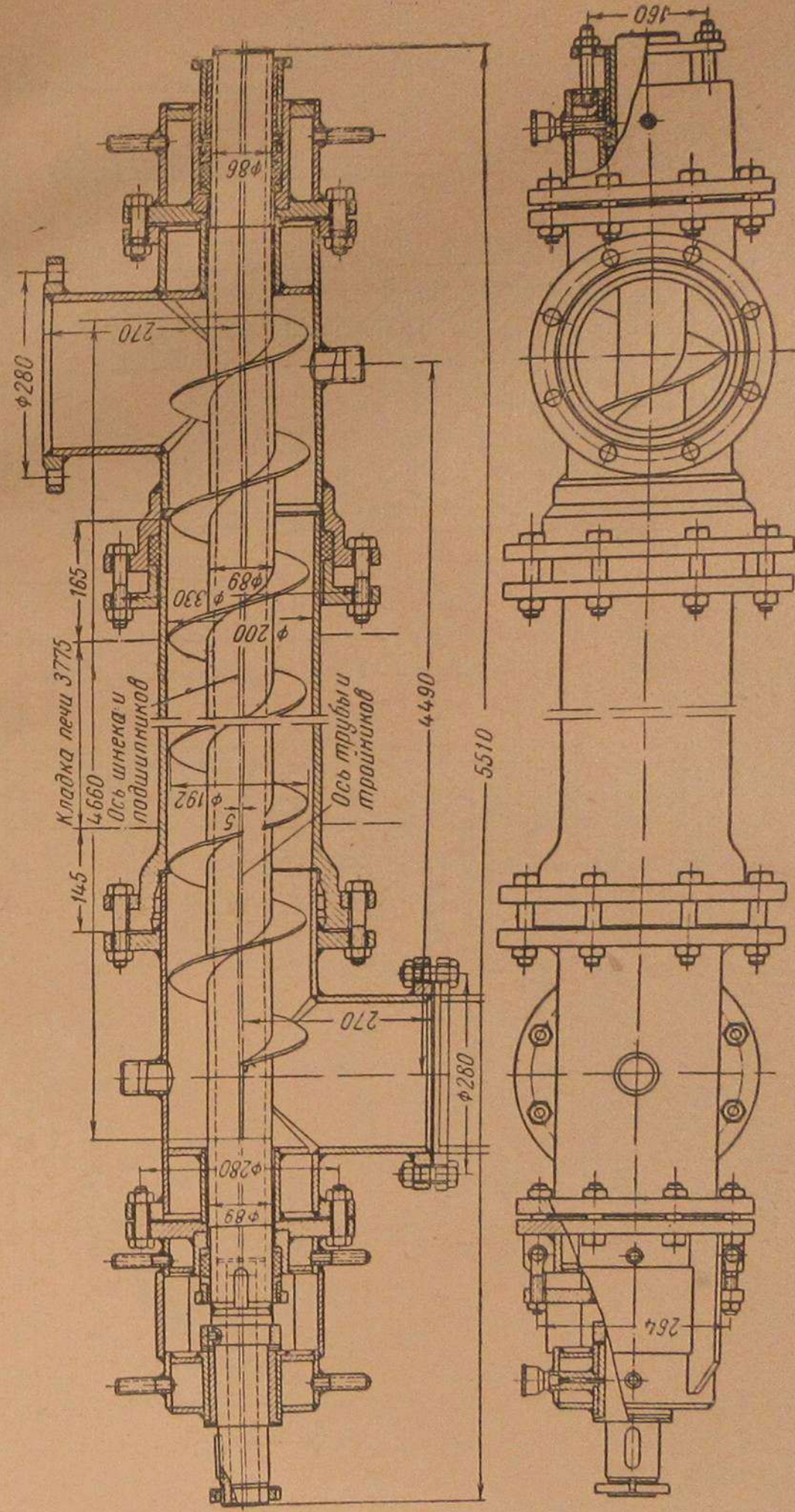


Рис. 4. Разрез реторты.

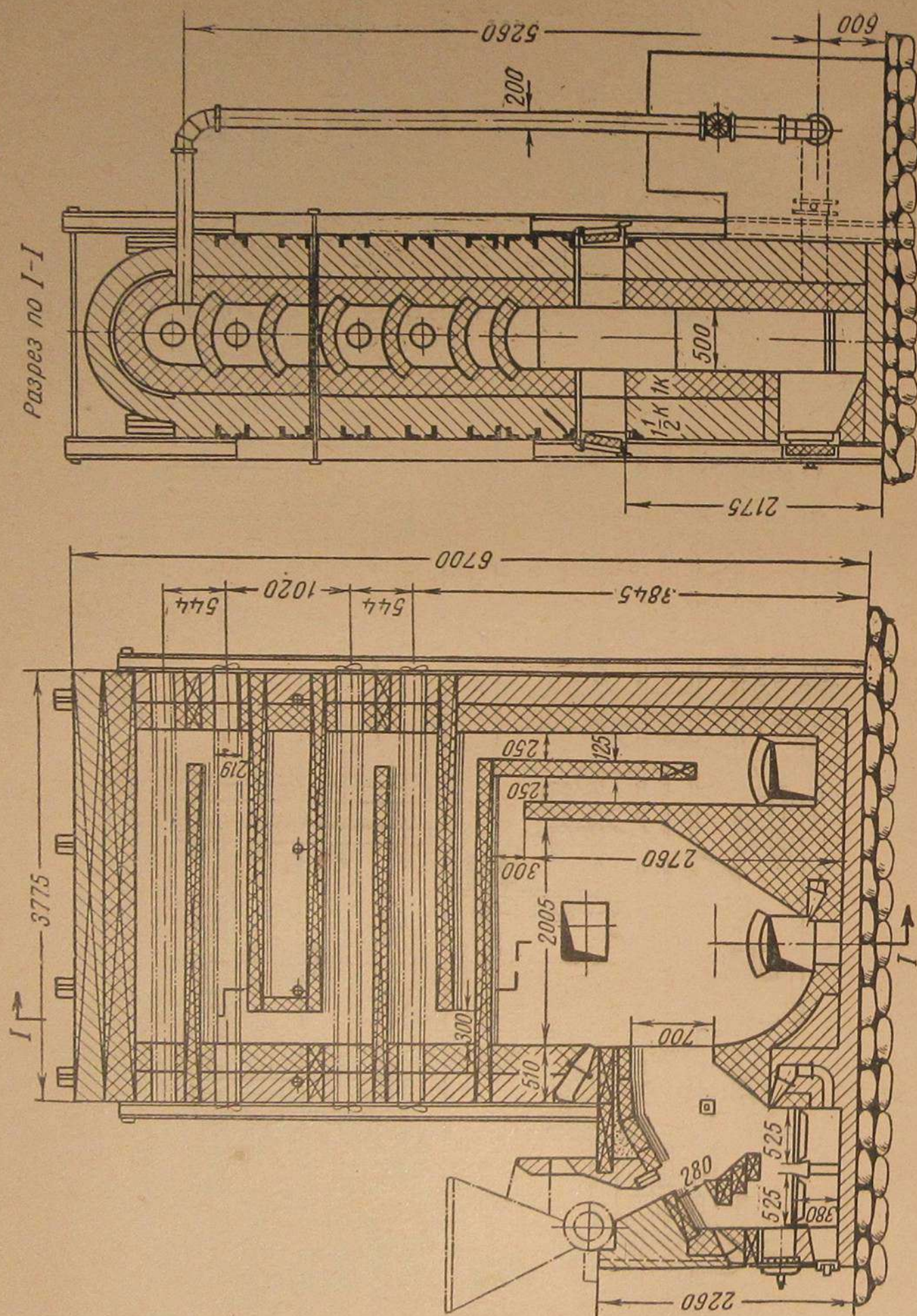


Рис. 5. Кладка.

ла печи поступают в трубу—сушилку, в которой подсушивают торф для реторт до влажности 5—10%. Отсос газов осуществляется вентилятором производительностью 1040 м³/ч. Двигатель мощностью 3,5 квт, 3000 об/мин. Подача воздуха в топку установки производится вентилятором ВВД № 4 (мощность двигателя 4,5 квт с 1440 об/мин).

Для сброса парогазовой смеси из реторт в атмосферу, минуя конденсационную систему, в крышке сепаратора была установлена запасная выхлопная труба диаметром 200 мм.

Эта труба предназначалась для сброса парогазовой смеси в атмосферу в случае закупорки конденсационной системы и в начале работы установки, когда реторты еще не успевают нагреться до температуры, обеспечивающей пиролиз дегтя.

В процессе наладки отдельные узлы установки подвергались переделкам. В частности, для улавливания пыли из газа был поставлен второй циклон и оба циклона были помещены в кожухи, через которые просасывалась часть дымового газа из топки.

Это мероприятие было вызвано тем, что в циклонах происходила конденсация водяных паров и увлажненный полукокс из них не сыпался. Между циклонами и холодильником был поставлен стояк, орошаемый водой. В связи с неудовлетворительной работой автоматических весов для взвешивания сушенки между циклоном сушилки и бункером сушенки были поставлены десятичные весы. Автоматические же весы работали только как дозатор.

III. Экспериментальные данные

К весне 1958 г. установка стала вполне работоспособной и на ней был проведен опыт непрерывной работы в течение 12 суток.

В опыте применялся пневмоторф, поступающий на установку с влажностью 40—44% и зольностью 10,7—12,5%. Торф отсеивался через грохот с ячейками в 12 мм. Рассев торфа дал следующие результаты (см. табл. на стр. 100).

Из приведенных данных видно, что торф содержал много очень мелких фракций, количество которых после сушки значительно увеличилось. В процессе сушки происходило некоторое увеличение зольности торфа за счет уноса золы из топки. Зольность сушенки оказывалась на 1,0—2,4% выше зольности сырого торфа.

Диаметр отверстия сита, мм	Остаток на сите, %	Диаметр отверстия сита, мм	Остаток на сите, %
3,3	9,8	0,25	6,6
1,7	11,7	0,15	5,4
0,85	14,4	0,125	5,4
0,6	7,5	0,075	8,4
0,42	7,0	0,053	3,4
0,3	7,0	Просев	11,3
		Потери	2,0

В течение опыта установка работала на четырех режимах, характеристика которых приведена в табл. 1.

Таблица 1

Режимы работы установки

Наименование показателей	Единица измерения	Режимы работы установки			
		1	2	3	4
Расход торфа	кг/ч	77,6	61,4	97,2	92,0
Влажность торфа	%	7,5	7,0	7,1	6,5
Зольность	%	10,7	14,9	11,7	11,9
Продолжительность работы	ч	64,5	31,25	107,25	69,5
Температура в обогревающих каналах:					
вход в нижний канал	°С	908	950	944	997
вход во II канал	°С	703	704	736	846
» в III канал	°С	722	736	775	848
» » верхний канал	°С	588	603	611	688
выход из верхнего канала	°С	385	580	586	652
Температура в ретортах:					
выход из верхней реторты	°С	184	180	133	203
выход из II реторты	°С	429	475	419	581
» » III »	°С	534	529	550	618
выход из нижней реторты	°С	621	625	631	682
Давление на выходе из нижней реторты	мм вод. ст.		120—190		100—200

Рассев сушенки, применявшейся в отдельных опытах, дал следующие результаты (табл. 2).

Таблица 2

Ситовой анализ сушенки

Диаметр отверстия сита, мм	Режимы работы установки			
	1	2	3	4
	Остаток на сите, %			
3,3	2,0—2,2	1,4—3,2	1,3—3,0	2,2—3,5
1,7	4,8—5,3	4,5—4,7	3,3—5,0	6,3—6,7
0,85	7,2—8,7	6,3—8,0	5,8—9,0	9,0—9,5
0,6	5,7—6,2	4,5—5,8	3,8—6,7	6,0—6,0
0,42	7,5—7,6	6,5—7,4	4,9—8,7	7,5—7,5
0,3	9,0—9,1	8,8—9,0	6,2—10,1	9,5—8,7
0,25	10,9—9,1	11,4—9,5	6,7—10,4	10,0—9,7
0,15	9,5—7,9	8,9—7,8	5,7—8,2	8,0—8,0
0,125	9,6—6,7	10,0—7,2	5,7—7,0	7,5—9,0
0,075	9,8—9,1	11,8—9,5	8,5—9,5	10,5—10,2
0,053	3,3—1,0	7,3—6,6	14,6—7,0	6,0—6,0
Просев	18,3—26,3	16,7—21,3	32,5—15,3	16,5—14,3
Потери	2,6—0,8	1,9—0	1,0—0,3	1,0—0,9

Элементарный состав горючей массы торфа (средняя проба): C^r —61,09%, H^r —5,95%, N^r —2,3%, $O^r + S^r$ —30,66%, Q_g^r —5 611 ккал/кг.

Выходы продуктов, отнесенные к сухому веществу торфа, загруженного в реторты, следующие (табл. 3).

Таблица 3

Выходы продуктов

Наименование показателей	Режимы рабочей установки			
	1	2	3	4
Полукокс, %	40,6	43,0	41,8	40,6
Газ, $нм^3/кг$	0,323	0,388	0,303	0,410
» %	35,8	38,0	33,6	41,0
Фусы, %	2,1	1,4	0,8	0,9
Деготь, %	4,3	5,4	3,1	3,3

В табл. 4 приведен средний состав газа.

Об изменении состава газа вдоль реторт дают представление анализы проб газа, отработанных из отдельных

Средний состав газа

Таблица 4

Наименование показателей	Режимы работы установки			
	1	2	3	4
CO ₂	31,1	25,3	30,7	23,7
C _m H _n	8,4	6,2	8,6	6,9
CO	16,0	18,2	16,1	18,8
CH ₄	14,5	13,0	15,4	16,7
H ₂	29,1	36,7	28,7	32,9
N ₂	0,9	0,6	0,5	1,0
Q ^B (по Юнкерсу)	4 050	4 400	4 840	4 515

Таблица 5

Изменение состава газа вдоль реторт

Место отбора пробы	Выход из II реторты	Выход из III реторты	Выход из IV реторты	Выход из IV реторты средняя проба за смену)
Температура газа, °C	520	610	670	690
Температура в обогревательном канале, °C	840	840	1 012	1 005
CO ₂	40,8	30,0	21,1	22,8
C ₂ H ₄	3,3	4,7	3,1	3,5
C ₃ H ₆	2,3	3,8	2,1	2,4
C ₄ H ₈	1,3	1,2	—	—
O ₂	0,3	0,9	0,5	0,3
CO	14,5	11,6	18,7	18,3
H ₂	20,4	27,7	35,1	32,2
CH ₄	8,7	8,6	10,8	13,8
C ₂ H ₆	2,6	2,8	2,3	1,6
C ₃ H ₈	0,7	2,2	—	—
C ₄ H ₁₀	1,1	0,9	1,4	1,3
N ₂	4,0	5,6	4,9	3,8
Q ^B	4 300	5 175	4 315	4 630
Q _H	3 655	4 735	4 010	4 160

реторт при работе на режиме 4 (табл. 5). Анализы были выполнены ЭНИН АН СССР.

Первые три столбца относятся к пробам, одновременно отобраным из трех точек, а четвертый характеризует среднюю сменную пробу газа.

В связи с наличием в торфе, поступавшем в реторты большого количества мелких фракций, много полукокса

выносилось из реторт газом и выделялось из него в системе газоочистки. Это видно из табл. 6, показывающей распределение полукокса по отдельным точкам системы в процентах от общего количества полукокса.

Таблица 6

Распределение кокса

Наименование показателей	Режимы работы установки			
	1	2	3	4
Количество кокса, выпадавшего из реторт, %	66,4	67,6	60,0	55,8
То же в I циклоне, %	29,1	25,7	37,0	44,0
То же во II циклоне, %	4,5	6,7	3,0	0,2

От 35 до 45% полукокса выносилось газом; таким образом, газ, поступавший в систему газоочистки, был чрезвычайно запылен, что создавало весьма тяжелые условия для работы последней.

Рассев образцов полукокса показал следующие колебания в гранулометрическом составе полукокса (табл. 7).

Полукоксы из реторты и из первого циклона не содержали влаги, но во втором циклоне уже начиналась конденсация.

Влажность полукокса из второго циклона при 1 режиме была 1,2%. Помимо влаги конденсировался частично и деготь, что приводило к слипанию частиц полукокса. Этим и объясняется наличие в этом полукоксе крупных частиц. При режимах 2 и 3 конденсация во втором циклоне была более значительна, влажность полукокса — 7,1—12,1%, что не позволило произвести рассев.

По своему составу полукоксы, выделявшийся в различных точках системы, был различен, как показывает табл. 8.

Из данных табл. 8 видно, что полукоксы, выпадавшие из реторт, обладали очень большой зольностью. Это обусловлено обогащением его летучей золой, попадавшей из топки в сушилку. Содержание летучих в нем невелико.

Полукоксы, оседавшие в циклонах, особенно во втором, были хуже прококсованы. Это указывает на то, что мелкие фракции торфа быстро проносятся газом по ретортам и не успевают прококсоваться.

Элементарный состав и теплота сгорания горючей массы суммарного полукокса приводится в табл. 9.

Таблица 7

Ситовой анализ полукокса

Диаметр отверстия сита, мм	Режимы работы установок			
	1	2	3	4

Полукокс из реторты

Диаметр отверстия сита, мм	1	2	3	4
3,3	0,2—0,6	0,2—0,9	0,0—0,5	2,0—0,5
1,7	0,8—2,1	0,7—1,2	0,9—0,9	1,5—1,0
0,85	1,5—5,6	0,9—2,0	1,8—2,1	3,5—2,7
0,6	1,4—4,5	1,0—2,0	1,7—2,3	3,0—2,7
0,42	2,4—5,1	2,7—3,6	3,0—4,6	4,2—4,0
0,3	5,0—9,0	6,2—6,3	5,7—7,7	6,3—7,0
0,25	7,9—12,7	10,5—10,3	9,7—11,4	9,0—10,5
0,15	9,3—13,2	12,5—11,4	12,5—13,7	11,0—13,0
0,125	9,0—10,7	10,7—10,2	11,8—12,5	10,0—11,5
0,075	14,7—13,9	16,6—16,0	16,7—17,5	16,0—16,5
0,053	0,8—0,2	8,8—8,5	7,7—8,7	8,0—6,5
Просев	47,0—22,4	29,2—27,6	28,5—17,7	25,0—23,0
Потери	—	—	— —0,4	0,5—1,1

Полукокс из первого циклона

Диаметр отверстия сита, мм	1	2	3	4
3,3	0,0—0,0	0,0—0,1	0,0—0,5	0,0—2,0
1,7	0,1—0,0	0,1—0,1	0,0—1,5	0,0—1,5
0,85	0,3—0,1	0,4—0,1	0,0—2,2	0,5—3,5
0,6	0,7—0,8	1,0—0,1	0,2—2,3	1,0—3,0
0,42	1,5—1,7	2,2—0,5	0,3—4,0	1,7—4,2
0,3	2,1—2,5	3,0—1,1	1,3—7,0	3,0—6,3
0,25	2,6—3,2	3,7—1,8	2,5—11,4	4,0—9,0
0,15	2,6—3,5	4,3—2,3	3,2—12,9	4,5—11,0
0,125	3,0—3,7	3,9—2,6	4,2—11,2	4,5—10,0
0,075	6,5—6,6	6,8—6,3	8,0—16,0	8,0—16,0
0,053	2,7—4,0	0,9—31,4	6,5—6,7	7,5—8,0
Просев	77,1—73,7	72,8—53,6	73,6—23,8	65,0—25,0
Потери	0,8—0,2	0,9— —	0,2—0,5	0,3—0,5

Полукокс из второго циклона

Диаметр отверстия сита, мм	1	2	3	4
3,3	0,2	—	—	—
1,7	0,5	—	—	—
0,85	0,7	—	—	—
0,6	0,4	—	—	—
0,42	0,8	—	—	—
0,3	1,2	—	—	—
0,25	1,7	—	—	—
0,15	1,8	—	—	—
0,125	2,0	—	—	—
0,075	5,4	—	—	—
0,053	37,7	—	—	—
Просев	46,8	—	—	—
Потери	0,8	—	—	—

Состав полукокса

Таблица 8

Наименование показателей	Режимы работы установок			
	1	2	3	4

Полукокс из реторты

Зола, %	41,2	47,1	42,4	43,1
Летучие, %	5,44	4,02	6,43	5,49

Полукокс из первого циклона

Зола, %	20,9	20,4	23,0	25,3
Летучие, %	10,60	9,64	13,03	9,85

Полукокс из второго циклона

Зола, %	16,2	17,7	16,9	—
Летучие, %	17,84	15,88	23,11	—

Суммарный полукокс

Зола, %	34,1	38,2	34,4	35,2
Летучие, %	7,55	6,26	9,34	7,40

Таблица 9

Элементарный состав полукокса

Режимы работы установок	СГ, %	НГ, %	НГ, %	(S+O)Г, %	Q _В ^Г , ккал/кг
1	85,74	2,59	2,71	9,96	7 110
2	88,05	2,68	2,30	6,67	7 175
3	86,16	2,85	2,42	8,57	6 910
4	90,10	3,19	2,40	4,31	7 695

Полукокс отличался чрезвычайно высокой пирофорностью. Даже после полного охлаждения в закрытом сосуде он, попав на воздух, загорался.

Циклоны не обеспечивали полной очистки газа от полукоксевой пыли и часть ее выпадала вместе с дегтем в системе газоочистки.

Фусы, выпадавшие в стоянке, содержали около: 10% воды, 42% пыли и 48% дегтя. Деготь, выделявшийся в холодильнике, содержал 26% воды и около 7% пыли. Деготь из скруббера содержал воды 46,5% и пыли 1,8%.

В газодувке выделялся деготь, содержащий 2,9% воды и 0,9% пыли. Таким образом, деготь оказывался сильно запыленным.

Деготь, выделявшийся в холодильнике, имел следующую шкалу кипения: до 105°—15% (объемных), до 180°—18%, до 205°—21%, до 225°—30%, до 280°—46% и до 300°—54%. Содержание фенолов в перегнанных маслах было равно 29% (объемных).

Подсмольная вода из скруббера содержала 0,64% аммиака, 1,26% уксусной кислоты и 0,87% суммарных фенолов.

Как видно из приведенных данных, в двенадцатисуточном опыте не были достигнуты проектные показатели по температуре газа (680—700°С вместо 750—780°С), в результате выход газа получился ниже, а выход дегтя выше, чем в опытах на крупно-лабораторной установке. Прочие показатели, в том числе производительность установки и теплота сгорания газа были доведены в этом опыте до проектных.

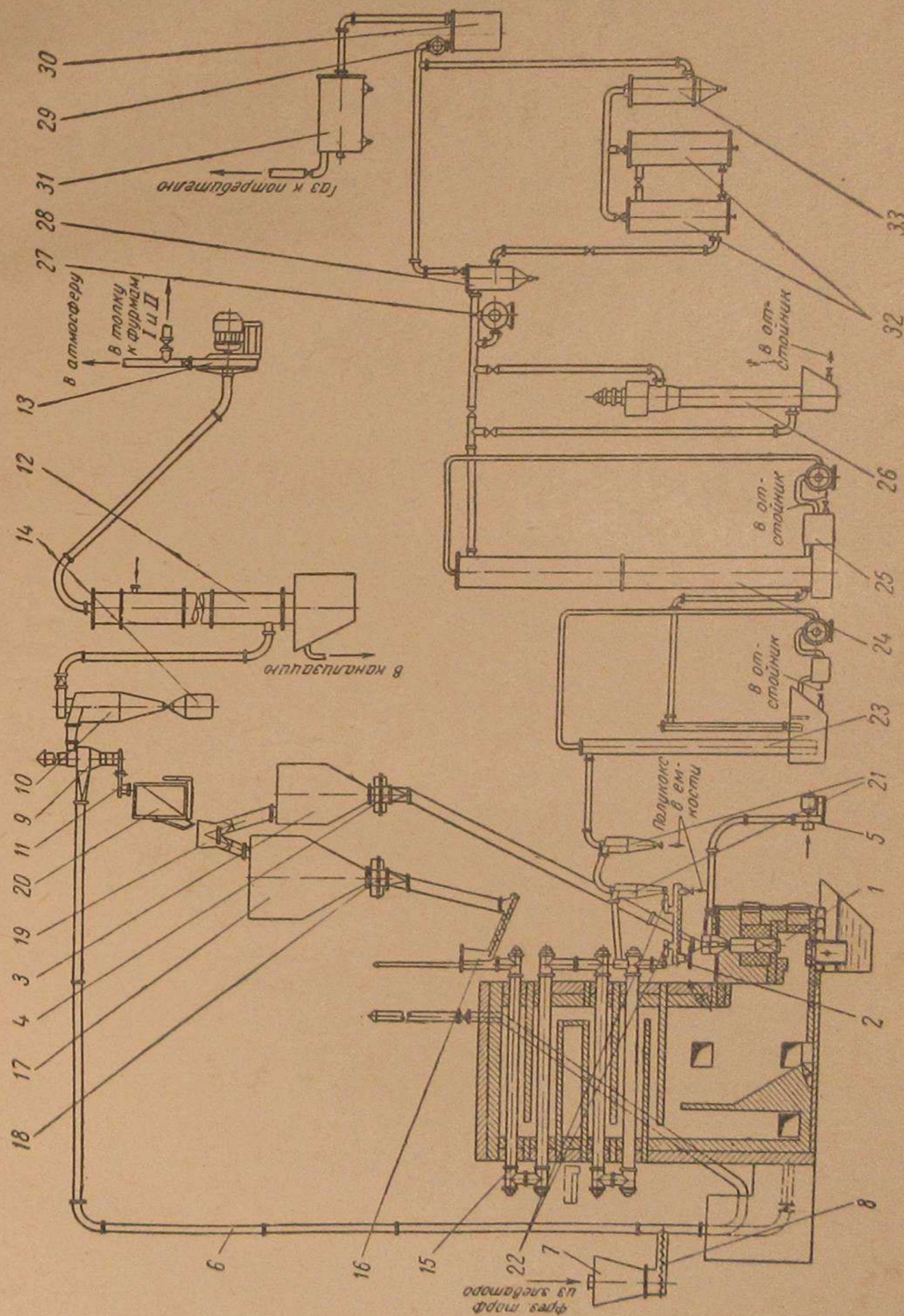
Для обогрева реторт в топке сжигался фрезерный торф, расход которого был значителен. Вместе с тем полукоксы никак не использовались. Отмеченная выше пирофорность полукокса лишает возможности его транспорта и хранения и заставляет использовать его на месте. В связи с этим по окончании опыта было приступлено к переоборудованию установки, основной целью которого было приспособление ее для сжигания полукокса.

Существовавшая на установке топка, приспособленная к сжиганию влажного фрезерного торфа, не могла быть использована для сжигания полукокса, ее пришлось реконструировать. Камера воспламенения заменена топкой со слоевой огнеупорной насадкой системы ЭНИН АН СССР. Топка работает с жидким шлакоудалением. Для грануляции шлака под ней устроена водяная ванна. В топку будет поступать полукоксы, выпадающие из реторт и из первого циклона. Последние снабжены специальными затворами, из которых полукоксы сыплются в шнек, подающий его через затвор в горелку топки (рис. 6).

Внесены также изменения и в тракт сушки, обусловленные необходимостью подачи сушки в топку в тех случаях, когда полукокса будет недостаточно для обогрева печи.

Сушенка из циклона через затвор подается в бункер, расположенный на весах, и оттуда отводится или в бункер

Рис. 6. Технологическая схема установки.



для питания реторт, или в бункер топки. Оба бункера снабжены питателями. Автоматические весы удалены.

Нижняя чугунная реторта заменена на реторту из жароупорной трубы.

Реконструкции подверглась и система газоочистки: был удален трубчатый холодильник и после скруббера поставлен электрофильтр для улавливания тумана.

УЛАВЛИВАНИЕ УКСУСНОЙ КИСЛОТЫ, АММИАКА И ФЕНОЛОВ В ПРОЦЕССЕ ГАЗИФИКАЦИИ И КОКСОВАНИЯ ФРЕЗЕРНОГО ТОРФА

I. Целевое назначение работы

В процессе термического разложения фрезерного и кускового торфа, в том числе при их газификации и коксовании, помимо горючего газа и дегтя, получают значительные количества так называемых подсмольных вод. Выход этих вод колеблется в пределах 30—60% в пересчете на абсолютно сухой торф и зависит от вида последнего, степени его разложения, влажности и условий процесса термической переработки. Согласно результатам аналитических исследований в подсмольных водах, получаемых при коксовании и газификации торфа, растворены летучие карбоновые кислоты (в основном уксусная), их аммонийные соли и фенолы в концентрациях 5—25 г/л. Благодаря присутствию этих соединений в торфяных подсмольных водах последние приобретают токсичные свойства и отравляют водоемы, в которые спускаются.

По указанной причине перед сбросом подсмольных вод торфяных газогенераторных станций в водоемы общего пользования необходимы их обезвреживание и очистка от растворенных в них токсичных соединений. Это требование, помимо санитарно-гигиенического значения, открывает широкие перспективы и для производства уксусной кислоты, фенолов и аммиака из отходов газификации и коксования торфа—торфяных подсмольных вод. К сожалению, из-за отсутствия эффективных и промышленно освоенных способов обезвреживания торфяных подсмольных вод их очистка от токсичных соединений на существующих газогенераторных станциях в настоящее время не производится. Отмеченное обстоятельство и тот вред, который приносит сброс необезвреженных подсмольных вод в водоемы общего пользова-

ния, побудили авторов настоящей статьи проверить на крупнолабораторной установке показатели очистки торфяных подсмольных вод от токсичных соединений в паровой фазе по способу ЦНИЛХИ, разработанному в 1935 г. А. А. Деревягиным.

II. Принципиальные соображения о целесообразности применения способа ЦНИЛХИ для обезвреживания торфяных подсмольных вод

В отличие от древесной «жижки» в торфяной подсмольной воде уксусная кислота в основном находится в связанном состоянии в виде уксуснокислого аммония.

Отмеченное обстоятельство исключает возможность извлечения свободной уксусной кислоты из торфяных подсмольных вод органическими растворителями, в которых уксуснокислый аммоний практически не растворяется.

Не представляется возможным получать уксусную кислоту из торфяной подсмольной воды и в виде аммонийных солей путем ее упаривания и последующего выделения кристаллического уксуснокислого аммония из концентрированного раствора. Этот способ, несмотря на содержание в торфяной подсмольной воде готового уксуснокислого аммония, практически неосуществим, поскольку последний в процессе упаривания подсмольной воды в значительной мере разлагается, в результате чего вместе с водяными парами отгоняется и теряется часть аммиака и уксусной кислоты.

По аналогии с методом получения черного древесного порошка Инсторфом в 1937—1938 гг. был проверен способ получения уксуснокальциевой соли путем нейтрализации торфяных подсмольных вод известью и последующего упаривания получаемого при этом раствора.

Проверка показала, что благодаря низкой концентрации уксусной кислоты, обычно не превышающей 1—2%, раствор уксуснокальциевой соли получается также сильно разбавленным, и потому расход тепла на его упаривание экономически себя не окупает.

Как установлено работами Инсторфа, низкая концентрация уксусной кислоты в торфяной подсмольной воде обуславливается двумя причинами:

а) пониженными против древесины фактическим выходом уксусной кислоты из торфа (0,8—1,3 вместо 2,8—3,8%);

б) повышенной влажностью торфа, применяемого для газификации и коксования, по сравнению с влажностью древесины, употребляемой для тех же целей (40—50% влаги в торфе против 20—25% в древесине).

Исходя из приведенных данных, очевидно, что рентабельное извлечение уксусной кислоты из торфяных подсмольных вод в виде уксуснокальциевой соли может быть достигнуто только в паровой фазе, т. е. путем нейтрализации известью в паровой фазе продуктов термического разложения торфа при температуре выше точки росы воды.

При этих условиях при прососе очищенной в электрофилт্রে от дегтя парогазовой смеси через насадочные скрубберы, орошаемые раствором известковых солей, уксусная кислота теоретически должна полностью связываться окисью кальция вне зависимости от ее концентрации в парогазовой смеси [Л. 1 и 2].

Кроме того, если нейтрализацию уксусной кислоты в парогазовой фазе производить при температуре выше точки росы воды, то последняя должна проходить через скрубберы в парообразном состоянии, не конденсируясь в них, а следовательно, и не разбавляя раствора уксуснокальциевой соли, получаемого в скрубберах.

Отсюда предоставляется возможным получать в скрубберах раствор уксуснокислого кальция с конечной концентрацией уксусной кислоты 10—15%, что в свою очередь обуславливает окупаемость расхода тепла на упаривание растворов уксуснокислого кальция и сводит на нет вредное значение для экономики производства повышенной влажности торфа.

Выбор раствора уксуснокислого кальция в качестве эффективного реагента для улавливания уксусной кислоты из парогазовой смеси был сделан на основании опыта работы лесохимических заводов и соответствующей рекомендации научных работников ЦНИЛХИ. Так, по данным проф. Деревягина и канд. техн. наук Чалова раствор уксуснокислого кальция активно реагирует с уксусной кислотой с образованием кислой кальциевой соли. При этом особенно эффективное поглощение уксусной кислоты из парогазовой смеси достигается в случае орошения скрубберов слабокислым раствором ацетата (кислотность раствора в пределах 0,1—0,25%). По указанию Чалова кислая среда раствора способствует менее интенсивному растворению и выпадению в нем смолистых веществ, в результате чего достигаются получение более чистых порошков и повышенное

содержание в них уксусной кислоты. При орошении скрубберов известковым молоком, щелочная среда которого способствует образованию нерастворимого комплекса смолистых примесей с окисью кальция, наблюдаются вспенивание раствора в скрубберах и снижение его активности по отношению к уксусной кислоте.

Исходя из отмеченных соображений и в то же время учитывая трудности применения кислых растворов уксуснокислого кальция в производственных условиях (из-за коррозии аппаратуры), Деревягин и Чалов рекомендуют орошать скрубберы нейтральным или слабощелочным раствором древесного порошка. В этом случае в солевом скруббере в первые же моменты соприкосновения газа с раствором порошка должна происходить нейтрализация избыточного гидрата окиси кальция, и в дальнейшем процесс извлечения кислоты из парогазовой смеси должен проходить при кислой реакции раствора.

Концентрация свободного гидрата окиси кальция в солевом растворе по Деревягину и Чалову не должна превышать 0,04%. При более высокой концентрации свободной щелочи в растворе скорость образования смолисто-известкового комплекса возрастает, а качество получаемых порошков падает.

Исходя из результатов многочисленных опытов по улавливанию уксусной кислоты из генераторного газа, Деревягин и Чалов установили также, что начальная концентрация уксусной кислоты в исходном солевом растворе не должна превышать 6—8%. При более высокой концентрации уксусной кислоты в растворе эффект улавливания уксусной кислоты из газа в скрубберах понижается за счет увеличения проскока кислоты через скруббер.

Как показал опыт эксплуатации газогенераторных станций, работающих на древесных отходах, при орошении скрубберов раствором уксуснокислого кальция в нем растворяется и задерживается не только уксусная кислота, но и основная масса фенолов, чем достигается значительный эффект очистки подсмольных вод от токсичных соединений.

Улавливание уксусной кислоты раствором древесного порошка нашло применение на газогенераторных станциях, работающих на древесном топливе, и вполне зарекомендовало себя как эффективный и рентабельный способ извлечения уксусной кислоты из генераторного газа.

III. Экспериментальная часть

А. ИЗВЛЕЧЕНИЕ УКСУСНОЙ КИСЛОТЫ ИЗ ПРОДУКТОВ ПОЛУКОКСОВАНИЯ ФРЕЗЕРНОГО ТОРФА

В качестве сырья для полукоксования применялся фрезерный торф со степенью разложения 35—40%, добытый в сезон 1947 г. на опытном фрезерном участке ТОС.

Геоботанический состав торфа был следующим:

Sph. medium	55%
" fuscum	ед.
" parvifolium	15%
Пушица	15%
Кора и древесина сосны, корешки кустарничков	15%

При коксовании заготовленных образцов торфа с влажностью 15—20% в алюминиевой реторте с электрофильтром были получены следующие показатели:

1. Выход подсмольной воды в пересчете на абсолютно сухой торф 30—35%.

2. Концентрация уксусной кислоты в подсмольной воде 2,5—3%.

3. Концентрация фенолов в подсмольной воде 1,6—2,2%, в том числе:

а) фенолов нелетучих с водяным паром 1,0—1,3%;

б) фенолов летучих с водяным паром 0,6—0,9%.

На основании приведенных данных были установлены следующие выходы уксусной кислоты и фенолов, растворенных в подсмольной воде (в пересчете на абсолютно сухой торф):

а) уксусная кислота 0,8—1,1%;

б) фенолов нелетучих 0,4—0,5%;

в) фенолов летучих 0,2—0,25%.

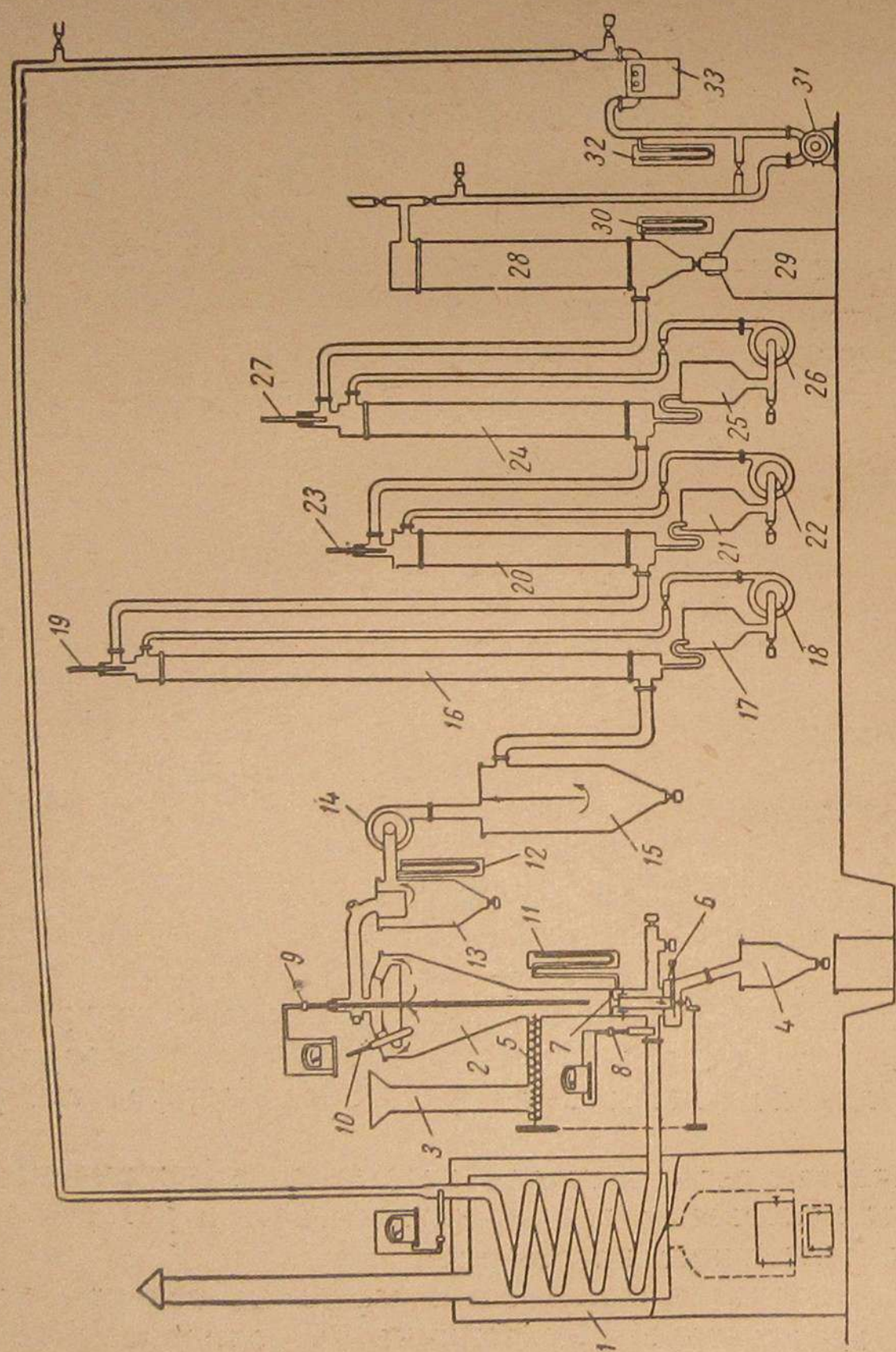
Опыты по улавливанию уксусной кислоты из продуктов швелования торфа проводились на крупнолабораторной установке для полукоксования фрезерного торфа (см. рисунок).

В качестве теплоносителя применялись неконденсируемые газы коксования торфа, нагнетаемые в реторту после их предварительного нагревания.

Отсос продуктов коксования торфа из реторты производился вентилятором Косточкина 14, одновременно частично выполнявшим функции каплеотбойника.

Схема установки для швелевания фрезерного торфа в кипящем слое.

1—печь для нагрева газа; 2—реторта; 3—бункер для торфа; 4—сборник для коксика; 5—шnek; 6—диск и нож для удаления коксика; 7—решетка; 8 и 9—термопара с гальванометром; 10—термометр; 11 и 12—манометр; 13—сборник для пыли; 14—вентилятор Косточкина; 15—сборник дегтя; 16, 20 и 24—скрубберы № 1—3; 17, 21 и 24—приемник для раствора; 18, 22 и 26—насос для раствора; 19, 23 и 27—термометр; 28—холодильник; 29—приемник подсмольной воды; 30 и 32—манометр; 31—газодувка; 33—газовые часы.



Из вентилятора парогазовая смесь с температурой 70—80° С просасывалась через три железных насадочных скруббера (диаметром 150 мм и высотой 1,2 м), орошаемые соевым раствором, 16, 20 и 24.

Для осуществления непрерывного орошения скрубберов соевым раствором под каждым скруббером имелись приемные бачки 17, 21 и 25, из которых центробежными насосами 18, 22 и 26 солевой раствор подавался в верхнюю часть скруббера и по выходе из него вновь самотеком сливался в приемный бак.

Из последнего скруббера парогазовая смесь просасывалась через трубчатый холодильник 28 для конденсации подсмольной воды.

Неконденсирующиеся газы коксования, пройдя холодильник и газовый счетчик 33, нагревались в теплообменнике 1 до 500—550° С и вновь нагнетались в реактор для коксования торфа 2. Функции отсоса газов из скрубберов и нагнетания их в теплообменник и реактор выполнялись ротационной газодувкой 31.

Улавливание уксусной кислоты в скрубберах установки осуществлялось по методу ЦНИЛХИ [Л. 1 и 2] слабощелочным раствором уксуснокислого кальция с концентрацией уксусной кислоты в нем 6—9%.

В целях рационального использования соевых растворов скрубберы включались в работу последовательно по следующей схеме: два первых скруббера 16 и 20 орошались свежеприготовленными растворами уксуснокислого кальция, а третий 24—раствором известкового молока.

Для предупреждения конденсации водяных паров в скрубберах температура поступающей в них парогазовой смеси, а также соевых растворов поддерживалась при помощи электрообогрева приемников 17, 21 и 25 и изоляции трубопроводов выше точки росы парогазовой смеси.

Продолжительность отдельных опытов в среднем колебалась в пределах 24—36 ч, после чего начинался новый опыт.

В целях сохранения нейтральной или слабощелочной реакции соевых растворов в приемниках, в последние непрерывно подавалось из мешалок известковое молоко в необходимом для этого количестве.

Во время проведения опытов соблюдался примерно следующий режим работы скрубберов:

а) Скорость парогазовой смеси при поступлении в первый скруббер 0,25 м/сек.

б) Температура парогазовой смеси и солевых растворов

№ скруббера	Температура, °С	
	парогазовой смеси	солевых растворов
Первый	80	60
Второй	60	55
Третий	55	45

в) Плотность орошения скрубберов солевым раствором

№ скрубберов	кг раствора на 1 м ² сечения скруббера, ч	м ³ раствора на 1 м ³ парогазовой смеси	м ³ раствора на 1 м ³ объема скруббера, ч
1	23 000	0,026	12
2	21 000	0,034	21
3	10 500	0,017	9

Максимальная нагрузка скрубберов в проведенных опытах не превышала 2 кг кислоты в парогазовой смеси на 1 кг кислоты в растворе, после чего солевой раствор частично обновлялся.

Иными словами, солевые растворы в скрубберах использовались без смены и обновления до тех пор, пока через скрубберы не проходило вместе с парогазовой смесью до 200% уксусной кислоты, считая на кислоту в свежем солевом растворе.

По подсмольной воде нагрузка на 1 кг солевого раствора составляла 5—6 кг.

В целях более интенсивного улавливания фенолов из парогазовой смеси в нескольких опытах вместо солевого раствора в первом скруббере применялось нейтральное торфяное масло, а второй и третий скрубберы орошались раствором уксуснокислого кальция.

В результате проведенных опытов были получены следующие показатели работы солевых скрубберов:

1. При нагрузке на 1 кг уксусной кислоты в солевом растворе до 2 кг кислоты в парогазовой смеси, 90—95% всей уксусной кислоты, прошедшей через скруббер с парогазовой смесью, задерживаются соевым раствором, в результате чего концентрация уксусной кислоты в подсмольной воде из холодильника снижается с 20—30 до 0,9—

1,0 г/л, а в соевом растворе первого скруббера она повышается с 60—80 до 120—160 г/л.

Значительный эффект работы скрубберов был достигнут в отношении улавливания фенолов, до 70—80% которых точно так же поглощалось из парогазовой смеси соевым раствором.

Концентрация фенолов в подсмольной воде из холодильника снижалась при этом с 12—15 до 2,6—2,7 г/л, в том числе по летучим фенолам с 6,6—7,0 до 1,5—2,0 г/л и по нелетучим с 5,0—5,5 до 0,8—0,9 г/л.

В свою очередь в соевых растворах скрубберов концентрация суммарных фенолов достигала 10—16 г/л в первом скруббере, 5—6 г/л—во втором и 1,5—2 г/л—в третьем.

Уловленные в скрубберах фенолы на 60—80% состояли из летучих фенолов и на 20—40% из нелетучих с водяным паром.

2. При орошении первого скруббера нейтральным торфяным маслом суммарный эффект улавливания фенолов в скрубберах в отдельных опытах доходил до 90—92%, причем концентрация фенолов в маслах достигала 4—5%, а уксусная кислота практически в масле не задерживалась.

Б. ОЧИСТКА РАСТВОРОВ УКСУСНОКИСЛОГО КАЛЬЦИЯ

Ввиду отсутствия в системе установки электрофилтра, соевые растворы уксуснокислого кальция, вытекающие из скрубберов, получались загрязненными смолистыми примесями и поэтому в дальнейшем подвергались очистке по следующей методике:

а) Часть раствора упаривалась до концентрации в нем уксуснокальциевой соли 20%, затем перемешивалась при температуре 70—80° С с 2,0—2,5% гашеной извести и по прошествии 30 мин отстаивания и отделения выпавшего шлама фильтровалась под вакуумом 150—200 мм рт. ст. через полотняный фильтр. После этого профильтрованный раствор упаривался досуха. Этот способ был предложен проф. А. А. Деревягиным и основан на способности окиси кальция образовывать со смолистыми примесями мылообразный комплекс, выпадающий при отстаивании в осадок, благодаря чему происходит осветление раствора.

б) Другая часть раствора без предварительного упаривания также обрабатывалась гашеной известью и после отделения осадка фильтрацией под вакуумом упаривалась досуха.

Этот способ, также предложенный Деревягиным для очистки древесных порошков, оказался менее эффективным, чем первый.

в) Третья часть раствора по предложению С. С. Стрелкова упаривалась досуха и затем нагревалась 30 мин при температуре порядка 200—225° С.

При этих условиях разложение уксуснокислого кальция еще не начинается, в то время как смолистые примеси частично разлагаются и обугливаются. В дальнейшем из прогретого порошка готовится концентрированный раствор уксуснокислого кальция, который после отделения углистых примесей методом фильтрации упаривается вновь досуха.

г) Четвертая часть раствора обрабатывалась активированным углем в количестве 5—10% угля от веса раствора.

Качественная характеристика „торфяного порошка“ уксуснокислого кальция

Способ получения очищенного торфяного порошка	Содержание солей уксусной кислоты в порошке в пересчете на безводный порошок уксуснокислого кальция, %	Цвет
Выпариванием исходного раствора уксусного кальция без очистки	66,8	Черный
Выпариванием исходного раствора, предварительно обработанного гашеной известью (2,5%) и затем профильтрованного	71,30	Светло-желтый
Выпариванием исходного профильтрованного раствора уксуснокислого кальция	68,8	Черный
Обработкой концентрированного раствора, гашеной известью (2,5%) с последующим фильтрованием и упариванием	79,30	Светло-желтый
Прокаливанием при 220° С черного торфяного порошка с последующим растворением его в воде, фильтрованием и вторичным выпариванием	72,50	„
Обработкой раствора активированным углем в количестве 10% веса раствора	88	Бело-снежный

д) Наконец, пятая порция раствора без всякой обработки упаривалась досуха и служила эталоном неочищенного «торфяного порошка» уксуснокислого кальция.

Результаты очистки растворов уксуснокислого кальция перечисленными методами приведены в таблице.

Данные таблицы показывают, что наиболее эффективная очистка раствора уксуснокислого кальция достигается посредством обработки раствора активированным углем.

К сожалению, для практических целей этот способ едва ли может найти применение ввиду большого расхода угля (до 10%) и высокой его стоимости.

Способ очистки уксуснокислого кальция путем его прогрева при температуре 200—225° С дает весьма высокий эффект очистки, но в то же время обуславливает потери уксусной кислоты в процессе прогрева в количестве до 20% всей кислоты в исходном порошке и требует дополнительных расходов топлива на вторичную упарку.

Очистка концентрированных растворов уксуснокислого кальция известью обеспечивает получение торфяного порошка, схожего по своим качествам с серым древесным порошком, и является к тому же более рентабельной, чем два первых способа.

IV. Заключение

Результаты проведенных опытов позволяют рекомендовать раствор уксуснокислого кальция в качестве активного поглотителя уксусной кислоты из парогазовой смеси, получающейся при коксовании и газификации фрезерного торфа. Помимо уксусной кислоты, раствор уксуснокислого кальция поглощает в паровой фазе до 70—80% фенолов, содержащихся в парогазовой смеси, и тем самым обеспечивает частичную очистку и облегчает дальнейшее обезвреживание подсмольных вод.

Есть все основания полагать, что при наличии электрофильтра в системе газоочисток представится возможным полностью осаждавать в нем весь деготь и получать уксуснокислый кальций еще более высокого качества.

Очевидно также, что после осаждения дегтя в электрофильтре, а уксусной кислоты и фенолов—в солевых и масляных скрубберах можно будет дополнительно уловить также и аммиак в виде концентрированных и светлых растворов сернокислого аммония, не требующих очистки от смолистых и прочих примесей.

Перед внедрением в промышленность на газогенераторных станциях целесообразно проверить описанный способ очистки подсмольных вод на опытной установке с осаждением дегтя в электрофилтре и получением в качестве целевых продуктов уксуснокислого кальция, аммонийных солей и фенольных масел.

ЛИТЕРАТУРА

1. Деревягин А. А., «Лесохимическая промышленность», 1935, № 4—5 и 12.
2. Чалов И. В., «Лесохимическая промышленность», 1939, № 2.
3. Постникова Н. С., «Лесохимическая промышленность», 1939, № 1.

ОПЕЧАТКИ

Страница	Строка	Напечатано	Должно быть
3	4 снизу	канд. техн. наук П. И. Станкевич	инж. П. И. Станкевич
7	14 сверху	части	чаши
7	15 сверху	две	дне
47	2 снизу	апробированию	опробованию
105	4 снизу	стоянке	стояке

Н. Н. Богданов и др. Газификация фрезерного торфа.