

СЕРИЯ ДИССЕРТАЦИЙ ПО АВТОТРАКТОРОСТРОЕНИЮ

ВЫПУСК 4

Н. П. ВОЗНЕСЕНСКИЙ

ЛЕГКИЕ ГАЗОГЕНЕРАТОРЫ



19 38

ОБЪЕДИНЕННОЕ НАУЧНО-ТЕХНИЧЕСКОЕ ИЗДАТЕЛЬСТВО

СЕРИЯ ДИССЕРТАЦИЙ ПО АВТОТРАКТОРОСТРОЕНИЮ

ВЫПУСК 4

Н. П. ВЗНЕСЕНСКИ И

Кандидат технических наук

ЛЕГКИЕ ГАЗОГЕНЕРАТОРЫ

ИССЛЕДОВАНИЕ РАБОТЫ,
ТЕОРИЯ И РАСЧЕТ

(ДИССЕРТАЦИЯ НА УЧЕБНУЮ СТЕПЕНЬ
КАНДИДАТА ТЕХНИЧЕСКИХ НАУК)



ОНИ ☆ НКТП ☆ СССР

ГЛАВНАЯ РЕДАКЦИЯ МАШИНОСТРОИТЕЛЬНОЙ И АВТОТРАКТОРНОЙ
ЛИТЕРАТУРЫ

Москва

1938

Ленинград

АННОТАЦИЯ

В своей книге автор излагает сущность процесса газификации твердого топлива и физико-химические явления, происходящие в газогенераторе.

Выводы автора, как управлять процессами в газогенераторе, являются оригинальными и появляются впервые в печати.

Автор в настоящей книге теоретически обосновал предлагаемую им новую физико-химическую теорию газификации твердого топлива.

Заключительная часть книги содержит данные для расчета наиболее совершенных скоростных газогенераторов на основе теории автора.

Книга рассчитана на инженера-конструктора, а также может служить учебным пособием для студентов старших курсов вузов.

Редактор *Г. К. Холоманов*

Тех. редактор *Е. Гракова*

Изд. № 78. Сдано в набор 28/X 1937. Подп. к печати 27/1 1938. Индекс МТ 63-5-4
Тираж 2 000. Печ. листов $10\frac{1}{4}$. Бум. листов $5\frac{1}{8}$. Печ. знаков в 1 бум. л. 62.000. Формат
бумаги $62 \times 94\frac{1}{16}$. Уполн. Главлита Б-21736 (404) Учетн. авт. л. 11,20. Учетн. № 514
Зак. № 846

Пятая типография ОНТИ. Киев, Крещатик, № 42.

ОТ АВТОРА

Материалами для данного труда послужили прежде всего исследования работы транспортного генератора типа Дейтц, производившиеся по заданию Наркомлеса в г. Архангельске.

Непосредственное участие автора в испытаниях позволило собрать довольно полный материал по тепловому режиму газогенератора, анализу газов, количеству отходов газификации, по сопротивлениям различных частей установки, расходу топлива при нормальном и дросселированном режиме и по расходу воды на охлаждение газа и двигателя и др.

Специально поставленные нами опыты дали материал для освещения вопроса влияния различных способов подвода первичного воздуха на качество работы двигателя, на химический состав газа и на температурный режим газогенератора. Были испробованы три способа подвода первичного воздуха: 1) периферийный (фурмами), 2) центральный (соплом), 3) комбинированный (соплом и фурмами).

Кроме того, при составлении настоящей книги мы использовали данные исследований научно-исследовательских институтов: НАТИ, ЦНИВТ, ЦНИИ-Лесосплава, НИС-ЛТА, ЦНИИМЭ, с филиалами (Карельским и Свердловским) и СевНИИЭЛП.

Материалы по эксплуатации газогенераторных машин нами получены из различных баз НКЛ. Наконец, нами использованы и литературные источники (перечень главнейших приведен в конце книги).

Исследуя работу газогенераторов, мы сосредоточили главное внимание на вопросах теории генераторного процесса и разработке принципов расчета скоростного газогенератора.

Выдвигаемая нами физико-химическая теория процессов газификации твердого топлива дает разрешение многих спорных вопросов, но не может считаться вполне разработанной, и некоторые коррективы, очевидно, будут еще вноситься. Влияние физических факторов на процессы газификации твердого топлива с принципиальной стороны впервые освещено в работах W. Walker, W. Lewis и W. McAdams [2], а у нас в СССР оно освещено Д. Б. Гинзбургом. Но в разработанном виде физико-химическая теория процесса излагается нами впервые.

Физико-химическая теория не только объясняет причины того или иного хода процессов газификации твердого топлива, но и дает возможность определять основные размеры камеры газификации для скоростного генератора; между прочим, нами

установлено, что высота активной зоны есть функция размеров кусков топлива, а не диаметра камеры газификации.

В то время как расчет генераторов с восстановительным слоем ведется на необходимое время контакта для должного течения реакции $\text{CO}_2 + \text{C} = 2\text{CO}$, расчет, предложенный нами, ориентируется на процессе диффузии через газовую пленку, которая является фактором, регулирующим скорость и качество реакций.

На основе наших опытов удалось получить интересный вывод, что для газогенераторов обратного процесса, работающих на древесине, температура активной зоны почти не зависит от отбора газа.

Учет выясненного нами опытным путем влияния центрального подвода воздуха на температуру зоны сухой перегонки даст новый фактор повышения температуры бункера (кроме подогрева отходящими газами).

Полученный нами график распределения температур в газогенераторе даст возможность судить о течении тех или иных процессов в данной его части.

Считаем необходимым отметить, что нами изменен термин, обозначающий камеру активных процессов газификации в генераторе. Эта камера газификации в литературе называется топливником; мы считаем такое название неправильным и в нашем изложении употребляем термин „камера газификации“, как отвечающий больше сущности вопроса.

Июль 1937 г.

Н. ВОЗНЕСЕНСКИЙ

ГЛАВА I

СУЩНОСТЬ ПРОЦЕССА ГАЗИФИКАЦИИ ТВЕРДОГО ТОПЛИВА

Непосредственное применение твердого топлива для двигателей внутреннего сгорания связано со столь большими трудностями, что указанная проблема не может считаться в настоящий момент практически разрешенной. Опытные работы в Германии по переводу дизелей на питание каменноугольной пылью выявили большие затруднения в надлежащей подаче пыли; кроме того, пыль способствует необычайно быстрому изнашиванию двигателя ввиду наличия золы в продуктах сгорания.

Борьба за преодоление этих трудностей ведется по различным направлениям. Однако, повторяем, работа по переводу двигателей внутреннего сгорания на питание каменноугольной пылью не вышла из стадии опытов. Вот почему при решении проблемы перевода этих двигателей на питание твердым топливом техника в настоящий момент пока идет по пути предварительной газификации твердого топлива.

Газификацией твердого топлива называется процесс превращения твердого топлива в газообразное, протекающий при посредстве вводимых с воздухом кислорода и водяного пара в условиях определенных температур и давления. Из указанного определения вытекает, что, например, горение дров в топке нельзя назвать газификацией, хотя горение и происходит при посредстве кислорода воздуха и водяного пара (из влаги топлива и воздуха), но сопровождается не превращением твердого топлива в газообразное (топливо), а превращением твердого топлива в негорючие газы, причем в данном случае последние являются не основным продуктом, а отходом при отоплении.

Химическая энергия твердого топлива при газификации превращается в химическую энергию газа (с некоторыми потерями), а последний с успехом может быть использован в двигателях внутреннего сгорания. Особый интерес вообще, а для лесной промышленности в особенности, представляет перевод на местное твердое топливо (дрова, уголь) транспортных машин: автомобилей, тракторов, мотовозов, тягачей и мотофлота; в настоящее время уже работают сотни транспортных машин в лесной промышленности, золотодобывающей промышленности и на водном транспорте.

Приборы, служащие для превращения твердого топлива в газообразное, называются газогенераторами.

В целях первого приближения к рассматриваемому вопросу о газификации твердого топлива проследим работу обыкновенной печи.

Пусть на колосниковую решетку, сквозь которую подается воздух, положен достаточный для горения слой топлива. Воздух просасывается сквозь топливо самотягой, и топливо горит.

Основным продуктом горения при этих условиях будет углекислый газ¹. Кроме углекислого газа, но уже в меньших количествах, могут присутствовать окись углерода, кислород, водород и некоторые продукты сухой перегонки топлива. Конечно, среди этих газообразных отходов будет находиться весь азот воздуха, пошедшего на горение.

При увеличении слоя топлива свыше необходимого для полного горения мы будем наблюдать следующее явление. Слой топлива, примыкающие к колосниковой решетке, будут омываться просасываемым воздухом, и благодаря наличию кислорода здесь происходит реакция горения. Раскаленные газы — продукты сгорания этих слоев, — поднимаясь вверх, нагревают вышележащие слои топлива. Так как кислород уже полностью прореагировал с углеродом топлива в нижних слоях, то последнего не будет в верхних слоях, и горение на эти слои не распространяется; здесь наблюдается только лишь нагрев слоя топлива до высокой температуры. Поднимающиеся газы, нагревая верхние слои топлива, производят в нем процесс сухой перегонки. Самые верхние слои топлива подвергаются интенсивному высушиванию, из них отгоняются пары воды.

По мере сгорания нижележащих слоев топлива верхние постепенно опускаются в зоны с увеличивающейся температурой. В результате мы получаем внизу печи горящий уголь (зона горения), несколько выше — просто раскаленный уголь (зона восстановления) и еще выше — различные стадии обугливания от полного (зона сухой перегонки) до только что начинающегося (зона подсушки).

В зоне горения, или окисления будет происходить горение по реакциям:



По данным проф. Ауфгейзера [6], первичным продуктом окисления углерода будет окись углерода, которая в дальнейшем сгорает до углекислого газа. Последние работы в области горения углерода в Институте азота [7] показали, что обе эти реакции идут параллельно и независимо друг от друга. В случае, рассматриваемом нами, имеются условия для преобладающего течения первой реакции, поэтому главным продуктом первой зоны будет CO_2 .

¹ Условия, определяющие тот или иной характер процесса горения, подробно разобраны ниже в предлагаемой нами теории генераторного процесса.

Углекислота, поднимаясь в зону восстановления, реагирует с углеродом в отсутствие свободного кислорода по реакции



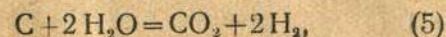
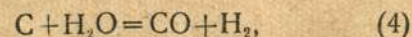
Таким образом зона восстановления оправдывает свое название, так как в ней углекислота восстанавливается в окись углерода. Однако полного восстановления обычно не бывает, и по выходе из зоны восстановления углекислота все же присутствует.

Поднимаясь выше в зону сухой перегонки, газ обогащается продуктами последней. В результате, по выходе газа из толстого слоя топлива мы получаем газ, состоящий из окиси углерода, углекислоты, азота, метана, паров воды и некоторых других компонентов.

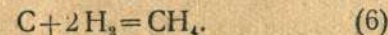
Так как в составе газа имеется значительное количество горючих газов, то согласно определению этот процесс можно назвать газификацией твердого топлива, а цилиндрическую печь с толстым слоем топлива — газогенератором.

Так как ток газа в данном случае имеет вертикальное направление, т. е. он подобен току газа в обычных печах, то говорят, что этот генератор работает по прямому процессу в отличие от обратного и горизонтального процессов, имеющих место в транспортных генераторных установках.

Если в генератор вместе с воздухом подаются пары воды, то идет реакция водяного газа:



в результате которой получаются окись углерода и водород, а при неблагоприятных условиях — углекислота и водород. Часть водорода, соединяясь с раскаленным углеродом, дает метан:

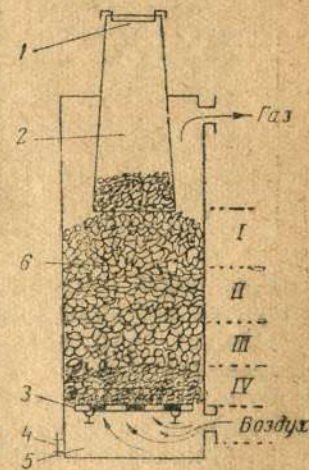


Нужно сказать, что главным производителем метана при прямом процессе газификации следует считать реакции сухой перегонки

На фиг. 1 схематически изображен генератор прямого процесса с восстановительным слоем.

В результате работы подобного генератора получается горючий газ, в состав которого входят следующие компоненты: окись углерода (CO), углекислота (CO_2), метан (CH_4), водород (H_2), азот (N_2), кислород (O_2), пары воды (H_2O).

Кроме этих составных частей в газе будут присутствовать продукты сухой перегонки. Если для газификации используется древесина, то в состав генераторного газа войдут жидкие про-



Фиг. 1. Схема газогенератора.

I — зона подсушки; II — зона сухой перегонки; III — зона восстановления; IV — зона горения.
1 — крышка; 2 — загрузочный конус; 3 — решетка; 4 — люк; 5 — зольник; 6 — бункер.

дукты сухой перегонки, находящиеся при температуре ведения процесса в парообразном состоянии, и газы.

Результат выхода различных продуктов при сухой перегонке дерева приведен в табл. 1 (из работ Класона [5]).

Таблица 1

№ по пор.	Продукты	Сосна	Ель	Береза	Бук
		в процентах			
1	Уголь	37,83	37,81	31,80	34,97
2	Газы CO ₂	10,13	10,30	9,96	10,90
	C ₂ H ₂	0,23	0,20	0,19	0,20
	CO	3,74	3,76	3,32	4,22
	CH ₄	0,59	0,62	0,54	0,47
3	Метиловый спирт . .	0,88	0,96	1,60	2,07
4	Ацетон	0,18	0,20	0,19	0,20
5	М-тилацетат	0,01	0,02	0,02	0,03
6	Уксусная кислота . .	3,5	3,19	7,08	6,04
7	Растворимая смола и прочие органические вещества	8,03	7,75	8,15	5,89
8	Смола	11,79	8,08	7,93	8,11
9	Вода	22,27	25,70	27,81	25,58
10	Потери	0,82	1,41	1,41	0,32
	Итого	100,00	100,00	100,00	100,00

Влажность взятой для опыта древесины была около 7–9%. Получено же воды (при перегонке) от 22 до 27%; это свидетельствует, что вода получилась в результате химического разложения дерева. Вот почему влажность генераторного газа не будет соответствовать гигроскопической влаге топлива, а содержание воды в газе превысит содержание гигроскопической влаги топлива, и при употреблении абсолютно сухого древесного топлива все же получатся пары воды в газе.

Горючие составляющие генераторного газа:—CO, H₂, CH₄, C_nH_m—являются наиболее ценной его частью, так как химическая энергия в них заключенная, может быть использована, например, в двигателях внутреннего сгорания. Негорючие части генераторного газа, (как-то: азот, вода и углекислота) являются балластом, разбавляющим газ: они не содержат химической энергии, могущей быть использованной.

Кроме этих двух частей—полезной и бесполезной—в составе газа имеются еще вредные составляющие—кислоты, смолы и пыль. Из табл. 1 видно, что наибольшее количество смол па-

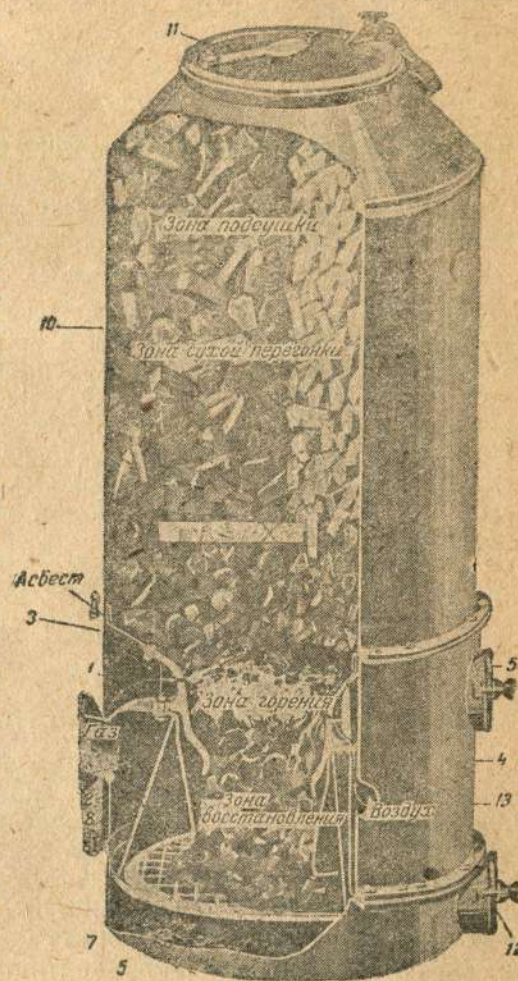
дает на хвойные породы, а кислот—на лиственные. Кислоты способствуют коррозии стенок газоотводящих труб и бункера, а смола и пыль загрязняют их, способствуя быстрому износу двигателя. Вот почему газ перед использованием его в двигателях внутреннего сгорания должен пройти специальную очистку. Очистка газа от пыли—довольно сложная проблема, но еще более сложная задача—обессмолить газ. Для улавливания смол и кислот имеются специальные приборы, но их громоздкость лишает возможности применения их для очистки газа в транспортных генераторах. Для транспортных газогенераторов, работающих по прямому процессу, требуется обессмоленное топливо (например, древесный уголь).

Исключительно интересным является разрешение вопроса очистки генераторного газа от смолы и кислоты путем применения газогенератора, сконструированного по принципу опрокинутого или обратного горения.

Рассмотрим этот опрокинутый процесс газификации на примере транспортного генератора Пионер Д-9-10.

Как видно из фиг. 2, генератор состоит из цилиндрического бункера, заполняемого древесными чурками. Внизу бункер суживается в виде усеченного конуса и примыкает к камере газификации; камера—сложной формы, отлита из жароупорной стали и состоит из чашки 1 и горловины 2. В верхней части чашки имеется щелевое отверстие для подвода воздуха.

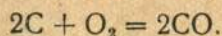
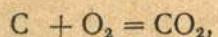
Перед поступлением в камеру газификации воздух, омывая раскаленные стенки кожуха газовой коробки 8 и стенки газовой коробки 4, подогревается. Отсос газа производится из ниж-



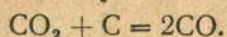
Фиг. 2. Газогенератор «Пионер» Д-9-10.

1—чашка, 2—горловина; 3—воронка; 4—газовая коробка; 5—колосник; 6—опорный конус очага; 7—зольник; 8—кожух газовой коробки; 9—смотровой люк; 10—бункер; 11—грузочный люк; 12—люк зольника; 13—подвод воздуха.

ней части камеры через патрубок с надписью „Газ“. Путь движения воздуха и газа указан на фиг. 1 стрелками. Генератор рассчитан на работу восстановительного слоя, поэтому здесь налицо все вышерассмотренные нами зоны, но расположение их иное. Около фурменной щели, т. е. в месте подвода воздуха расположена зона горения. В пределах этой зоны также имеют место реакции:



Преобладающей в условиях данного генератора будет реакция (1). Продукты горения, отсасываясь двигателем, поступают в слой раскаленного угля, и благодаря отсутствию кислорода происходит восстановление CO_2 до CO :

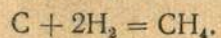


Таким образом зона восстановления будет не выше зоны горения, как в прямом процессе, а, наоборот, ниже ее. Высокая температура зоны горения, распространяясь кверху, производит в этих слоях топлива сухую перегонку. Следовательно, зона сухой перегонки располагается над зоной горения.

Над зоной сухой перегонки располагается зона подсушки. Пары воды из зоны сухой перегонки и подсушки, опускаясь вниз, реагируют с раскаленным углеродом топлива по реакции водяного газа:



Часть водорода, реагируя с углеродом, дает метан:



Таким образом при обратном процессе газификации для течения реакции водяного газа нет необходимости в дополнительной присадке пара, так как вода выделяется из зон сухой перегонки и подсушки. В прямом же процессе топливо, уже совершенно просушенное, опускается в зону горения и восстановления; благодаря вертикальному току газа пары воды выносятся из вышележащих слоев топлива, не попадая в зоны высоких температур. Поэтому для получения реакции водяного газа при прямом процессе практикуют подачу пара под колосники.

Самое же интересное в опрокинутом процессе — это разложение смолы. Продукты сухой перегонки (в том числе и смола), прежде чем попасть в газ, проходят зоны высоких температур, где полностью разлагаются, обогащая газ. Дополнительное тепло, полученное от сжигания части продуктов сухой перегонки, используется для течения эндотермических реакций восстановления и водяного газа.

Это — основное преимущество газогенераторов опрокинутого процесса. Но необходимо отметить еще следующие наиболее важные преимущества:

1) опрокинутый процесс более постоянен, так как высота активной зоны не меняется;

2) в зону восстановления опускается очень активный измельченный уголь, прошедший зону горения;

3) загрузку газогенератора топливом можно производить без специальных приспособлений, не останавливая работу газового двигателя;

4) для получения реакции водяного газа нет необходимости ввода пара, а следовательно, и отпадает надобность в соответствующих устройствах;

5) неприхотливость газогенератора при выборе топлива, так как могут быть использованы не только бессмольные, но и смолистые виды топлив.

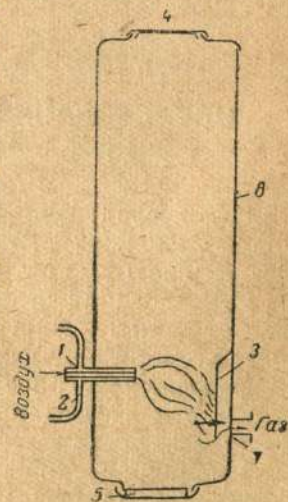
Кроме прямого и обратного процессов газификации в некоторых конструкциях газогенераторов нашло применение процесса с горизонтальным током газов. Отсюда и название — горизонтальный процесс.

Первоначальные конструкции газогенераторов горизонтального процесса не имели распространения ввиду их несовершенства. В последнее же время появились такие конструкции, простота которых и гибкость работы значительно превосходят многие образцы установок прямого и обратного процессов. Установки горизонтального процесса работают, главным образом, на угле, но в последнее время их приспособляют для работы на торфе.

Схема генератора горизонтального процесса приведена на фиг. 3. Генератор представляет цилиндрический стальной сосуд 6, снабженный загрузочной крышкой 4 и зольниковым люком 5. На некотором расстоянии от дна вставлено по радиусу сечения круглое или плоское сопло 1 для подвода воздуха. Сопло входит на значительную глубину в цилиндр 6. Газ отсасывается из патрубка 7; для того чтобы патрубок не засорился, имеется решетка 3.

Благодаря большой скорости воздуха, выходящего из сопла, и введению сухого процесса в газогенераторе развивается довольно высокая температура. Но так как в генераторе устроена угольно-зольная тепловая изоляция, то упомянутая высокая температура не отражается вредно на стенках цилиндра. Воздушное сопло для предохранения его от сгорания охлаждается водой подобно цилиндру двигателя, т. е. с устройством водяной рубашки вокруг сопла. Вода, циркулирующая по соплу, включается в общую систему охлаждения двигателя.

Вместо охлаждения циркулирующей воды в некоторых конструкциях имеет место охлаждение с помощью парообразова-



Фиг. 3.

ния воды в сопле. Рассуждая аналогично предыдущему, мы должны были бы предположить расположение зон по горизонтали, т. е. около сопла — зона горения, а далее — зона восстановления.

Однако такое деление в работоспособных конструкциях, например Гоен-Пулен, будет слишком искусственным, так как вряд ли возможно одну небольшую раскаленную активную зону грушеобразной формы расчленить на ряд слоев. Вернее, следует считать, что при большой скорости газового потока происходит полная газификация без участия восстановительного слоя, причем СО выносится потоком газа как первичный продукт горения углерода. Следовательно, в данном случае вероятнее всего течение реакции (2). Реакция же (3) ввиду малого промежутка времени контакта не успевает произойти. Тип генератора, работающего без зоны восстановления, мы называем скоростным.

Из сказанного ранее видно, что генераторы, работающие по прямому и обратному процессам, могут быть как с восстановительной зоной, так и без нее. В последнем случае это будут скоростные генераторы. Принципиальная возможность получения СО как первичного продукта высказана проф. Ауфгейзером и подтверждена замечательными работами проф. Гроздовского и Чуханова. Поэтому-то нельзя рассматривать газификацию твердого топлива обязательно связанной с восстановительным слоем.

В состав газогенераторной установки кроме газогенератора еще входят: 1) система очистки газа, 2) система охлаждения газа, 3) система смешения газа и 4) система розжига топлива.

ГЛАВА II

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ В ГАЗОГЕНЕРАТОРЕ ТРАНСПОРТНОГО ТИПА

Для исследования процессов, протекающих в газогенераторах транспортного (легкого) типа, были поставлены испытания генератора по типу Дейтц¹.

Исследования имели целью выявить производственные показатели данного типа генератора, но попутно ставились различные эксперименты с научно-исследовательской целью. Ниже приведено краткое описание газогенераторной установки и приборов для наблюдений, установленных на ней при проведении опытов.

Цилиндрический генератор типа Дейтц (фиг. 4) состоит из бункера I, камеры газификации II, зольника III и воздушной коробки IV. Бункер — с паротводной рубашкой и загрузочным плотным люком. Через люк в бункер насыпаются древесные чурки средним размером около 5 × 5 × 6 см.

¹ Испытания производились в г. Архангельске в июне—июле 1936 г. В испытаниях принимали участие: инж. Акиншин (рук. темы) и мех. Хвостов, Ф.

Камера газификации конусообразной формы обмурована огнеупорным кирпичом. Большой диаметр камеры газификации (на уровне фурм) равен 456 мм, меньший 210 мм (внизу). Подвод первичного воздуха комбинированный и осуществляется из центра при помощи сопла 8 и фурм¹ 10 на периферии. Сопло может передвигаться по высоте с помощью резьбы на нижнем конце, что дает возможность регулировать высоту зоны, добиваясь ее наиболее выгодных размеров. В средней части сопла имеется козырек для создания большей напряженности у выхода из камеры газификации для предотвращения уноса смол.

В верхней части камеры газификации находится фурменное кольцо с просверленными фурмами 10 и заглушками 12. Кольцо — литое чугуна, как и сопло.

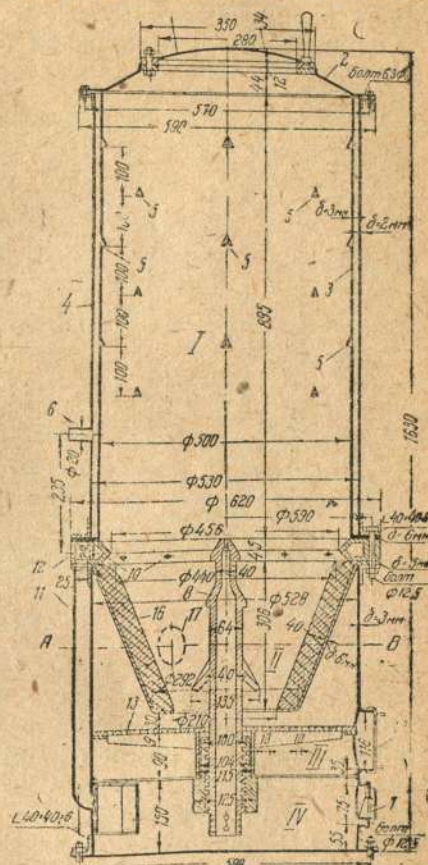
Воздух в пустотелое фурменное кольцо подается по трем соединительным каналам 11 из воздушной коробки IV. Последняя сообщается с атмосферой при помощи патрубка с обратным клапаном 7.

На фиг. 4 видно, что воздух и при центральной периферийной подаче берется из воздушной коробки IV. Газ отсасывается через штуцер 17. Топливо, просыпаясь сквозь камеру газификации, ложится на чугунную колосниковую решетку, которая отделяет газосборное пространство от зольника III. Отверстия решетки $\varnothing 10$ мм были впоследствии увеличены до $\varnothing 12$ мм. Высота зоны газификации от фурм до колосниковой решетки около 360 мм. Генератор предназначен для питания газом двигателя СТЗ = 30 л. с.

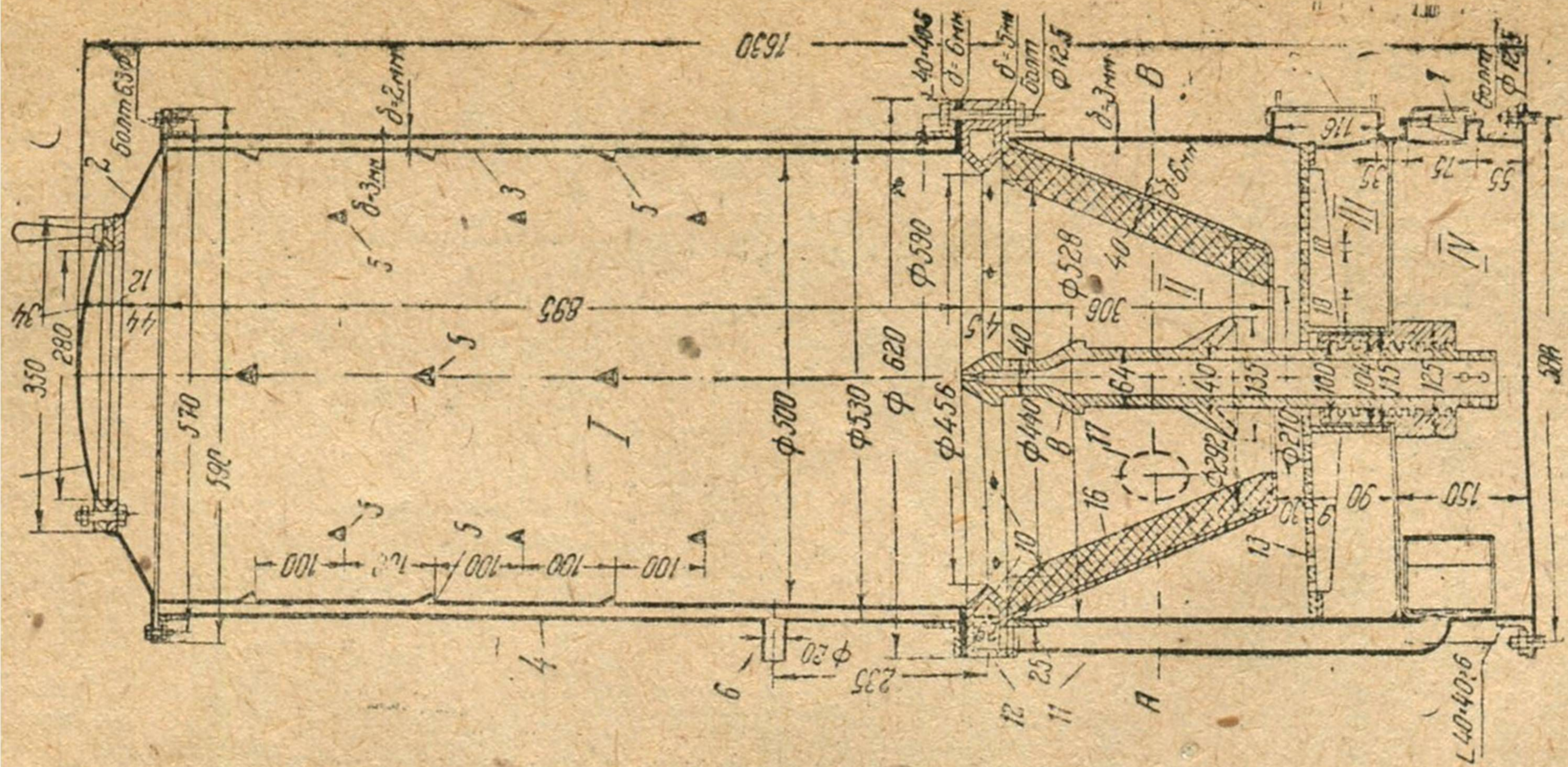
Генератор рассчитан на работу с восстановительным слоем. Полученный в генераторе газ проходит систему очистки, охлаждения, осушки и смешения и затем уже поступает в двигатель.

На фиг. 5 изображена схема всей установки с приборами для измерений. Из генератора I газ поступает в пылеотделитель 2 цилиндрической формы с тарелками, расположенными в нем под некоторыми углами. Внизу пылеотделитель кончается трубой, опущенной в воду (гидравлический затвор).

¹ По периферии 19 фурм $\varnothing = 8$ мм, в сопле 3 фурмы $\varnothing = 8$ мм и 1 фурма $\varnothing = 9$ мм.

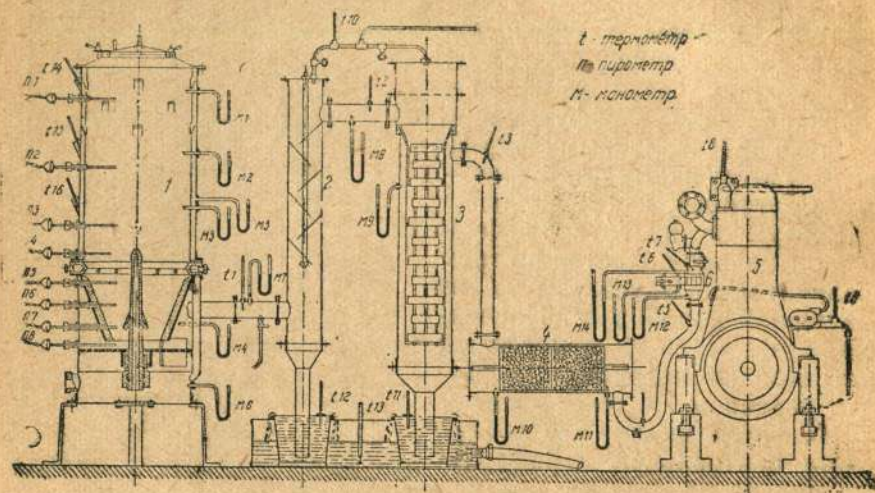


Фиг. 4.



Сверху по трубе, сквозь герметически закрывающуюся крышку подводится вода, которая, разбрызгиваясь по тарелкам, стекает вниз. Поднимаясь кверху, газ встречает на пути большое количество брызг холодной воды и значительную мокрую поверхность тарелок и стенок. Частицы пыли, находящиеся в газе (зола, мелкие угольки и пр.), прилипают к мокрым поверхностям или прямо сбиваются дождем и вместе с водой уходят в нижнюю трубу.

Очищенный таким образом газ поступает в холодильник 3, где дополнительно подвергается мокрой очистке и охлаждению.



Фиг. 5.

Холодильник состоит из двух находящихся один в другом цилиндров. Внутренний цилиндр сверху переходит в конус, соединяясь таким образом с наружным. Во внутреннем цилиндре расположен ряд решетчатых чашек; одни из них имеют в горизонтальном сечении форму кольца, другие — форму круга (меньшие). Чашки расположены одна над другой, чередуясь по форме. Сверху через специальный патрубок подается вода, которая, разбрызгиваясь, течет вниз на чашки.

Из пылеотделителя газ поступает сверху в холодильник и вместе с водой проходит по внутреннему цилиндру вниз, хорошо промываясь и охлаждаясь. У нижнего обреза внутреннего цилиндра направление движения газа резко меняется. Он начинает подниматься вверх по кольцевому пространству между цилиндрами и поступает в патрубок для отвода в сухой очиститель 4. Благодаря резкому изменению направления движения газ почти полностью освобождается от взвешенной воды. Вода вместе с пылью стекает вниз. При наличии гидравлического затвора воздух из атмосферы не может проникнуть в пылеотделитель и холодильник.

Для окончательной осушки газ проходит через сухой очиститель 4 с набивкой из древесного угля; из очистителя газ по

газопроводу поступает в смеситель 6, где, смешиваясь со вторичным воздухом, попадает в двигатель 5.

Смеситель, спроектированный СевНИИЭЛП, оказался чрезвычайно громоздким, сложным, оказывающим большое сопротивление просасыванию газа. Кроме того, управление им при помощи вентилей весьма усложнено.

Нами был спроектирован смеситель¹ эжекционно-турбулентного типа, который при испытаниях оказался значительно лучше в работе, проще в изготовлении и легче в управлении. При его конструировании нами был использован принцип паровозного сифона. В результате повышенное давление воздуха над газом использовалось для высасывающего действия, что заметно по значительному падению сопротивления до 20 мм по сравнению со смесителем СевНИИЭЛП, который давал сопротивление 200—350 мм вод. ст.

Пройдя смеситель, газ по всасывающему трубопроводу направляется к клапанам двигателя. Двигатель — керосиновый от трактора СТЗ 15/30 с измененной степенью сжатия до $\epsilon = 8,0$. Во избежание подогрева смеси всасывающая и выхлопная трубы отделены друг от друга. Для заводки двигателя к всасывающему коллектору прикреплен карбюратор типа Энсайн RW. Заводка производится на бензине с последующим переводом на газ. Охлаждение двигателя — водяное, принудительное с помощью шестеренчатого насоса.

Вода для охлаждения газа подавалась тем же насосом или при помощи дополнительных приспособлений, не связанных с работой двигателя. Это дало возможность поддерживать температуру газа в требуемых опытных границах.

На щитке перед двигателем располагались пьезометры.

Высокие температуры измерялись с помощью пирометров, низкие (возможные для измерения ртутным термометром) — при помощи ртутных термометров. Пирометры располагались на самом генераторе, термометры — на системе очистки, охлаждения, смешения и на двигателе. Всего было 9 пирометров и 19 термометров.

Пирометры располагались на следующем расстоянии от днища генератора:

№ пирометра	1	2	3	4	5	6	7	8
Расстояние от днища в см	140	111	82	70	56,5	46	35	28

Пирометр № 9 служил для измерения температуры газа, выходящего из генератора. Расстояние от днища до фурм — 63 см, от колосниковой решетки до фурм — 36 см*. Расположение пирометров давало возможность проследить температурный режим всего генератора.

Термометры от № 2 до 5 располагались по пути движения газа и замеряли падение температуры в связи с работой системы охлаждения. Термометр № 5 показывал температуру газа

¹ Описание приведено в приложении 1.

* От днища до верхней плоскости колосниковой решетки 270 мм.

перед смесителем; № 6 — температуру воздуха, поступающего в смеситель; № 7 — температуру газовой смеси; № 8 — температуру воды в водосборнике двигателя; № 9 — температуру подводимой к двигателю воды из колодца; № 10 — температуру воды, поступающей на охлаждение газа. Температура отработанной воды из пылеотделителя и холодильника замерялась термометрами № 8, 11, 12 и 13. Температура наружной поверхности генератора измерялась термометрами № 14, 15, 16, 17, 18, 19. Для получения надежных результатов в измерении температур поверхности генератора термометры помещались в специальных приваренных к генератору железных кармашках, заполненных песком.

В качестве пьезометров служили изогнутые стеклянные трубки, наполненные подкрашенной водой. Трубки укреплялись на щитках со шкалами. Всего было установлено 14 пьезометров. Пьезометры № 1, 2 и 3 служили для замера (в мм вод. ст.) разрежения в различных частях бункера. Пьезометр № 5 — для измерения разрежения в паровой рубашке бункера; № 4 показывает разрежение газосборного пространства генератора (сопротивление генератора); № 6 — разрежение в воздушной коробке; № 7, 8, 9, 10 и 11 — разрежение в различных частях системы очистки и охлаждения; № 12 — разрежение в газоподводящем патрубке перед смесителем; № 13 — разрежение в воздухоотводящем патрубке смесителя; № 14 — разрежение в камере смешения смесителя перед поступлением во всасывающий коллектор двигателя.

Давление атмосферы измерялось с помощью барометра в мм рт. ст. Влажность окружающего воздуха — по данным психрометра. Анализ газа производился газоанализатором Норзе.

Количество пыли, уносимой из генератора газом, определялось путем фильтрации воды, отработанной в очистителях. Отходы в зольник определялись путем взвешивания. Учет сжигаемого топлива производился по весу.

А. ТЕМПЕРАТУРНЫЙ РЕЖИМ ГАЗОГЕНЕРАТОРА

Как уже говорилось выше, высокие температуры были замерены с помощью термоэлектрических пирометров, предварительно протарированных. Поправка на температуру холодного спая вносилась согласно выражению:

$$t = t_1 + ct_0, \quad (7)$$

где t — температура горячего спая;

t_1 — отсчет по милливольтметру в переводе на °С;

t_0 — температура холодного спая (онгактов головки);

c — отношение среднего температурного градиента электродвижущей силы между 0° и t_0 к градиенту при t .

Коэффициент c нами не вычислялся и взят [25] в границах величин, приведенных в табл. 2.

Из табл. 2 видно, что при употреблении термопары из дешевых металлов коэффициент c приближается к 1. При измерении же высоких температур с помощью платиновой термопары коэффициент c близок к 0,5.

Таблица 2

Железо-константан	Хромель-алюмель	Платино-платинородий
Температура в °С		
0 ÷ 100 коэффициент 1,00	0 ÷ 800 коэффициент 1,00	265 ÷ 450 коэффициент 0,65
100 ÷ 600 „ 0,95	Более 800 „ 1,05	450 ÷ 650 „ 0,60
600 ÷ 1000 „ 0,85	— — —	650 ÷ 1000 „ 0,55
— — —	— — —	Более 1000 „ 0,50

Для измерения наиболее высоких температур нами употреблялась платино-платинородиевая термопара с гальванометром, градуированным при + 20° С и температуре холодного спая 0° С. Для измерений высоких температур более низкого порядка употреблялись термопары: хромель-алюмелевая и железо-константановая, также с гальванометрами, проградуированными при + 20° С и температуре холодного спая — 0° С.

Поверку пирометров перед началом работ производил Ленинградский завод „Пирометр“ НКТП.

Кроме пирометров для измерения температур до 400 ÷ 500° С употреблялись газонаполненные ртутные термометры.

Температура зоны горения регистрировалась пирометрами № 5 и 4. Пирометр № 5 находился ниже фурм на 65 мм, а пирометр № 4 выше фурм на 70 мм. Таким образом эти пирометры находились на постоянном расстоянии от мест подвода воздуха с периферии, но положение их менялось по отношению к подаче воздуха центральным соплом в зависимости от высоты установки последнего. Кроме этого условия режима изменялись в результате выключения одного из способов подвода воздуха, например, работа с одним центральным подводом. Поэтому были поставлены опыты для исследования теплового режима генератора при следующих условиях:

- 1) нормальный комбинированный подвод воздуха (фиг. 6) с подогревом воздуха и без подогрева;
- 2) комбинированный подвод воздуха с приподнятым соплом (фиг. 8) на 50 мм ($b = 50$ мм) и на 100 мм ($b = 100$ мм);
- 3) комбинированный подвод воздуха с опущенным на 45 мм соплом ($a = 45$ мм, фиг. 7);
- 4) один периферийный подвод воздуха;
- 5) один центральный подвод воздуха с четырьмя фурмами и с тринадцатью фурмами;
- 6) нормальный комбинированный подвод воздуха с малым отбором газа.

Первые пять условий соответствуют нормальному отбору газа, т. е. режиму двигателя СТЗ при 1050 об/мин на полном дросселе, а шестое условие — дросселированному режиму работы двигателя.

1. Температура внутренних частей газогенератора

В настоящем разделе разберем температуру зоны горения, соответствующую различным комбинациям подвода воздуха

при нормальном отборе газа. При проведении опытов установлено, что довольно значительные колебания в отборе газа мало сказывались на величине температур, почему в группу „При нормальном отборе газа“ включены измерения в пределах оборотов двигателя 900—1200 об/мин. Во всех нижеприведенных данных температура увязана со временем, протекшим от начала работы.

Таблица 3

Время в часах от начала устойчивой работы	Температура в °С по пирометрам			Время в часах от начала устойчивой работы	Температура в °С по пирометрам		
	№ 5	№ 4	№ 4		№ 5	№ 4	№ 4
0,00	1015	692	798	1,75	1089	880	—
0,25	—	683	820	2,00	1109	820	—
0,50	986	939	899	2,25	—	820	—
0,75	1096	—	949	2,50	1139	821	—
1,00	—	900	890	2,75	—	742	—
1,25	—	860	—	3,00	—	Далее резко падает	—
1,50	1139	940	—				

В табл. 3 приведены температуры верхней и нижней частей зоны горения при нормальном подводе воздуха, т. е., когда имеются и периферийный и центральный подводы воздуха, причем боковые фурмы сопла лежат в одной горизонтальной плоскости с фурмами по периферии камеры газификации. При проведении исследований употреблялись еловые дрова ($6 \times 4 \times 4$ см) с абсолютной влажностью $W_{abs} = 10\%$. Второй и третий столбик цифр табл. 3 по пирометрам № 5 и 4 обрываются на месте остановки двигателя по выработке всего топлива из генератора. В четвертой графе табл. 3 ряд цифр приведен до выработки всего бункера.

Как видно, температура в этих двух точках зоны горения не остается постоянной по времени, а колеблется в известных границах даже при установившемся режиме работы генератора при одном и том же топливе и постоянном отборе газа. Если принять, что установившийся режим работы генератора наступает через 40—45 минут после начала нормальной работы двигателя на газе, то средняя температура зоны горения, соответствующая точкам пирометров № 5 и 4, найдется как среднее арифметическое из соответствующих цифр за время установившегося режима генератора. Произведя действия, получим:

1) среднюю температуру нижней части зоны горения по пирометру № 5, равную 1114°C ,

2) среднюю температуру верхней части зоны горения по пирометру № 4, равную 863°C .

Отклонения от средней величины при установившейся работе генератора в точке пирометра № 5 в пределах $\pm 1 \div 2\%$ и

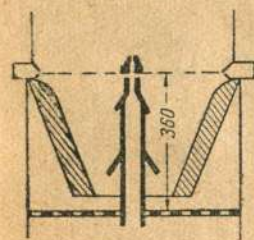
в точке пирометра № 4 в пределах $\pm 4 \div 5\%$, максимальное отклонение в первом случае $\pm 2,2\%$ и во втором $\pm 8,9\%$.

Колебание температур показывает на неравномерный ход процесса ввиду различных заторов и провалов топлива, чему способствует наличие центрального сопла и ряда вставленных термометров.

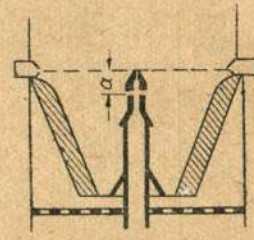
В нижней части зоны процесс более стабилен; отклонения здесь невелики ($1-2\%$), благодаря тому, что куски угля более измельчены, так как прошли сквозь плоскость подвода воздуха.

На колебания температуры в верхней части заметное влияние оказывает также загрузка новых порций чурок, особенно, если ее производить реже чем через 45—50 минут. После загрузки температура несколько падает, так как часть тепла идет на парообразование гигроскопической влаги новых порций топлива. Температура в генераторе около плоскости подвода воздуха будет несколько выше, но все же не превысит $1220-1250^\circ\text{C}$. Это объясняется большей потерей теплоты на испарение гигроскопической и химической воды топлива и на нагрев пара по сравнению с сухим процессом, где температура может достигать значительно большей величины. Подаваемая из вышележащих зон химическая вода топлива с избытком покрывает потребность ее для протекания реакций водяного газа (формула 16), а гигроскопическая часть влаги только отнимает тепло.

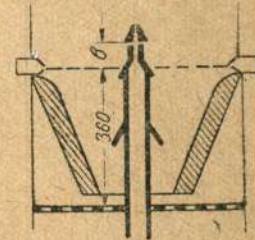
Для суждения о влиянии положения центрального сопла на температуру зоны горения рассмотрим показания пирометра № 5. Данные замеров с внесенными поправками приведены в табл. 4. Положение сопла по высоте видно на фиг. 6, 7, 8.



Фиг. 6.



Фиг. 7.



Фиг. 8.

На фиг. 6 изображена схема нормального подвода воздуха комбинированным путем, уровень боковых фурм сопла совпадает с уровнем фурм подвода воздуха по периферии. Фиг. 7 дает представление о положении сопла при работе с пониженным центральным подводом воздуха; на фиг. 8 показана установка сопла при повышенном его положении.

Для второй графы табл. 4 $a = 45$ мм, для третьей $a = 0$, для четвертой $b = 50$ мм и для пятой $b = 100$ мм.

Цифры, приведенные в табл. 4, соответствуют различным испытаниям по времени, так как с одним положением сопла обычно работали в течение 3—5 часов, и, конечно, трудно было соблюсти все условия совершенно тождественными. Например,

Таблица 4

Время от начала устойчивой работы в часах	Расстояние боковых фурм сопла от колосниковой решетки в мм					
	315	360 уровень фурменного кольца	410	460		
	температура в °С по пирометру № 5				по пирометру № 4	
1	2	3	4	5	6	7
0	1073	1015	1093	1144	Начало работы	839
0,25	1134	—	1023	1116	—	844
0,50	—	986	1114	1122	—	824
0,75	—	1096	1075	—	—	819
1,00	—	—	—	—	—	799
1,25	—	—	1030	—	—	794
1,50	—	1139	1085	—	—	780
1,75	—	1089	1016	—	—	850
2,00	—	1109	1066	—	—	821
2,25	—	—	1066	—	—	851
2,50	1147	1139	1047	—	1141	881
2,75	—	—	1037	—	—	921
3,00	1188	—	1067	—	—	901
3,25	—	—	1018	—	—	821
3,50	—	—	1053	—	—	841
3,75	—	—	1043	—	1216	839
4,00	—	—	1108	—	—	851
4,25	—	—	1124	—	1196	861
4,50	—	—	1119	—	—	951
4,75	—	—	—	—	—	921

влажность употребляемых еловых чурок колебалась от 10 до 15%, размер чурок от 6×4×4 до 7×6×6 см. Кроме того, цифры в графах 4, 5 и 6 относятся к работе с отключенным подогревом воздуха, поступающего с периферии генератора.

Как видно из таблицы, положение сопла мало влияет на показания пирометров, и это вполне понятно, потому что температура точек замера в гораздо большей степени зависит от подачи воздуха с периферии генератора, чем от положения сопла, число же фурм в сопле 3, а по периферии 19. Главный подвод осуществляется вблизи периферии, поэтому изменение центрального подвода воздуха по высоте не может резко изменить тепловой режим генератора. Конечно, вблизи центрального сопла, у мест подвода воздуха, температура высокая, но ее влияние мало сказывается на близких к стенкам

частях генератора, где сильнее сказывается влияние бокового подвода.

Условия работы генератора, отображенные в графе 3 (с подогревом) и графе 4 (без подогрева) табл. 4, очень близки между собой, хотя заметно повышает температуру зоны горения. Так, с подогревом средняя температура по пирометру № 5 была 1114°С, а без подогрева — 1063°С.

Наибольшая температура, замеренная за все время работы по пирометру № 5, была 1216°С. Эта температура получена после того, как генератор проработал с отключенным периферийным подводом воздуха, т. е. работал с одним центральным подводом, причем в это время периферийного подвода воздуха была 800°С. При включении периферийного подвода воздуха температура постепенно поднялась до 1216° и потом начала медленно падать. На температуре, замеренной пирометром № 4, также не отражалось положение сопла, например, при установке последнего в наиболее приподнятом положении (на 100 мм выше нормального, см. графу 7) средняя температура, соответствующая устойчивой работе генератора, была 853°, т. е. почти та же, что и для нормального подвода воздуха. Средняя температура по пирометру № 5 при наиболее низком расположении сопла равна 1165°.

Из приведенных средних данных по табл. 3 и 4 можно считать температуру в нижней части зоны горения по пирометру № 5 равной 1114°С и для верхней части по пирометру № 4 — равной 863°С; наивысшая температура находится между этими точками, ее вероятнейшая величина около 1250°С.

Если верно высказанное положение о незначительном влиянии положения центрального подвода на температуру зоны горения по сравнению с влиянием бокового подвода, то при отсутствии центрального подвода пирометр № 5 не должен показывать значительно меньшей температуры. Это действительно так: при испытаниях 26 июня 1935 г. с одним боковым подводом воздуха получены данные, помещенные в табл. 5.

Таблица 5

Температура по пирометру № 5 в °С																
1133	1174	1154	1134	1124	1114	1114	1049	1089	1025	1090	1115	1055	1055	1115	1135	1135
Время от начала устойчивой работы (в часах)																
0	0,25	1,25	2,75	3,00	3,25	3,50	3,75	4,00	4,25	4,50	4,75	5,00	5,25	5,50	5,75	6,00
Среднее арифметическое 1107																

При этих испытаниях сопло было вывинчено и вместо него в гайку, служащую опорой сопла, ввинчена чугунная заглушка. Таким образом получился генератор с одним боковым подводом воздуха. Уже из первых отсчетов по гальванометру стало ясно, что разницы никакой нет. Да, это и понятно, если вспомнить,

что диаметр камеры газификации на уровне фурм равен 456 мм, а температура сильно убывает с расстоянием от места подвода дутья, поэтому влияние боковых фурм будет значительно более. Сказанное иллюстрируется данными табл. 5.

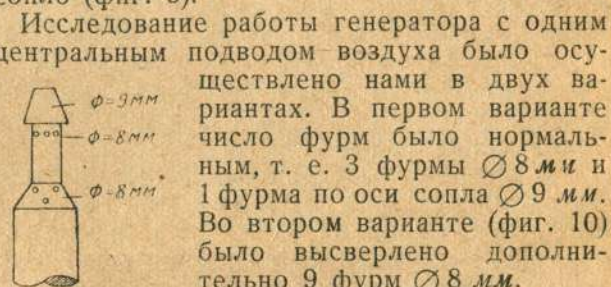
Средняя температура нижней части зоны горения при одном боковом подводе воздуха равна 1107° против 1114° при нормальных условиях. Влажность еловых чурок $W_{абс} = 15\%$.

Данные табл. 5 вполне подтверждают ранее высказанное нами предположение. Все это говорит о том, что при одном центральном подводе воздуха температура зоны горения вблизи стенок значительно уменьшится. Установление этой температуры имеет большое практическое значение, так как позволяет сообразно температуре подобрать для изготовления камеры материал соответствующей жароустойчивости.

Для выключения периферийной подачи воздуха три трубы, подающие воздух, были закрыты асбестовыми пробками, и, следовательно, для подвода воздуха осталось лишь центральное сопло (фиг. 9).



Фиг. 9. А. п.—асбестовые пробки.



Фиг. 10.

Исследование работы генератора с одним центральным подводом воздуха было осуществлено нами в двух вариантах. В первом варианте число фурм было нормальным, т. е. 3 фурмы $\varnothing 8$ мм и 1 фурма по оси сопла $\varnothing 9$ мм. Во втором варианте (фиг. 10) было высверлено дополнительно 9 фурм $\varnothing 8$ мм.

Испытания по первому варианту были произведены 2 июля

1936 г., причем сопло было приподнято на 100 мм против нормального положения; дрова еловые $W_{абс} = 14,3\%$. Для сравнения полученных температур с температурами нормального режима после работы с центральным подводом был включен в работу подвод периферийный. Результаты испытания приведены в табл. 6.

Таблица 6

Время от начала устойчивой работы (в часах)	Температура в °С по пирометру № 5	Подвод
0	796	Центральный
0,25	806	„
2,50	1141	Комбинированный
3,75	1216	„
4,25	1196	„

Таблица 7

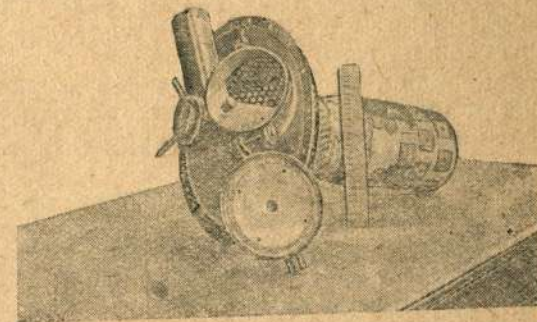
Время от начала устойчивой работы (в часах)	Температура по пирометру № 5 в °С
0	913
0,25	953
0,50	964
0,75	964
1,00	955
1,25	955

Как и следовало ожидать, температура резко упала при центральном подводе: она составляла лишь 800° вместо 1114° и даже 1216° С.

Следовательно, при надлежащем устройстве центрального подвода воздуха можно значительно снизить температуру стенок камеры газификации. Так как пирометр, производивший замеры, находился не у самой стенки, а его горячий спай был от нее на расстоянии около 80 мм, то нужно считать температуру стенки еще более низкой. Отсюда следует сделать вывод, что при центральном подводе воздуха надобность в шамотной обмуровке отпадает, если сопло будет установлено надлежащим образом (т. е. место подвода воздуха будет расположено выше суживающейся части камеры).

Хороший почин в этом отношении мы имеем на примере установки инж. Володина (ЛИИ), несмотря на то, что эта установка работает на угле, но в камере газификации отсутствует огнеупорная футеровка, и камера сделана из железа толщиной в 6—7 мм. Более новая модель [генератора подобного типа спроектирована НАТИ в 1936 г. и испытывалась в производственных условиях.

При иной конструкции сопла будут и другие результаты. Например, можно расположить фурмы в несколько рядов, по высоте сопла, как это сделано у финляндской генераторной установки Сандвиненс (фиг. 11), в этом случае мы мало выгадываем в понижении температуры.



Фиг. 11.

Данные испытаний по второму варианту (сопло с 12 фурмами) приведены в табл. 7.

Средняя температура около 950° С. Конечно, температура стенок будет ниже, но все же по сравнению с первым вариантом она высока. Размещение мест подвода воздуха в данном случае хуже.

Таким образом можно сделать заключение, что для уменьшения температуры стенок камеры газификации следует употреблять центральный подвод воздуха и притом в достаточной удаленности от стенок, концентрировав весь подводимый воздух в одной плоскости. При таких условиях уголь, окружающий центральный подвод, создаст некоторую изоляцию стенок от непосредственного соприкосновения с дутьем и тем самым будет способствовать большей их устойчивости, так как температура стенок не будет высока. Использование этого принципа открывает возможности для улучшения и упрощения конструкции.

Наиболее удачное использование этого принципа мы видим в конструкции французской газогенераторной установки Cohin-Poulenc. Несмотря на огромную температуру, до 2000° С, име-

ющую место около центрального подвода воздуха, стенки камеры газификации не имеют огнеупорной обмуровки — они стальные и даже не толстые (всего 6 мм).

Для выяснения влияния второго варианта подвода центрального воздуха на температуру зоны горения при комбинированном подводе рассмотрим данные табл. 8. Цифры, приведенные в ней, относятся к еловому топливу $W_{abc} = 15\%$.

Таблица 8

Температура по пирометру № 5 в °С															
974	1045	1066	1111	1106	1077	1122	1117	1118	1078	1038	1036	1119	1109	1179	1209
Время от начала устойчивой работы (в часах)															
0	0,25	0,50	0,75	1,00	1,25	1,50	1,75	2,00	2,25	2,50	2,75	3,00	3,25	3,50	3,60

Средняя температура (не принимая во внимание температуру, которая относится к моменту полного выгорания топлива в бункере), будет 1101° , считая за время установившейся работы генератора, т. е. через 40 минут после начала устойчивой работы двигателя на газе.

Как видно, все цифры близки к средней температуре при нормальной работе 1114° . Заметим, что при этом испытании подогрев воздуха отходящим газом был отключен.

Таблица 9

Время от начала устойчивой работы (в часах)	Температура по пирометру № 5 в °С	Мощность двигателя в л. с.	Расход газа в м ³ /час
0	1073	26	78
0,25	1134	24	72
0,50	1135	20,4	61
0,75	1130		
1,0	1156		
1,25	1126		
1,50	1126	8,6	26
1,75	1106	4,45	13
2,00	1117		
2,50	1147		
3,00	1188	18,4	55

счете расхода газа не требуется, то последний вычислен, исходя из расхода в $3,0 \text{ м}^3/\text{л. с. ч.}$ при 0° и атмосферном давлении 760 мм рт. ст.

Данные наших измерений, представленные в табл. 9, расходятся с установившимся понятием о том, что при повышении отбора газа, а следовательно, и интенсивности дутья, температура зоны горения должна возрастать.

Оказалось, что в известных границах этой зависимости не существует, и температура зоны горения мало зависит от отбора газа для генераторов, работающих на дровах по обратному процессу.

Полученный результат можно объяснить тем, что при увеличивающемся отборе газа интенсифицируется не только процесс в камере газификации, но и процесс сухой перегонки и подсушки, вследствие чего в зону высоких температур увеличивается приток паров химической и гигроскопической воды из зон подсушки и перегонки. Последние и влияют понижающим образом на температуру зоны горения.

Разобрав в зоне горения температуру, соответствующую различным случаям подвода воздуха, приведем данные, характеризующие температуру зоны восстановления. Температура замерена для случая работы с нормальным подводом воздуха; но есть все основания полагать, что эта температура останется и при различных положениях центрального подвода воздуха, так как подача центрального воздуха мало влияла на температуру зоны горения.

Таблица 10

Время от начала устойчивой работы (в часах)	Температура в °С по пирометрам	
	№ 6	№ 8
0	820	782
0,25	870	762
0,50	Около 920	—
0,75	—	773
1,75	—	753

температуру самой нижней (дальней от фурм) части зоны.

Для опыта были взяты еловые чурки $6 \times 5 \times 4 \text{ см}$ влажностью $W_{abc} = 11\%$. Из данных табл. 10 видно, что температура верхней части зоны восстановления составляла около 920°С и самой нижней части — около 770°С .

Перейдем к рассмотрению температур в зоне сухой перегонки и подсушки. Деление на эти зоны носит чисто условный характер, поэтому рассмотрим обе зоны совместно. Необходимо указать, что пирометр № 1 находился в верхней части бункера на расстоянии 1400 мм от дна генератора (1130 мм от колосниковой решетки) и регистрировал температуру зоны подсушки, находясь на границе зон подсушки и сухой перегонки. Пирометр № 2 находился в середине бункера в зоне сухой перегонки — несколько ближе к ее верхней части; расстояние от пирометра № 2 до дна генератора — 110 мм. Пирометр № 3

регистировал температуру нижней части зоны сухой перегонки и находился на расстоянии 820 мм от дна генератора.

Таблица 11

Время от начала устойчивой работы в (часах)	Температура в °С по пирометрам		
	№ 1	№ 2	№ 3
0,00	70	—	577
0,25	88	—	627
0,50	120	—	—
0,75	140	450	—
1,00	—	450	—
1,25	—	420	—
1,50	160	—	477
1,75	160	—	427
2,00	160	540	527
2,25	—	540	—
2,50	—	—	—
2,75	—	—	—
3,00	200	—	—
3,25	270	360	—
3,50	305	340	—
3,75	340	420	—

В табл. 11 приведены данные замеров по всем трем точкам. Данные по пирометрам № 1 и 2 взяты как наиболее характерные из многочисленных замеров. Испытание проводилось при работе на еловых чурках $W_{абс} = 11\%$, причем каждый раз велась работа до полной выработки бункера, поэтому последние 60—65 минут пирометр № 1 был вне топлива, которое успевало опуститься ниже его уровня. В меньшей мере, но также относится это к пирометру № 2, который обнажался из слоя топлива в последние 35—40 минут работы генератора. Как видно из табл. 11, свежезагруженное топливо постепенно нагревается, проходя через

и т. д. Примерно через 45—50 минут оно достигает своей равновесной температуры в этой части генератора. Повышение температуры по пирометру № 1, начиная за 45 минут перед остановкой по выработке топлива, объясняется, с одной стороны, лучеиспусканием опускающегося топлива, и, с другой стороны, работой центрального подвода воздуха. Нами установлено, что главная вертикальная фурма сопла создает сильную струю горячего воздуха вверх, таким образом получается нечто вроде дополнительного конуса горения, направленного основанием вверх. Это явление, главным образом, способствовало повышению температуры по пирометру № 1. На показания пирометра № 2 также действует опускание топлива; в последние 40—45 минут на нем заметно понижение температуры. Очевидно, количество тепла, передаваемого лучеиспусканием, менее передаваемого путем непосредственного контакта с топливом для средней части зоны сухой перегонки.

Учитывая вышесказанное, следует принимать за установившуюся температуру соответствующей зоны по пирометру № 1 температуру, которая наблюдается в пределах: начиная через

45—50 минут после начала устойчивой работы двигателя на газе и кончая, примерно, за 65 минут до полной выработки бункера. При этих условиях средняя температура по пирометру № 1 будет 160°С.

Для получения средней температуры по пирометру № 2 не следует принимать в расчет первые 45 минут работы и показания пирометра, относящиеся к работе газогенератора за 60 минут и менее до выработки топлива; тогда средняя температура по пирометру № 2 будет 480°С. Наконец, средняя, определенная нами, температура по пирометру № 3 равна 527°С.

Для подтверждения высказанного положения о влиянии центрального подвода воздуха на температуру зоны подсушки

Таблица 12

Время от начала устойчивой работы в часах	Температура в °С по пирометрам	
	№ 1	№ 2
0,25	70	—
0,50	80	—
3,25	97	—
3,50	75	—
3,75	70	—
4,00	70	—
4,25	70	—
4,50	76	—
4,75	76	—
5,00	86	—
5,25	—	100
5,50	—	130
5,75	—	230
6,00	—	350

и сухой перегонки приводим в табл. 12 данные замеров температуры по пирометрам № 1 и 2 при отключенном центральном подводе воздуха. Необходимо отметить, что это утверждение может быть отнесено для случая нижнего подвода и хотя бы с одной фурмой, обращенной вверх. Это испытание проводилось при работе генератора на еловых дровах $W_{абс} = 15\%$.

Таблица 13

Время от начала устойчивой работы в часах	Установка сопла	
	$b = 50$ мм	$b = 100$ мм
	t в °С по пирометру № 1	
0,00	72	—
0,25	80	—
0,50	115	—
0,75	140	240
1,00	130	250
1,25	—	270
1,50	150	250
1,75	152	240
2,00	120	248
2,25	105	310
2,50	218	280
2,75	170	164
3,00	200	252
3,25	160	170
3,50	190	220
3,75	170	198
4,00	210	266
4,25	270	230
4,50	305	260
4,75	340	238
5,00	—	204
5,25	—	390
5,50	—	440

Как видно из табл. 12, температура по пирометру № 1 колеблется около средней величины в 77°C . Средняя же температура по пирометру № 2 — около $100-120^{\circ}$. Повышение температуры по пирометру № 2 к моменту почти полной выработки топлива объясняется лучеиспусканием. Таким образом, несомненно, видно влияние центральной подачи воздуха на температуру зоны подсушки и сухой перегонки. Это весьма интересное явление.

Следовательно, имеется еще один фактор повышения температуры в зоне сухой перегонки и подсушки — это центральный подвод воздуха с одной или несколькими фурмами, расположенными по вертикали.

До сих пор знали только один фактор повышения температуры в указанных зонах — это подогрев отходящими газами.

Если для данного топлива необходим возможно сильный подогрев в зонах сухой перегонки и подсушки, то следует применить оба фактора, т. е. центральный подвод и обогрев отходящим газом.

Повышение температуры зон подсушки и сухой перегонки путем применения центрального сопла с верхней фурмой связано с получением продуктов полного сгорания, поэтому применить этот фактор имеет смысл лишь для генераторов, рассчитанных на работу восстановительного слоя. В настоящее время это может быть отнесено к огромному большинству транспортных генераторов.

Повышение установки сопла поднимает температуру зоны подсушки и сухой перегонки; повышение сопла на 50 мм от нормального (фиг. 8; $b = 50\text{ мм}$) не вызывает резкого изменения температуры, повышение же его до 100 мм сразу изменяет картину, и температура резко повышается. Сказанное подтверждается данными, приведенными в табл. 13. Для увязки результатов с предыдущим изложением укажем, что повышение сопла на 50 мм соответствует расстоянию от колосниковой решетки до боковых фурм сопла в 410 мм , повышение на 100 мм — расстоянию в 460 мм .

Резкие колебания температуры, например, со 152 до 105° в течение получаса, объясняются загрузкой свежего топлива. При выводе средних показателей эти скачки не приняты во внимание. В обоих случаях испытания применялись еловые чурки, для случая с соплом $b = 50\text{ мм}$ $W_{\text{абс}} = 13,4\%$, для случая с соплом $b = 100\text{ мм}$ $W_{\text{абс}} = 9,4\%$.

Из сопоставления взятых процентов влажности можно вывести заключение, что повышенная температура в случае $b = 100\text{ мм}$ зависит не только от высоты сопла, но и в известной мере получена в результате малой влажности топлива; преобладающим фактором в данном испытании все же является повышение сопла, что видно из других наших измерений.

Средняя температура зоны подсушки (верхней части зоны сухой перегонки) получится для случая $b = 50\text{ мм}$ 172°C и для случая $b = 100\text{ мм}$ составит 251°C и при опускании сопла на 45 мм около 150°C по пирометру № 1. При исчислении этих средних температур нами не принимались во внимание темпе-

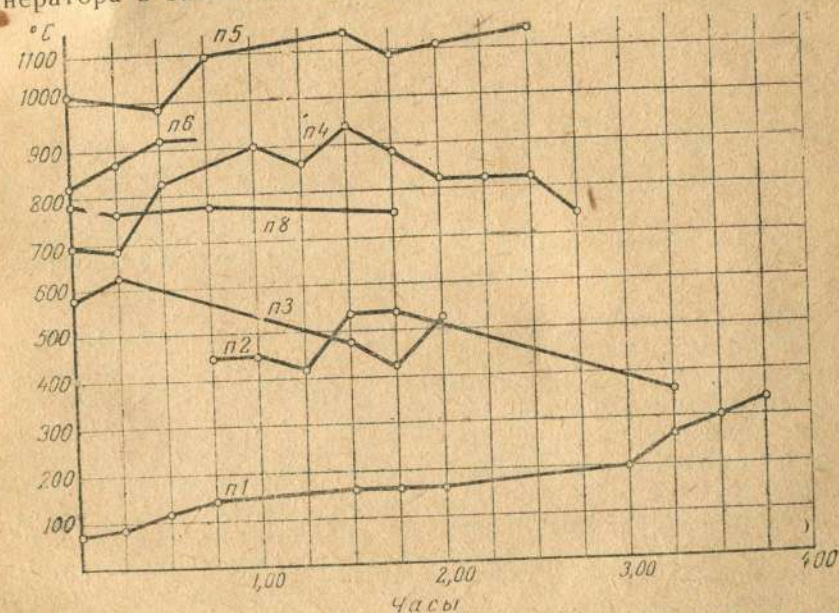
ратурные скачки в результате загрузки топлива, а также данные первых трех и последних четырех измерений.

Из анализа данных табл. 4, 5, 12 и 13 вытекает, что в то время как на температуру зоны горения наличие и положение сопла мало влияют, то наличие и положение сопла значительно влияют на температуру зоны сухой перегонки и подсушки.

Таким образом, исходя из только-что проделанного анализа и известных данных литературы, можно сделать следующие основные заключения о влиянии центрального подвода воздуха с обязательным наличием одной или нескольких вертикальных фурм:

- 1) повышение температуры зоны сухой перегонки и подсушки;
- 2) уменьшение температуры стенок камеры газификации при одном центральном подводе;
- 3) разложение смол и кислот вследствие высокой температуры около центра камеры газификации.

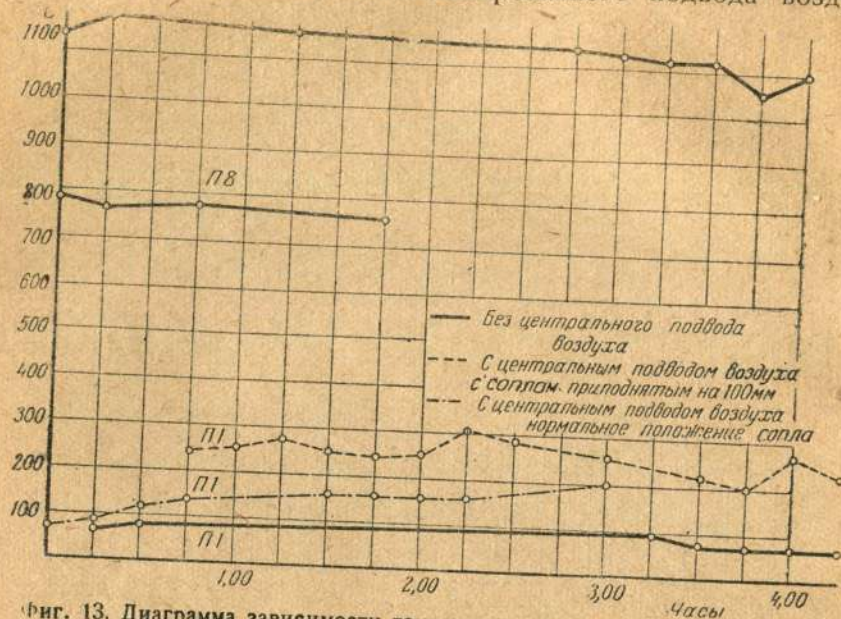
Общую картину изменения температуры в различных зонах генератора в зависимости от времени дают графики фиг. 12 и 13.



Фиг. 12. Диаграмма зависимости температуры различных зон генератора от времени работы.

На диаграммах фиг. 12 и 13 за начало отсчета температуры принят момент начала устойчивой работы двигателя на газе. На диаграмме фиг. 12 кривые показаний пирометров относятся к случаю нормального комбинированного подвода воздуха. Все кривые диаграмм (фиг. 12 и 13) соответствуют работе генератора на еловых чурках со средним размером около $6 \times 5 \times 4$ и $6 \times 3 \times 4\text{ см}$ и влажностью в пределах от 10 до 15% . Число оборотов двигателя около 1050 об/мин . Диаграмма на фиг. 13

дает представление об изменении температуры в зависимости от времени для различных комбинаций подвода воздуха. На этой диаграмме показаны сплошными линиями данные, характеризующие температурный режим генератора для случая работы без центрального подвода воздуха, пунктирной линией обозначена кривая для случая комбинированного подвода воздуха



Фиг. 13. Диаграмма зависимости температуры различных зон генератора от времени работы.

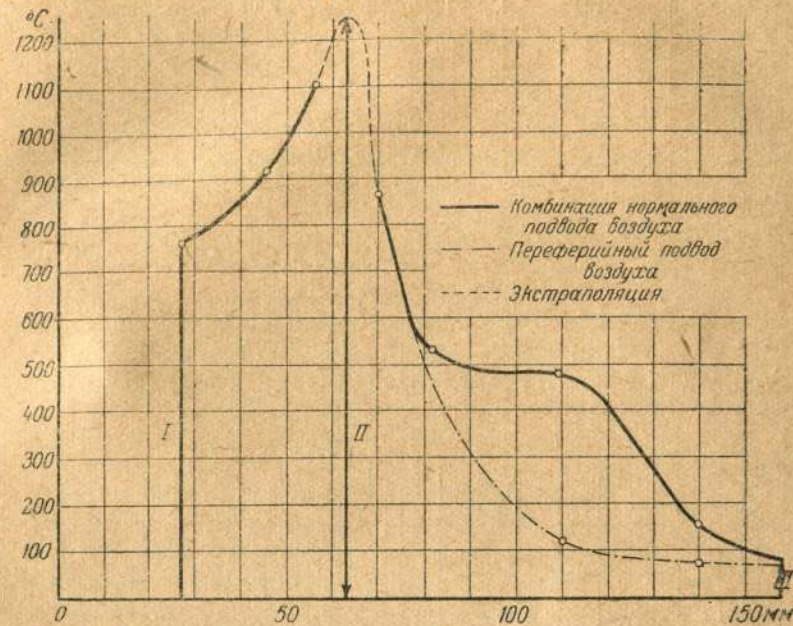
с соплом при $b = 100$ мм и, наконец, пунктиром с точками — случай нормального комбинированного подвода воздуха. На диаграмме фиг. 13 ясно видно влияние центрального подвода воздуха на температуру в бункере.

Большой интерес представляют кривые фиг. 14, показывающие изменение средней температуры в зависимости от высоты генератора. За начало координат здесь приняты 0°C и $0,00$ мм от дна генератора. Вертикальными линиями на диаграмме обозначены: I — верхняя поверхность колосниковой решетки, II — плоскость воздуха по периферии и III — фланец крышки бункера. Кривая, вытянутая сплошной линией, соответствует нормальному комбинированному подводу воздуха; участок кривой, обозначенный пунктиром с точками, относится к случаю одного бокового подвода воздуха, т. е. с отключенным центральным. На этой диаграмме особенно хорошо заметно отклоняющее действие центрального подвода воздуха на правую ветвь кривой.

Если проследить течение кривой диаграммы фиг. 14, то мы видим, что, начиная от колосников, температура плавно возрастает до места подвода воздуха, т. е. до плоскости фурм, после чего она начинает падать. Это падение температуры по мере удаления от зоны горения по внутренней части бункера к загрузочному люку происходит вполне плавно [при отсутствии

центрального подвода воздуха, но картина резко меняется при наличии центрального подвода воздуха. Кривая температур сильно замедляет свое падение, отклоняясь вправо, и вблизи загрузочного люка обе ветви почти сходятся.

Таким образом на диаграмме фиг. 14 показана закономерность изменения температуры по высоте внутренней полости



Фиг. 14. Диаграмма средних температур различных зон генератора.

транспортного генератора. Эта закономерность относится к большинству генераторов, так как работающие по опрокинутому процессу генераторы почти полностью охватываются двумя вариантами: генераторы, имеющие только периферический подвод воздуха или подвод комбинированный.

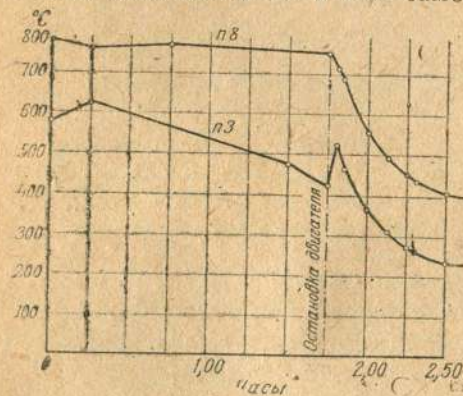
Насколько нам известно, столь подробных исследований температурного режима внутренней полости транспортного генератора не проводилось. Большинство имеющихся измерений температуры относилось к выходу газа и наружным температурам генератора. Сравнение полученных нами данных возможно только с данными по стационарным генераторам. Но за основу для сравнения можно взять генератор, работающий с присадкой пара и без присадки последнего. Учитывая условия работы на дровах по опрокинутому процессу стационарных генераторов, следует считать, что наиболее близким к транспортному газогенератору является генератор, работающий с присадкой воды. Однако нужно заметить, что вместе с парами воды поступают смолы, кислоты и пр. из верхних зон, что не может не повлиять на температуру внутренней полости. Поэтому наше сравнение будет носить лишь ориентировочный характер, тем более, что величины соответствующих зон сильно разнятся друг от друга в обоих газогенераторах.

Таблица 14

Положение над решеткой в мм	Температура в °С	
	воздушное дутье	паровоздушное дутье
Уровень дутья	—	—
250	1400	1110
500	—	—
750	—	925
1000	1250	—
1250	—	810
1500	1030	—
По выходе из газогенератора	580	410

данными нами, но температуры, полученные Вендтом при паровоздушном дутье, весьма близки к нашим; конечно, распределение их по высоте генератора иное, что объясняется различием конструкций и разными размерами сравниваемых генераторов.

После остановки двигателя процессы газификации прекращаются, но остывает генератор не сразу, несмотря на отсутствие отсоса газа двигателем или самотягой. На диаграмме фиг. 15



Фиг. 15. Диаграмма хода остывания генератора.

даны кривые остывания генератора в двух его точках: в конце зоны восстановления (пирометр № 8) и в нижней части зоны сухой перегонки (пирометр № 3). Кривые относятся к работе на еловых чурках при $W_{abc}=11\%$. Как видно из диаграммы, после остановки двигателя температура зоны восстановления начинает падать по некоторой кривой сначала очень быстро, а потом замедляясь. В течение 45 минут температура падает с 753 до 403°С. Температура нижней части зоны сухой перегонки после остановки двигателя сначала делает скачок вверх, а затем идет на убыль по кривой того же вида, что описана выше. Температурный скачок вверх можно объяснить тем, что раскаленные газы, не отсасываясь снизу, устремляются вверх в бункер и временно повышают его температуру.

Исходя из данных графика фиг. 15, можно сделать вывод, что через 45—50 минут после остановки двигателя генератор можно не разжигать, так как температура самовоспламенения дров около 300°С и древесного угля около 350°С.

2. Температура выхода газа из генератора

Температура газа по выходе из генератора не постоянная величина, она зависит от ряда факторов, например: от влаж-

ности топлива, конструкции самого генератора и пр.; но при одном и том же генераторе и топливе температура будет меняться, пока не установится устойчивый режим генератора. В начале работы температура газа самая низкая, а затем постепенно повышается. Сначала это повышение идет довольно быстро и примерно через 1 час работы почти прекращается или, вернее, идет очень медленно.

Для замера температуры отходящих газов была использована хромель-алюмелевая термопара, которая горячим спаем соприкасалась с потоками отходящего газа. Она была вставлена в специально приваренную для этого трубку, а уплотнение достигалось асбестовой набивкой на подобие сальника. Термопара помещалась в газосборнике около отводящего патрубка. В табл. 15 приведены некоторые замеры, взятые из большого их числа.

Данные табл. 15 относятся к работе генератора на еловых чурках $W_{abc}=10-15\%$. Для 2, 3 и 4-й граф $W_{abc}=10\%$, для 5-й графы $W_{abc}=15\%$ и для 6-й графы $W_{abc}=13\%$. Как видно, изменение влажности в этих незначительных границах не сказывается на температуре отходящего газа.

Средние температуры отходящего газа для газогенератора с подогревом воздуха следующие:

а) для случая нормального комбинированного подвода воздуха—541°С (графа 2);

б) для случая нормального комбинированного подвода воздуха—547°С (графа 3);

в) для случая комбинированного подвода соплом, повышенным на 100 мм,—553°С (графа 4);

г) для случая без центрального подвода воздуха—557°С (графа 5); то же без подогрева воздуха;

д) для случая комбинированного подвода с соплом, повышенным на 80 мм,—610°С (графа 6).

Заметим, что подогрев первичного воздуха не очень велик и может быть принят как средний для многих типов транспортных генераторов, не имеющих подогрева отходящими газами.

Положение центрального сопла или даже его полное отсутствие мало влияют на температуру отходящего газа, поэтому среднее из первых четырех измерений может служить величиной, характеризующей температуру выхода газа из транспортного генератора со средним подогревом воздуха без обогрева топлива газами.

Средняя температура выхода газа со средним подогревом воздуха будет 550°С. Средняя температура выхода газа без подогрева или с малым подогревом 610°С.

Температура выхода газа в генераторе с большим подогревом первичного воздуха с помощью отходящих газов будет, конечно, ниже 550°С. Например, эта температура в генераторе НАТИ-III после полуторачасовой работы равна приблизительно 365°.

Из табл. 15 видно, что в период устойчивой работы генератора температура выхода газа все время меняется. Эти колебания, повидимому, связаны с колебанием температуры в активной зоне и являются показателями наличия своего рода пульсаций. Последние, как это будет видно и из анализа газов,

Легкие газогенераторы—846—8

Таблица 15

Время от начала работы на газе (в часах)	Температура отходящего газа в °С				
	комбинированный подвод воздуха			без центрального подвода воздуха	комбинирован. подвод. Сопло поднято на 50 мм
	нормальн.	нормальн.	сопло поднято на 100 мм		
с подогревом воздуха					без подогрева
1	2	3	4	5	6
0	—	—	—	275	—
0,25	340	—	—	307	432
0,50	481	421	494	402	522
0,75	539	436	494	Была остановка	573
1,00	—	472	499	Была остановка	594
1,25	522	513	504	—	594
1,50	519	573	524	352	—
1,75	525	518	524	522	629
2,00	545	—	524	—	635
2,25	545	—	524	—	631
2,50	—	586	529	—	616
2,75	566	601	536	—	617
3,00	568	632	584	543	613
3,25	Остановка после выработки топлива	632	566	543	619
3,50		638	586	558	609
3,75		Остановка после выработки топлива	596	573	600
4,00			616	558	591
4,25			576	557	606
4,50			576	534	631
4,75			581	525	632
5,00		589	564	542	
5,25		596	574	Остановка после выработки топлива	
5,50		596	584		
5,75		Остановка после выработки топлива	584		
6,00			584		

идут и дальше и в конечном итоге отражаются на работе двигателя, мощность которого также начинает пульсировать.

Из сказанного ясно, что борьба с неравномерной мощностью двигателя есть борьба с пульсирующим режимом генератора. Пока можно указать один основной метод борьбы с этим неприятным явлением. Он вытекает из объяснения характера пульсаций как неравномерности процессов вследствие заторов, провалов, и пр., а также исходя из самого характера колебаний. Если смотреть на гальванометр во время работы генератора, то можно заметить, что эти колебания происходят около какой-то средней величины, причем последняя по мере нагревания генератора увеличивается. Это мы наблюдали за время описываемых опытов неоднократно. Об этом же говорят и все приведенные цифры по температурному режиму генератора и по температуре выхода газа. Так как эти колебания совершаются в незначительные отрезки времени, то можно или их уничтожить, или во всяком случае достаточно сильно сгладить тем же путем, которым сглаживаются пульсации при микрометрических измерениях.

Для этой цели необходимо результаты нескольких пульсаций сложить вместе и взять среднее из них. Буквально в такой арифметической формулировке и намечается мера борьбы: необходимо собрать в одном месте результаты нескольких пульсаций по составу газа и, смешав все объемы, питать двигатель средним составом.

Это можно выполнить, построив на пути движения газа от генератора к двигателю достаточно большое помещение для газа, т. е. создать своего рода газгольдер.

Учитывая нежелательность вследствие обратимости реакции пребывания газа при высокой температуре его выхода, следует отметить, что в газгольдере должен находиться охлажденный газ, следовательно, место для газгольдера должно быть после охладителей.

Емкость газгольдера должна обеспечить возможно более ровную работу двигателя и определиться габаритами транспортных машин.

Большие перспективы в этой части открываются для мотофлота, где можно ставить газгольдеры большой емкости, а следовательно, получить ровную и устойчивую работу двигателя на газе.

Газгольдер позволит получить не только устойчивую и ровную работу двигателя при полной нагрузке, но и даст очень гибкую работу на дросселированном режиме, следовательно, облегчит пуск двигателя. Вот почему должно использоваться все возможное для увеличения емкости газгольдера на автомобилях и тракторах.

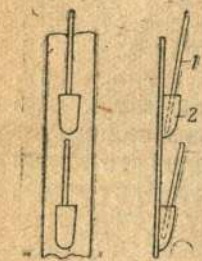
3. Температура наружной поверхности генератора

Температура наружной поверхности генератора измерялась ртутными термометрами.

Измерение осуществлялось с помощью устройства, показанного на фиг. 16, где видны карманы и термометры, вставленные в них. Всего по высоте генератора было устроено для установки термометров шесть карманов на расстояниях, указанных

на фиг. 17. Постоянное положение термометров в карманах позволяло фиксировать температуру в любое время работы генератора, поэтому нами получены цифры, выражающие зависимость температуры данной части поверхности от времени работы генератора.

Данные наших измерений за два испытания приведены в табл. 16. В обоих случаях испытание проводилось с нормальным комбинированным подводом воздуха; генератор работал на еловых дровах ($W_{\text{абс}} = 10\%$) до полной выработки бункера, т. е. до тех пор, пока двигатель не останавливался, израсходовав все топливо. Температура окружающего воздуха при работе постепенно поднималась. В начале испытаний она была обычно около $24 \div 26^\circ\text{C}$, а в конце $33 \div 38^\circ\text{C}$. Эти данные также отражены в табл. 16. Для лучшего представления о температурных колебаниях и о самых температурах стенок генератора приведена диаграмма (фиг. 18), отражающая зависимость температуры различных точек поверхности генератора от времени работы.



Фиг. 16. Установка термометра.

1—термометр; 2—карман.

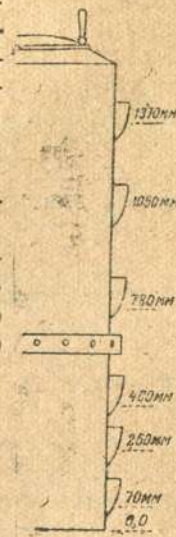
Таблица 16

Время от начала работы двигателя (в часах)	Температура в $^\circ\text{C}$						Температура наружного воздуха
	№ термометров						
	14	15	16	17	18	19	
0,17	50	50	74	250	256	88	23,5
0,33	63	60	92	310	310	118	—
0,83	69	73	104	326	305	130	—
1,50	84	96	162	333	308	138	—
1,84	90	96	143	326	294	130	33,0
2,34	92	96	137	330	296	130	33,0
2,67	121	121	148	328	288	124	33,2
0,10	57	55	68	188	206	86	28,6
0,58	55	60	100	282	296	112	31,2
0,67	61	71	122	236	324	136	34,2
1,33	—	88	132	334	324	144	33,6
1,67	80	85	126	324	314	140	35,2
2,00	81	84	122	324	278	130	34,5
2,25	74	80	120	330	268	128	33,6
2,67	91	100	130	323	266	126	35,6
3,00	170	156	188	320	260	124	38,0

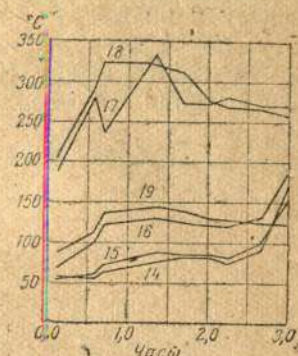
Очень интересен характер зависимости температуры различных точек поверхности от времени работы. Этот характер различен для бункера и для поверхности кожуха камеры газификации. Подъем кривых 14, 15, 16, и 19 более пологий, чем кривых 17 и 18 (фиг. 18). На поверхности бункера температура в первое время работы заметно поднимается, пока не достигает некоторого равновесного состояния. Равновесное состояние температур поверхности бункера может продолжаться очень долго, причем температуры испытывают небольшие колебания от средних величин вследствие, главным образом, догрузок топлива. Однако это состояние продолжается только до тех пор, пока топливо не выгорит до половины бункера. После этого наступает повышение температуры поверхности бункера, и кривые 14, 15 и 16 (фиг. 18) поднимаются вверх. Причина этого явления объяснена нами выше при разборе подобного же явления с повышением температуры внутри бункера при сильном выгорании топлива.

Температура поверхности кожуха камеры газификации, поднимаясь, достигает некоторого равновесного состояния. В отличие от хода температуры поверхности бункера температура кожуха по мере опускания топлива в бункере ниже его середины не повышается, а понижается. Средние температуры, по взятым точкам боковой поверхности генератора в зависимости от расстояния от дна генератора приведены в табл. 17. В строке 3 этой таблицы средние величины относятся к верхним данным табл. 16; в строке 4 — к нижним и в строке 5 — среднее между ними. Данными последней строки табл. 17 можно пользоваться для расчетов по тепловому балансу генератора.

Температуры днища и крышки генератора данной конструкции при испытаниях оказались: днища около 120°C и крышки около 80°C .



Фиг. 17.



Фиг. 18. Диаграмма температур наружных стенок генератора.

Таблица 17

1. Расстояние от дна газогенератора в м.м.	70	250	400	780	1050	1370
2. № термометра	19	18	17	16	15	14
3. Средняя температура в $^\circ\text{C}$.	132	301	329	136	90	84
4. То же	138	310	327	126	88	82
5. Средняя температура по табл. 16 в $^\circ\text{C}$.	135	305	328	131	89	83

Следует помнить, что данные цифры относятся к генератору без подогрева бункера отходящими газами, но с двойными стенками для сбора конденсата. Нижнее днище отделено воздушной прослойкой в 150 мм от дна зольника. Если бы дно зольника являлось дном генератора, то его средняя температура была бы около 270° С.

Сравнивая полученные нами данные температур боковой поверхности генератора с таковыми же данными инж. И. С. Мезина, мы установили, что в общем они совпадают.

Однако наиболее высокие температуры боковой поверхности взяты И. С. Мезиным по циркуляции подогреваемого воздуха, почему и не могут претендовать на точность обычных температурных измерений. Внеся соответствующие коррективы на основе наших замеров, получим данные в обновленном и дополненном виде для дровяных генераторов (табл. 18).

Таблица 18

№ по пор.	Наименование частей газогенератора	Температура в °С	
		подвод воздуха	
		центральный	без центрального подвода
1	Верхнее днище, когда бункер не обогревается отходящим газом	80	50
2	Верхнее днище, когда бункер обогревается отходящим газом	100÷120	70÷90
3	Нижнее днище без изоляции	270	270
4	„ „ с изоляцией воздушной (150 мм) прослойкой	120	120
5	Нижнее днище с изоляцией асбестовым картоном	180÷200	180÷200
6	Боковая поверхность бункера без обогрева отходящим газом, но с двойными стенками для сбора конденсата, верхняя часть	83	50
7	То же, средняя	89	60
8	„ „ нижняя	131	130
9	Верхняя часть боковой поверхности бункера с обогревом	90÷100	50÷70
10	То же, средняя	190÷230	170÷230
11	„ „ нижняя	260÷280	250÷270
12	Верхняя часть боковой поверхности без обогрева бункера с одинарными стенками	80÷90	50
13	То же, нижняя	200÷230	180÷200
14	Верхняя часть поверхности шахты генератора	328	328
15	То же, нижняя	305	305
16	Боковая стенка нижней воздушной коробки (типа Дейтц)	135	135

Мы не выделяем угольных генераторов, так как считаем температуру их наружной поверхности сходной с температурой боковой поверхности генератора дровяного типа. Однако при пользовании данными табл. 18 нужно учитывать при прямом процессе увеличенную температуру нижнего днища и зольника до 300—350°. Таким образом, например, расчет тепла, пошедшего на лучеиспускание поверхности угольного генератора, можно вести на температуры дровяных генераторов, но с учетом повышенной температуры нижней части при прямом процессе.

4. Общий график распределения средних температур в дровяном транспортном генераторе опрокинутого процесса

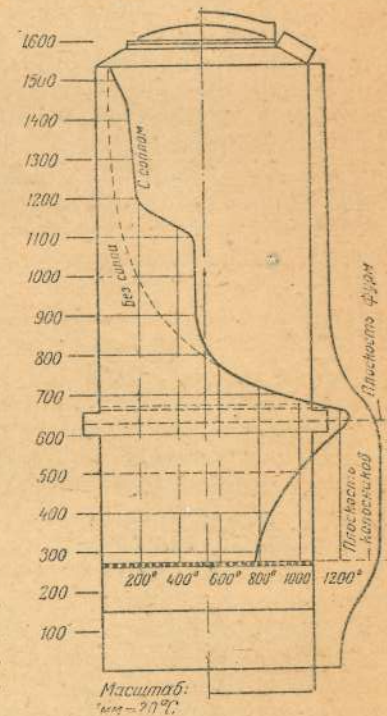
На фиг. 19 представлен общий график распределения температур в транспортном генераторе опрокинутого процесса, работающем на древесных чурках. Внутри схемы генератора (фиг. 19) помещены кривые температуры его внутренней полости и снаружи — кривые температуры поверхности. Температура внутренней полости отсчитывается от левой стенки генератора в указанном масштабе. Температура стенок отсчитывается от последних в том же масштабе.

Температура внутренней полости генератора, работающего без центрального подвода воздуха, показана пунктиром; а кривая температур, показанная сплошной линией, соответствует работе генератора с центральным соплом, причем одна из фурм в нем обращена вверх.

Как видно из фиг. 19, наличие сопла влияет повышающим образом на температуру в бункере и, следовательно, способствует увеличению зоны сухой перегонки за счет зоны подсушки.

Ориентируясь на температуру и конструктивные особенности генератора, мы произвели приближенную разбивку на зоны по вертикали (фиг. 19).

Конечно, наша разбивка носит довольно условный характер, так как установить границу между зонами можно лишь очень приблизительно. Несмотря на условность, такая разбивка все же дает картину совершающихся процессов внутри транспортного генератора. Действительно, все процессы газификации твердого топлива в известной мере зависят от температуры.



Фиг. 19. График распределения средних температур.

Зона восстановления	800—1000
„ горения	1000—1250
„ сухой перегонки	200—800
„ подсушки	70—200

Каждой температуре соответствует обычно и свое химическое равновесие, а следовательно, и свой состав газов, поэтому предлагаемая схема дает не только распределение температур по высоте генератора, но и распределение процессов.

Начнем разбор процессов сверху генератора. Как видно из графика (фиг. 19), температура в бункере растет по направлению от крышки к фурмам, начиная от 70° и до температуры зоны горения.

Процессы, протекающие в бункере, проходят следующим образом. Температура, до которой нагревается дерево без доступа воздуха, имеет существеннейшее влияние на характер и количество получаемых продуктов, и в зависимости от температуры как характер, так и количество продуктов могут изменяться в широких пределах; быстрота перегонки также зависит от температуры нагрева. В процессе сухой перегонки можно наблюдать несколько стадий. Первоначальная стадия заключается в испарении из древесины влаги, причем вместе с водяными парами перегоняются небольшие количества летучих веществ. Начиная приблизительно с 200—250°, намечается вторая стадия, при которой происходит разложение некоторых менее устойчивых составных частей древесины. Затем наступает третья стадия, настоящая разложение, при которой лигниноцеллюлоза разлагается с выделением тепла. Наконец, наступает четвертая и последняя стадия, при которой нагревание продолжается и температура поднимается до 350—400°, для того чтобы обеспечить окончательное разложение и насколько возможно очистить уголь от смолистых веществ¹.

По нашей схеме мы можем отыскать место течения того или иного процесса. В зону подсушки мы отнесли верхнюю часть бункера со средней температурой 120—140°. Начиная с 200° и выше, мы имеем зону сухой перегонки.

Сказанное выше относится к обычным условиям ведения процесса сухой перегонки, т. е. имеется время, достаточное для нормального хода реакций. Например, в одном из опытов, приведенном в том же труде¹, длительность процесса сухой перегонки 22 кг сухой древесины сосны в реторте указана в 10,5 часа. Время нахождения древесины в бункере генератора, за которое протекают процессы, начиная от подсушки до конца сухой перегонки, — значительно менее и обычно находится в пределах 1½—2½ часов. В опытах, проведенных нами, это время равнялось 1½ часам для еловых дров (на твердых породах время несколько увеличится).

В условиях транспортного генератора процесс сухой перегонки идет быстрее и интенсивнее, так как отсутствует регулировка температур, и дерево, опустившись по бункеру до зоны с температурой около 270°, начинает быстро разлагаться с выделением тепла. Однако нельзя сказать, что при температуре 350—400° процесс уже кончается, как это имеет место в обычных условиях перегонки дерева. Дело в том, что за короткий промежуток времени пребывания в бункере чурки реагируют,

¹ Бэнбери, Сухая перегонка дерева, Гослестехиздат, 1933.

главным образом, по поверхности; нам неоднократно приходилось наблюдать обугливание по периферии при наличии мало обуглившейся средней части. Вот почему в транспортных генераторах процесс сухой перегонки продолжается до весьма высоких температур, и может случиться, что, благодаря быстроте опускания в бункере топлива не вполне обугленные чурки попадут и в зону горения, а при плохой конструкции генератора даже ниже.

Итак, условия сухой перегонки в генераторе прежде всего отличаются быстротой. Посмотрим, выгодно ли с точки зрения газификации топлива такое увеличение скорости ведения процесса. Если выгодно, тогда нужно стремиться возможно выше поднять температуру бункера, оставив его в прежних размерах. Если не выгодно, придется удлинить время пребывания топлива в бункере, например, увеличив диаметр последнего.

Bothesiani произвел определение выходов продуктов из каштанового дерева при медленной и быстрой перегонке. Данные этого интересного опыта приведены в табл. 19.

Из табл. 19 видно, что при быстрой перегонке сильно увеличивается выход древесного газа и уменьшается выход смолы, уксусной кислоты и метилового спирта.

С точки зрения газификации твердого топлива уменьшение выхода смол и кислот за счет увеличенного выхода древесного газа является крайне желательным, а поэтому следует стремиться к возможному повышению температуры в бункере. Для этого существует два метода: 1) обогрев отходящим

Таблица 19

№ по порядку	Древесина	Быстрота перегонки	Уголь		Всего дестиллята в %	Смолы в %	Подсольная вода		Уксусная кислота в %	Метиловый спирт в %	Ацетон в %	Древесный газ в %
			в реторте в %	на воздухе в %			в %	кислотность в %				
1	Ствол	Медленная (0,05 кг/час)	27,31	30,09	59,46	3,96	55,50	4,87	2,70	0,68	0,07	13,20
		Быстрая (1,0 кг/час)	22,76	25,74	54,05	3,30	50,75	4,10	2,25	0,56	0,06	23,19
2	Ветви	Медленная	21,00	22,81	60,00	4,32	55,68	8,38	4,65	1,16	0,12	19,00
		Быстрая	17,50	19,54	54,54	3,60	50,84	7,00	3,90	0,97	0,11	27,96
3	Корни	Медленная	23,75	26,25	58,75	4,05	54,69	5,85	3,30	0,83	0,08	17,50
		Быстрая	20,00	22,74	53,41	3,38	50,03	4,90	2,75	0,69	0,07	25,59

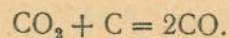
газом и 2) применение центрального подвода воздуха с одной или несколькими фурмами, направленными вверх.

Наличие смол и кислот в газе, хотя бы и в уменьшенных количествах, все же требует применения сложной и громоздкой аппаратуры для очистки от них газа. Как уже говорилось выше, для освобождения газа от этих примесей и применяется обратный процесс с тем, чтобы, пропустив смолы и кислоты через зоны высоких температур, разложить их. Однако разложение смол возможно только при наличии высокой температуры по всему сечению активной зоны и если топливо к моменту попадания его в зону горения полностью обуглено. Последнее условие достигается путем обогрева бункера, а первое — путем получения высокой жаронапряженности пояса на плоскости фурм. Обычно считают достаточной жаронапряженностью для древесины $500\text{--}900 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$. При меньшей напряженности горения для повышения температуры средних частей зоны горения необходимо применить центральный подвод воздуха.

Испытанный нами генератор имел напряженность горения на уровне фурм $q = 153 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$ при нормальной работе двигателя (СТЗ-15/30). При испытании с вывернутым соплом после нескольких часов работы клапаны двигателя и смеситель оказались сильно засмоленными, причем пружины не могли преодолеть сопротивления засмоленных клапанов, и двигатель остановился.

При работе с комбинированной подачей воздуха явление засмоления двигателя, смесителя или газопроводов никогда не наблюдалось. Эти опыты подчеркивают роль центрального подвода воздуха как основной меры борьбы с засмолением при низкой напряженности процесса.

После прохода зоны горения продукты полного и неполного горения, а также разложившиеся продукты сухой перегонки поступают в зону восстановления. Средняя температура этой зоны около 850°C . При такой температуре в присутствии раскаленного угля и углекислого газа идет реакция его восстановления:



Эта реакция, как большинство других при горении углерода, обратима, и каждой температуре соответствует свое соотношение между окисью углерода и углекислотой.

Однако для достижения равновесия необходимо определенное время. В условиях транспортного генератора, рассчитанного на работу восстановительного слоя, очевидно, это время мало по сравнению с необходимым, так как состав газа получается обыкновенно соответствующим не средней температуре зоны 850°C , а температуре выхода из восстановительного слоя, т. е. около 770°C . В нашем случае состав газа соответствует температуре $680\text{--}720^\circ\text{C}$. Возможно, что на состав газа влияет, в худшую сторону, пребывание его в газовой коробке при температуре около 550°C .

Кроме возможного состава воздушного газа, вычерченная нами кривая температур (фиг. 19) даст возможность судить о равновесном состоянии реакции водяного газа, о величинах

возможной диссоциации водяного пара, о равновесии реакции $\text{C} + 2\text{H}_2 = \text{CH}_4$ и пр.

Все эти заключения можно сделать, имея под руками данные соответствующих работ Нериста и Вартенберга, Габера, Ле-Шателье, Гудинефа и Фельбека и пр.

Рассмотрение состояний равновесия не входит в нашу задачу. Заметим только, что пребывание газа в температурном интервале $400\text{--}600^\circ\text{C}$ следует возможно сократить во избежание течения обратных реакций в худшую сторону. Для этого газ по выходе из генератора необходимо возможно скорее охладить.

Пользуясь нашим графиком распределения средних температур в газогенераторе (фиг. 19), можно сделать весьма важное заключение о величине паросборной рубашки бункера. Последняя предназначена для сбора паров воды путем их конденсирования на холодных стенках. В испытываемом нами генераторе двойные стенки были сделаны до самого фурменного кольца. Из направления кривой наружных стенок видно, что, уже не доходя до фурменного кольца на 240 мм , температура наружных стенок бункера была около 100°C , следовательно, о конденсировании паров воды не могло быть и речи. Поэтому для получения надежной работы паросборной рубашки необходимо последнюю не доводить до фурменного кольца не менее, чем на $300\text{--}350 \text{ мм}$.

Рассматривая распределение температур внутри и снаружи генератора, выясним причины, обуславливающие те или иные температуры данной зоны.

Причиной, обуславливающей температуру в известной части генератора, является соотношение между приходом и расходом тепла.

Статьи прихода тепла следующие:

- а) теплота, выделившаяся вследствие течения экзотермических реакций;
- б) физическая теплота участвующих в реакции веществ;
- в) теплота, получаемая вследствие теплопередачи от тел с более высокой температурой.

Статьи расхода тепла:

- а) теплота, поглощенная при течении эндотермических реакций;
- б) потери вследствие теплопередачи (конвекция и лучеиспускание);
- в) теплота на испарение воды;
- г) физическое тепло отходящих газов.

Произведем подсчет наиболее важных статей прихода и расхода — теплоты реакций.

Под теплотой реакции понимается общий приход или расход тепла вследствие течения химического процесса, при этом температура системы до и после реакции должна быть одинакова, т. е. выделившееся или поглощенное в реакции тепло не должно пойти на изменение температуры системы, иначе определение теряет точный смысл.

Известно, что тепло реакции равняется сумме теплот сгорания исчезнувших исходных веществ минус сумма теплот сгорания вновь полученных веществ. Этим положением мы и

воспользуемся для определения тепла реакций. Ниже (табл. 20). приводим данные калориметрических измерений некоторых газообразных веществ при постоянном давлении [26]

Таблица 20

№ по пер.	Вещество	Формула	Высшая теплотворная способность или тепло сгорания в кал/м ³	Низшая теплотворная способность в кал/м ³
1	Водород	H ₂	3 050	2 570
2	Окись углерода	CO	3 035	3 035
3	Метан	CH ₄	9 530	8 570
4	Этан	C ₂ H ₆	16 790	15 340
5	Этилен	C ₂ H ₄	15 560	14 600
6	Ацетилен	C ₂ H ₂	14 060	13 580
7	Пропан	C ₃ H ₈	24 270	22 300
8	Бензол (пары)	C ₆ H ₆	35 130	33 700
9	Сероводород	H ₂ S	6 170	5 690
10	Сероуглерод	CS ₂	11 860	11 860
11	Пары бензина (примерно)	—	—	10 400

Все реакции при газификации твердого топлива происходят при температуре выше точки кипения воды, а следовательно, последняя при реакциях будет находиться в парообразном состоянии, поэтому для вычислений берем низшую теплотворную способность.

Кроме газообразных веществ в реакциях участвует и твердое — углерод.

Тепло горения тем более, чем менее плотность твердого горючего. Это видно из табл. 21, составленной по исследованиям В. А. Рота.

Таблица 21

Вещество	Плотность	кал/г-атом	кал/кг
Блестящий уголь	Около 1,86	97,78	8148
" "	" 2,00	96,85	8071
" "	" 2,07	96,61	8051
Ретортный уголь	Реторта не обогревается	96,56	8097
" "	Нагрев до 1000° С	95,63	7969
" "	" " 2000° С	94,96	7913
" "	" " 3000° С	94,15	7846

Из рассмотрения вполне современных данных о теплоте сгорания вытекает, что наиболее плохо обстоит дело с точными цифрами теплоты сгорания по углероду. Для расчетов различные авторы используют различные величины теплоты сгорания. Например, Ногин К. И. берет 8137 кал/кг (данные акад. М. А. Павлова), Мезин И. С. — 8060 кал/кг (по Габинскому Я.), доц. Гинзбург Д. Б. — 7944 кал/кг, В. Уокер, В. Льюис и В. Макс-Адамс — 8008 кал/кг, Ф. Шустер — 8100 кал/кг и т. д.

Рассчитывая генератор, в основном, на древесное и древесно-угольное топливо, мы считаем теплоту сгорания углерода по ретортному углю в 8100 кал/кг.

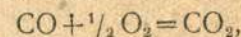
На выбор этой цифры повлияли следующие обстоятельства:

1) по данным, собранным и подвергнутым критической обработке акад. М. А. Павловым, теплота сгорания аморфного углерода равна 8137 кал/кг;

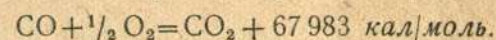
2) по современным данным американцев Гудинефа и Фельбека теплота сгорания углерода 8075 кал/кг.

Выбранная нами цифра находится между ними. Это гарантирует нас от значительных ошибок.

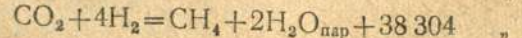
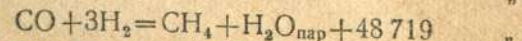
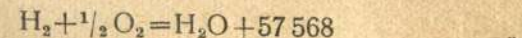
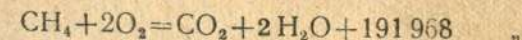
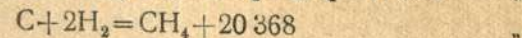
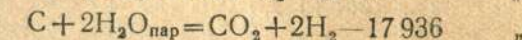
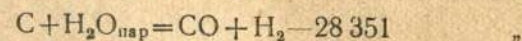
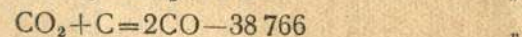
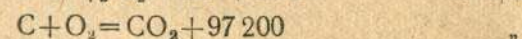
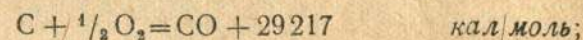
В качестве примера вычислим теплоту реакции



теплота сгорания CO по табл. 20 — 3035 кал/м³, что в переводе на 1 моль даст 3035 · 22,4 = 67 983 кал/моль. Теплота сгорания CO₂ равна нулю, поэтому тепло реакции будет



Подобным же образом, вычисляя, найдем:



Что же касается до реакций сухой перегонки, то, как показали исследования Класона, они совершаются с небольшим выделением тепла. Древесина, нагретая до известной температуры, будет разлагаться без введения дополнительного тепла извне. Для иллюстрации привожу пример по данным Класона¹.

¹ Бэнбери, Сухая перегонка дерева (перевод), Гослестехиздат, 1933.

Теплота сгорания березовых дров, взятых для опыта, 4895 кал/кг, 100,6 кал необходимо, чтобы повысить температуру березовых дров до 275°С. Общая теплота сгорания продуктов сухой перегонки равна 4636,4 кал. При 275°С они поглощают 262,5 кал, так что вся теплота, выделившаяся при сухой перегонке, на 1 кг березовых дров равна

$$4895 + 100,6 - 4636,4 - 962,5 = 96,7 \text{ кал.}$$

Теплота реакции:

$$4895 - 4636,4 = 258,6 \text{ кал/кг.}$$

Из приведенных в примере цифр виден незначительный тепловой эффект реакций сухой перегонки. В генераторе опрокинутого процесса при тепловом расчете этим эффектом можно пренебречь, тем более, что последний сильно зависит от различных факторов, а именно—от скорости процесса и температуры его. С увеличением скорости процесса уменьшается количество выделяющейся теплоты. Теплоту реакции сухой перегонки можно считать поглощенной нагревом органической массы топлива и продуктов сухой перегонки до 275—300°С. В дальнейших тепловых расчетах газогенератора мы принимаем во внимание лишь расход тепла на испарение влаги и на дальнейшее повышение температуры паров воды.

Б. АНАЛИЗ ГЕНЕРАТОРНОГО ГАЗА

Анализы генераторного газа производились с помощью ручного газоанализатора Норзе¹.

Работа велась согласно инструкции завода, причем CO₂ поглощался едким кали, C_nH_m (тяжелые углеводороды)—раствором брома, O₂—щелочным раствором пирогалловой кислоты.

После поглощения CO₂, C_nH_m и O₂ к оставшемуся газу добавляется некоторое количество воздуха и полученная смесь пропускается через раскаленную кварцевую трубку, обогреваемую током, для дожигания. После дожигания и охлаждения газа в нем определяется количество CO₂ и непрореагировавший O₂. После всех этих действий производится подсчет состава газа по формулам, предложенным инструкцией.

Забор газа для анализов производился от места выхода газа из генератора. Анализом охвачены почти все комбинации подвода воздуха. Полученные цифры, как и все предыдущие, относятся к работе на еловых чурках среднего размера и влажности от 10 до 15%.

В табл. 22 анализы газа сгруппированы по принципу подвода первичного воздуха. Из анализа данных этой таблицы видна принципиально одинаковая возможность работы как с комбинированным подводом, так и с одним периферийным или центральным; большого различия в составе газа не наблюдается, если число фурм не уменьшено до весьма малого (анализ № 26).

¹ Завод контрольно-измерительных теплотехнических приборов „Точизмеритель“.

Таблица 22

№ по пор.	Время от начала работы (в часах)	Подвод воздуха	Расстояние боковых фурм сопла от колосников (в мм)	Подогрев воздуха	W _{абс} топлива в %	Состав газа в % по объему						
						CO	H ₂	CH ₄	C _n H _m	O ₂	CO ₂	N ₂
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
1	0,25	Комбинир.	360 (нормально)	С подогревом	10	14,5	13,7	0,7	1,5	0,2	9,5	59,9
2	1,50	„	То же	То же	10	15,7	15,5	—	0,2	1,3	9,2	58,1
3	2,00	„	„	„	10	14,0	10,4	2,6	—	1,3	8,5	63,1
3a					Среднее	14,7	13,2	1,1	0,6	0,9	9,1	60,4
4	0,00	„	„	„	10	14,9	17,1	1,2	0,3	1,2	9,5	55,8
5	0,58	„	„	„	10	15,2	15,4	0,9	—	1,4	8,7	58,4
6	1,50	„	„	„	10	17,0	16,0	0,5	0,1	1,3	9,6	55,5
7	2,17	„	„	„	10	17,2	13,0	1,7	—	1,9	8,5	57,7
7a					Среднее	16,1	15,4	1,1	0,1	1,4	9,1	56,8
8	1,00	„	410 (подн. на 50 мм)	„	10	13,9	13,7	2,4	1,1	0,9	8,1	59,9
9	0,00	„	460 (подн. на 100 мм)	„	9,4	9,4	9,4	4,4	—	1,4	11,4	64,0
10	0,75	„	То же	„	9,4	12,0	13,2	2,8	—	2,6	9,6	59,8
11	1,75	„	„	„	9,4	13,7	14,9	2,6	—	1,4	11,0	56,4
12	2,25	„	„	„	9,4	13,0	13,4	3,8	—	0,9	11,2	57,7
13	3,25	„	„	„	9,4	14,3	13,9	1,8	—	1,7	10,5	57,8
14	4,25	„	„	„	9,4	13,8	13,0	1,3	—	2,7	10,3	58,9
15	5,25	„	„	„	9,4	14,0	14,0	1,7	—	1,8	9,6	58,9
15a					Среднее	12,9	13,1	2,6	—	1,8	10,5	59,1
16	0,00	„	315 (опущено на 45 мм)	„	15,0	8,0	16,3	3,1	—	1,0	11,0	60,6
17	1,00	„	То же	„	15,0	11,8	17,7	0,6	—	1,6	10,0	58,3
18	2,50	„	„	„	15,0	12,9	14,2	3,1	0,2	0,4	10,6	58,6
18a					Среднее	10,9	16,1	2,3	0,1	1,0	10,5	59,1
19	0,17	„	410	Без подогрева воздуха	13,4	12,7	12,7	6,9	0,4	0,6	10,6	56,1
20	1,00	„	410	То же	13,4	15,6	16,6	5,8	0,4	0,6	10,8	50,2
21	1,75	„	410	„	13,4	11,9	19,9	0,1	0,4	0,8	11,2	49,7
22	2,5	„	410	„	13,4	16,2	18,6	5,2	—	0,8	10,8	48,4
23	3,33	„	410	„	13,4	15,1	18,1	4,7	0,2	0,2	11,4	50,3
24	4,17	„	410	„	13,4	19,7	21,5	4,2	0,2	0,8	10,6	43,0
24a					Среднее	15,2	17,9	5,5	0,3	0,6	10,9	49,6
25	5,17	Один периферийный	Без сопла	С подогревом (13 фурм) ¹	15,0	14,5	21,6	0,5	—	1,0	11,0	51,4
26	0,00	Один центральный	460	То же	15,0	15,5	14,5	1,8	—	2,0	10,8	55,4
27	0,25	То же	460	„								
28	0,25	Комбинир.	460 сопло с 13 фурмами	С подогревом (4 фурмы) ²	14,3	10,3	12,5	0,5	—	2,0	7,6	67,1
29	1,25	„	То же	Без подогрева	15,0	8,9	10,0	3,4	—	1,0	10,8	65,9
30	2,0	„	„	То же	15,0	15,5	22,0	0,7	—	2,6	10,4	48,8
31	3,0	„	„	„	15,0	12,2	15,0	2,6	0,4	0,8	11,4	57,6
31a					15,0	12,3	13,3	3,9	0,2	0,8	11,0	58,4
31a					Среднее	12,2	15,1	2,7	0,1	1,3	10,9	57,7

¹ 12 фурм $\varnothing = 8$ мм и 1 фурма $\varnothing = 9$ мм.
² 3 фурмы $\varnothing = 8$ мм и 1 фурма $\varnothing = 9$ мм.

Пользуясь данными табл. 22 о теплотворной способности газов, составим табл. 23.

Таблица 23

Номер по табл. 22	24а	8	25	31а	26	7а	15а	18а	3а	27
Низшая теплотворная способность в кал/м ³	1418	1074	1038	998	997	987	952	951	932	677

Из табл. 23 видно, что газ наибольшей калорийности получен при комбинированном подводе воздуха с соплом, поднятым над колосниковой решеткой на 410 мм, т. е. на 50 мм выше нормального. Теплотворная его способность в 1418 кал/м³ получена благодаря наличию значительного количества метана при этой комбинации подвода воздуха с отключенным подогревом. Однако вывода на основе этой цифры мы делать не можем, так как на основе теоретических рассуждений трудно объяснить резкое различие этой цифры от других. Заметим, что подобные же выходы метана зафиксированы и в некоторых повторных анализах, не вошедших в табл. 22. Во всяком случае первые два места по теплотворной способности относятся к газу, полученному при комбинированном подводе воздуха с соплом ($b=50$ мм), установленным на высоте 410 мм над колосниковой решеткой.

Третье место по теплотворной способности принадлежит газу, полученному при опыте с одним периферийным подводом воздуха, причем в данном случае обращает на себя внимание большое количество водорода—21,6%. Остальные цифры в табл. 23 резко не отличаются друг от друга за исключением последней. Последнее место занял газ, полученный при центральном подводе воздуха с минимальным числом фурм.

Следует иметь в виду, что комбинированный подвод воздуха был испытан в шести вариантах, центральный—в двух (при одном заведомо невыгодном) и периферийный—в одном. Поэтому очень возможно было бы найти такие комбинации по высоте подвода воздуха в периферийном и центральном подводах, которые дали бы лучшие результаты, чем полученные нами. Вот почему трудно сделать на основе этих цифр окончательное заключение о пригодности или непригодности того или иного подвода воздуха для транспортных газогенераторов. Вероятнее всего, что все эти комбинации имеют равное право на использование, и вопрос о применении того или иного подвода воздуха должен решаться для каждого конкретного случая особо. Однако нельзя не согласиться с некоторым преимуществом одного центрального подвода воздуха перед остальными, а именно:

1) меньшая температура стенок камеры газификации даст возможность их изготовления из дешевых материалов и без шамотной обмуровки (используется угольная теплоизоляция;

2) повышенная температура в бункере способствует лучшему ходу процесса перегонки с увеличенным выходом газов и уменьшенным выходом смол и кислот;

3) простота конструкции и легкость замены сгоревшего сопла.

В. ХОД ОХЛАЖДЕНИЯ ГАЗА И РАЗРЕЖЕНИЕ В РАЗЛИЧНЫХ ЧАСТЯХ ГЕНЕРАТОРНОЙ УСТАНОВКИ

При проведении нами опытов газ охлаждался и очищался при помощи разбрызгиваемой воды в пылеотделителе и охладителе, поэтому интенсивность охлаждения зависела от температуры охлаждающей воды и ее расхода. На фиг. 5 видно расположение термометров в системе очистки и охлаждения.

Для характеристики хода охлаждения газа, из имеющихся многочисленных данных по замеру температур в системе очистки и охлаждения, наиболее характерные приводим в табл. 24.

Таблица

Время от начала работы (в часах)	Мощность двигателя в л. с.	Число об/мин	t охлаждающего г. за в °C	Температура в °C по термометрам (номера)												Расход воды на охлаждение газа в л/сек
				2	3	4	6	7	8	9	10	11	12	13		
				2,25	24,4	1030	524	78	30	28	38	38	36	24	14	
2,50	26,9	1070	529	45	28	30	39	40	60	42	14	16	36	23	0,50	
2,75	23,4	1040	536	48	28	29	40	40	57	45	14	18	40	26	0,54	
3,00	24,4	1050	584	48	29	29	41	41	58	46	14	18	44	25	0,41	
3,28	25,3	1060	566	51	30	30	41	41	45	31	14	20	46	28	0,39	
3,50	25,6	1060	586	47	30	30	41	41	44	31	14	20	42	28	0,45	
3,75	24,7	1040	596	47	30	31	41	42	43	30	14	18	38	28	0,42	
4,00	25,6	1050	616	45	29	32	40	41	42	28	14	20	40	30	0,52	
4,25	25,8	1050	576	42	29	32	40	41	53	40	14	18	40	26	0,48	
4,50	24,4	1040	576	42	29	30	42	42	63	50	14	17	38	23	0,59	
4,75	24,8	1040	581	42	30	30	43	43	69	56	14	17	36	24	0,64	
5,00	24,1	1020	589	43	30	30	42	42	74	62	14	18	34	25	0,54	
5,25	23,1	1020	596	38	30	30	42	42	68	61	14	18	38	24	0,59	
5,50	—	—	596	40	30	30	42	—	—	—	—	18	38	24	—	
Среднее	24,8	1044	575	46,9	29,4	30	—	—	54,7	42	14	—	—	25,6	0,466	

Чтобы на отсчеты температур не мог повлиять постепенный разогрев всей установки с момента начала работы до установившегося режима, первые цифры таблицы взяты после 2¼ часов работы генератора.

Степень сжатия в двигателе $\epsilon = 8$. Влажность топлива $W_{абс} = 10\%$.

После 5,5 часа работы двигатель остановился по выработке топлива; газ имел среднюю температуру выхода в 575°C ; после прохода пылеотделителя температура газа была $46,9^{\circ}\text{C}$, а пройдя холодильник, $-29,4^{\circ}\text{C}$. В данном случае газ был охлажден ниже температуры окружающего воздуха (36°C), поэтому он, проходя далее в сухой очиститель, получил по выходе из него слегка повышенную температуру в $30,0^{\circ}\text{C}$. При этой температуре газ и поступил в смеситель. Температура поступающей на охлаждение воды была 14°C . Температура отходящей (отработанной воды) равна в среднем $25,6^{\circ}\text{C}$ при ее среднем расходе $0,466 \text{ л/сек}$ или $0,466 \cdot 3600 = 1678 \text{ л/час}$.

Зная температуру входящей и выходящей воды и ее количество, можно определить физическое тепло, уносимое газом за час работы установки.

Физическое тепло, выделенное газом при охлаждении с 575°C до $29,4^{\circ}\text{C}$ за время часовой работы установки (соответственно расходу еловых чурок $W_{абс} = 10\%$ — 26 кг/час), будет

$$1678(25,6 - 14) = 19480 \text{ кал.}$$

Однако вычисленное нами количество тепла будет несколько более действительного, так как частичный обогрев охлаждающей воды может происходить за счет теплопередачи от близко стоящего газогенератора и окружающего воздуха¹.

Расход воды, как видно из приведенных выше данных, довольно значительный. При эксплуатации газогенератора на водном транспорте это обстоятельство роли не играет, а в условиях же работы сухопутного транспорта такая система очистки и не мыслится.

Из табл. 24 видно, что температура подававшейся для охлаждения двигателя воды была от 24 до 62°C и выходила из его рубашек, повышаясь до $36-74^{\circ}\text{C}$. Средняя температура подводимой воды была 42°C , отводимой $54,7^{\circ}\text{C}$. Расход воды на охлаждение двигателя составлял $0,527 \text{ л/сек}$, или 1897 л/час при условии указанных средних температур, таким образом, потеря тепла с охлаждающей водой составляла 24100 кал/час .

Часовое потребление сухого генераторного газа двигателем в час составляло около 70 м^3 , что при теплотворной способности в 950 кал/м^3 даст 66500 кал/час , следовательно, потеря в охлаждающую воду составит:

$$\frac{24100}{66500} \cdot 100 = 36\%.$$

Большая потеря с охлаждающей водой объясняется низкой температурой стенок цилиндра при работе.

Разрежение в различных частях установки замерялось при проведении опытов с помощью водяных пьезометров, располо-

¹ По тепловому балансу теплосодержание газа и его влаги за 1 час работы генератора равно

$$(567 + 140) \cdot 26 = 18400 \text{ кал.}$$

жение которых было показано на фиг. 5. Наиболее интересными точками этого замера являются П14 — разрежение в газовой коробке генератора (сопротивление генератора), П12 — сопротивление всей установки до смесителя, П13 — разрежение в воздушном патрубке смесителя и П14 — разрежение после смесителя (сопротивление всей установки).

В табл. 25 нами приведены данные замеров разрежений установки для случая комбинированного подвода воздуха при почти постоянных оборотах двигателя (расход сухого газа около $70 \text{ м}^3/\text{час}$ при 0°C и 760 мм рт. ст.).

Таблица 25

Время от начала работы (в часах)	Число об/мин	Разрежение в мм вод. ст. по точкам												
		1	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
2,25	1030	46	47	105	48	2	110	140	142	240	242	305	387	520
2,50	1070	46	47	90	55	2	110	130	165	230	235	297	365	—
2,75	1040	—	—	105	50	1	110	135	145	205	206	275	320	530
3,00	1050	—	—	82	52	2	94	124	130	180	190	245	320	—
3,25	1060	—	—	90	56	2	100	125	135	180	181	254	305	—
3,50	1060	—	—	83	55	3	90	125	133	192	195	255	490	530
3,75	1040	—	—	105	54	2	107	137	142	200	201	267	487	520
4,00	1050	—	—	83	55	2	100	125	135	200	201	260	480	500
4,25	1050	—	—	85	55	2	101	133	140	200	201	267	480	550
4,50	1040	—	—	75	38	1	85	120	130	186	190	255	470	540
4,75	1040	—	—	81	36	1	85	—	130	182	185	258	465	512
5,00	1020	—	—	80	37	2	85	—	122	170	175	233	456	495
5,25	1020	—	—	80	57	2	90	—	140	190	195	260	460	550
Среднее	1044	46	47	88	50	2	98	129	138	197	200	264	422	520

Из табл. 25 видно, что установка работает с непрерывными колебаниями давления; правда, эти колебания невелики. Таким образом и здесь отражается вышеупомянутый пульсирующий режим работы установки. Однако заметим, что отдельные колебания не могут быть характерными для данного времени, нагрузки двигателя и топлива, так как наличие большого количества пьезометров лишило нас возможности производить одновременные отсчеты по ним. Поэтому средние величины вычислены на основе отдельных измерений; они вполне характеризуют сопротивление различных частей установки при нормальных оборотах двигателя. Положение сопла в данном случае было приподнято на 100 мм ; при опускании сопла нами было замечено падение сопротивления генератора.

Из табл. 25 видно, что:

- 1) сопротивление генератора 88 мм вод. ст.
- 2) сопротивление всей установки (без всасывающей трубы двигателя) 520 мм " "
- 3) сопротивление пылеотделителя 31 мм " "
- 4) " холодильника 9 " " "
- 5) сопротивление изогнутого по кривой газопровода ($l = 1300$ мм, $d_{вн} = 45$ мм) 59 " " "
- 6) сопротивление сухого очистителя 3 " " "
- 7) " газопровода от сухого очистителя до смесителя 64 " " "
- 8) сопротивление смесителя 256 " " "
- 9) " патрубка от генератора до пылеотделителя 10 " " "

Из перечня сопротивлений видно, что наиболее тяжелым балластом является сопротивление смесителя, равное 256 мм вод. ст. (даже при условии отсутствия налета сажи).

Нами спроектирован смеситель по типу паровозного сифона, дающий сопротивление при хорошем смешении всего лишь 20—25 мм вод. ст. Описание смесителя приведено в приложении 1.

Кроме сопротивления в смесителе обращает на себя внимание большое сопротивление газопровода, достигающее 59 и 64 мм. При проектировании газопроводов следует диаметр последних не уменьшать без крайней необходимости; их длина должна быть возможно меньше без резких переломов и углов. Указанные сопротивления газопроводов соответствуют средней скорости движения по ним газа от 10 до 11 м/сек.

Мы полагаем, что для определения диаметра газопровода следует ориентироваться на приведенные цифры скоростей и только при небольших длинах газопроводов (1—2 м) можно производить расчет на скорость до 15 м/сек.

Заметим, что уменьшение сопротивления одной части установки, например смесителя, не вызывает пропорционального падения сопротивления всей установки, а лишь уменьшает все сопротивление на некоторую долю от внесенного исправления. Необходимо учитывать, что уменьшение сопротивления в одной части повлечет больший расход газа через данное сечение, поэтому сопротивление других частей несколько возрастает. Например, введение смесителя нашей конструкции должно было бы дать падение сопротивления всей установки на 230 мм; фактическое же падение сопротивления всей установки оказалось меньше всего лишь на 113 мм.

Сопротивление установки и ее отдельных частей при прочих равных условиях зависит от отбора газа в единицу времени. С уменьшением отбора падает и сопротивление. Для иллюстрации сказанного приводим в табл. 26 наши измерения при дроселированной режиме двигателя.

Данные для табл. 26 составляют среднее из двух-трех замеров. Эти данные ясно показывают повышение сопротивления всех частей газогенераторной установки с увеличением отбора газа; например, сопротивление всей установки без смесителя при уве-

личении отбора газа с 13 до 72 м³/час увеличилось с 109 до 281 мм вод. ст.

Таблица 26

Расход сухого газа в м ³ /час при 0° С и давлении 760 мм	Разрежение в мм вод. ст. по точкам												
	1	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
13	15	20	32	24	—	35	46	48	74	77	109	162	—
26	23	25	33	24	1	35	50	53	87	89	117	188	—
61	34	37	43	40	1	51	75	83	140	143	198	325	—
72	41	46	56	40	1	66	102	120	203	205	281	443	620

Следует отметить вообще малое сопротивление как всей испытанной нами установки, так и отдельных ее частей по сравнению с другими типами транспортных генераторных установок при условии работы нашей установки с комбинированным подводом воздуха. Установки с подобной же мокрой системой очистки тоже дают большие величины сопротивлений. Например, установка ЦНИИ Лесосплава СВК-7 в испытаниях 12 мая 1936 г. показала разрежение при нормальном отборе газа за смесителем 800—1100 мм вод. ст. при сопротивлении газогенератора 100—180 мм. Сопротивление испытываемой установки близко к сопротивлению установки Декаленкова, разрежение в очистителях которой, по данным лаборатории ДВГ ЛИИ, при нормальном отборе газа было около 152 мм вод. ст.

При изменении системы подвода воздуха менялось и сопротивление газогенератора, а следовательно, и всей установки.

Без центрального подвода воздуха сопротивление генератора было около 75 мм вод. ст., сопротивление всей установки за смесителем — около 615—630 мм вод. ст.

С одним центральным подводом воздуха с соплом, имеющим четыре фурмы (три фурмы $\varnothing 8$ мм и одна $\varnothing 9$ мм), разрежение всей установки смесителя было 900 мм вод. ст.

При работе с центральным подводом, но с 13 фурмами (двенадцать фурм $\varnothing 8$ мм и одна фурма $\varnothing 9$ мм) имелось разрежение за генератором 105 мм вод. ст. и за смесителем до 640 мм вод. ст.

Ранее мы уже отмечали, что наибольшая величина сопротивления из числа элементов газогенераторной установки падает на смеситель и газопроводы. Относительно конструкции последних мы уже сделали соответствующие выводы. Проанализируем вопрос о смесителе.

Стремление к наилучшему перемешиванию смеси вызывает такую конструкцию смесителя, в которой газу и воздуху дается сложный путь с различными изгибами, завихрениями, противотоками и пр. Необходимость хорошего смешения очевидна, но,

добываясь хорошего смешения, не следует забывать о величине сопротивления. Если смеситель дает хорошее смешение, но оказывает большое сопротивление, то последнее может свести на-нет пользу от хорошего смешения, и в мощности двигателя мы не выиграем. При учете указанных двух факторов (смешения и сопротивления) надлежит особенно учитывать фактор сопротивления, так как газ и воздух достаточно хорошо перемешиваются между собой при проходе по всасывающему трубопроводу и через клапаны. Добиться некоторого повышения мощности двигателя можно, учитывая оба упомянутые фактора. Нам удалось после смены смесителя, сконструированного нами, поднять мощность двигателя на 5—8%. Большого же повышения мощности от применения рационально спроектированного смесителя ожидать трудно.

Ниже приводятся результаты исследования НАТИ в этой области, которое было проведено в 1936 г. При исследовании влияния конструкции смесителя на развиваемую двигателем мощность, в НАТИ были испытаны смесители, перечисленные в табл. 27,

Таблица 27

№ по пор.	Тип смесителя	„Сталинец-60“ $\epsilon = 6,7;$ $V_h = 18,4 \text{ л}$		ГАЗ-АА $\epsilon = 6,4;$ $V_h = 3,28 \text{ л}$		ЗИС-5 $\epsilon = 7,3;$ $V_h = 5,56 \text{ л}$	
		n об/мин	N_e л.с.	n об/мин	N_e л.с.	n об/мин	N_e л.с.
1	Стандартный	—	—	2100	29,7	2000	43,2
2	Вортокс	—	—	—	—	—	—
3	Вихревой	—	—	2100	28,6	—	—
4	Тройник	650	55,4	—	—	2000	43,8
5	Стандартный—щель 6 мм	650	56,5	—	—	—	—
6	То же 10 мм	650	54,5	—	—	—	—
7	„ „ без сопла	650	55,0	—	—	—	—

в которой приведены средние значения замеров мощностей двигателей: Сталинец-60, ГАЗ-АА и ЗИС-5.

Данные табл. 27 взяты из некоторых таблиц работ НАТИ и хорошо иллюстрируют отсутствие сильного влияния конструкции смесителя на мощность двигателя (при прочих, примерно, равных условиях). Имеющиеся небольшие отклонения мощностей находятся в пределах точности замеров (3—4%).

Корректив на разрежение не вводился. Данные этих испытаний позволяют сделать следующее заключение:

1. Все испытания смесителя с точки зрения их способности перемешивания газа и воздуха практически равноценны.

Смешение, которое происходит при встрече газа и воздуха (независимо от конструкции смесителя) при протекании смеси

во всасывающем трубопроводе и через клапаны, — вполне достаточно, и ни одним из испытанных смесителей улучшить это смешение не удалось.

2. Вследствие непостоянства условий газообразования в генераторе и непостоянства сопротивлений в газовой линии точность замеров при испытании газогенераторной установки колеблется в пределах 3—4%. Для более точного определения влияния конструкции смесителя на работу двигателя необходимо производить испытания на заранее подготовленном газе.

3. Не верно утверждение, что в зависимости от конструкции смесителя мощность (при одинаковых сопротивлениях) может изменяться на $\pm 5\%$ и более.

Из всего изложенного о смесителях мы делаем следующий общий вывод.

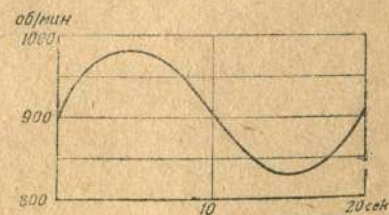
При конструировании смесителя основное внимание должно быть обращено на возможное уменьшение сопротивления последнего, для чего следует использовать превышение давления воздуха над газом.

Нам представляется, что наилучшим типом смесителя будет смеситель по типу паровозного сифона, который, во-первых, использует превышение давления воздуха над газом для уменьшения сопротивления, и, во-вторых, способствует наилучшему перемешиванию смеси. Сконструированный нами смеситель действительно оправдал возлагавшиеся на него надежды.

Для проверки влияния разрежения на мощность, развиваемую двигателем, нами был произведен опыт (была открыта и сейчас же закрыта крышка загрузочного люка) с мгновенным падением разрежения в генераторе во время работы двигателя под нагрузкой. При падении разрежения в генераторе оно уменьшалось по всей системе, и двигатель моментально реагировал на это изменение. Несмотря на нагрузку, обороты резко повышались и по прошествии, примерно, 10 секунд начинали падать ниже среднего уровня, после чего опять повышались до первоначальных размеров.

Примерный график изменения числа оборотов после быстрого открытия—закрытия загрузочного люка приведен на фиг. 20.

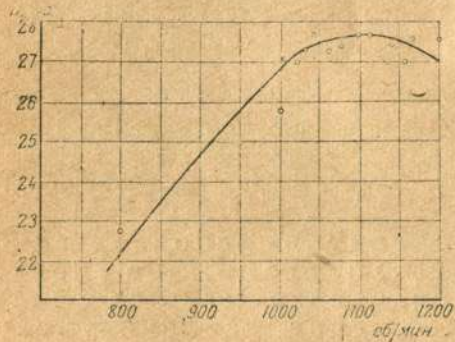
Указанное явление хорошо замечалось при каждом открытии загрузочного люка, например, при загрузке дров. Повышенные обороты и мощности двигателя объясняется падением разрежения в системе, вследствие чего повышалось наполнение двигателя. Падение мощности после кратковременного ее повышения объясняется возросшим сопротивлением и ухудшением процесса газообразования после попадания воздуха через люк.



Фиг. 20.

Г. МОЩНОСТЬ ДВИГАТЕЛЯ И РАСХОД ТОПЛИВА

На фиг. 21 изображена внешняя характеристика двигателя трактора СТЗ 15/30 при работе на газе по нашим данным. Двигатель имел степень сжатия $\epsilon = 8$. Дрова еловые $6 \times 7 \times 7$ см, $W_{абс} = 13\%$. Максимальная мощность по кривой 27,7 л. с. Мощность, соответствующая 1050 об/мин, равна 27,5 л. с. Нужно



Фиг. 21. Характеристика двигателя СТЗ на газе.

сказать, что этой характеристикой (фиг. 21) дан лучший, а не средний результат. Из многочисленных замеров на нормальных оборотах $n = 1050$ об/мин вытекает, что средняя мощность на газе при указанных условиях и наивыгоднейшем поднятии сопла не превышает 26,5 л. с. Нормальная мощность двигателя СТЗ на жидком горючем при $n = 1050$ об/мин равна 32,5 л. с.

Сопоставляя мощность двигателя при работе на газе и на керосине, находим падение мощности при переводе двигателя на газ. Даже при увеличении степени сжатия до $\epsilon = 8$ и новом всасывающем трубопроводе (без подогрева) среднее падение мощности составляло 18% ; в лучшем случае это падение мощности равнялось $15,1\%$. Падение мощности наблюдалось при работе в средних условиях, т. е. при средней температуре окружающего воздуха $+30^\circ\text{C}$ и давлении около $740 - 750$ мм рт. ст.

Приведем среднюю мощность двигателя к нормальным условиям, т. е. к работе при средней температуре в 15°C и при давлении 760 мм рт. ст. Для этого воспользуемся формулой

$$N_{e_0} = \frac{N_{e_n}}{\eta_m \cdot \frac{p_n}{p_0} \cdot \sqrt{\frac{T_0}{T_n} - \frac{1}{\eta_m} + 1}}, \quad (8)$$

где N_{e_0} — приведенная мощность в л. с.;

N_{e_n} — замеренная (наблюдаемая) мощность в л. с.;

η_m — механический к. п. д. двигателя;

p_n — замеренное атмосферное давление в мм рт. ст.;

p_0 — нормальное атмосферное давление, равное 760 мм рт. ст.;

T_0 — нормальная температура, равная $273 + 15^\circ$;

T_n — наблюдаемая температура.

Принимая для наших условий $N_{e_n} = 26,5$ л. с., $\eta_m = 0,85$, $p_n = 740$, $p_0 = 760$, $T_0 = 288^\circ$, $T_n = 303^\circ$ и подставив эти значения в формулу (8), получим среднюю приведенную мощность двигателя к нормальным условиям:

$$N_{e_0} = \frac{26,5}{0,85 \cdot \frac{740}{760} \cdot \sqrt{\frac{288}{303} - \frac{1}{0,85} + 1}} = 28,2 \text{ л. с.}$$

Сопоставляя с мощностью на жидком горючем, получим, что действительная потеря мощности при переводе на газ составляет $13,2\%$.

Как видно, потеря очень мала. Это объясняется, во-первых, увеличенной степенью сжатия ($\epsilon = 8$) и, во-вторых, отличным охлаждением газа. Температура газа часто была ниже температуры окружающего воздуха.

На развиваемую двигателем мощность влияет подвод первичного воздуха. В табл. 28 приведены данные о развиваемой двигателем мощности на газе в зависимости от вышеуказанного фактора при $n = 1030 \div 1070$ об/мин и $\epsilon = 8$.

Таблица 28

Комбинированный подвод воздуха										
до на 360 мм от колосника	старый смеситель					новый смеситель на 410 мм	Центральный подвод		Периферийный подвод (без сопла)	
	на 410 мм	на 460 мм	на 315 мм	на 410 мм и без подогрева	на 450 мм сопло с 13 фурмами		сопло с 4 фурмами	сопло с 13 фурмами		
	1	2	3	4	5		6	7		8
		26,8	26,7 [2]	25,3	24,9	26,5	25,4	24,2	24,1	25,8
24,6	25,7	25,3	26,0	24,9	26,8	25,3	24,7	24,1	26,3	
23,8	24,5	25,2	23,3	25,8	26,8	25,5	24,7	24,1	26,3	
23,9	24,5	24,2	23,3	26,7	26,8	27,3	24,1	24,5	24,9	
23,6	24,4	24,5 [6]	23,9	26,8	26,7	26,9	24,8	25,6	25,5	
24,5	24,4	24,8 [6]	23,9	25,5	26,2	26,9	—	25,5	25,3	
25,1	24,9	25,0	24,5	25,6	—	28,2	—	23,8	25,3	
25,1	—	25,2	25,3	—	—	28,2	—	—	25,3	
23,8	—	24,4 [2]	25,6	—	—	28,4	—	—	25,3	
23,8	—	25,5 [3]	24,3	—	—	28,4	—	—	—	
23,8	—	24,0	—	—	—	28,3	—	—	—	
23,8	—	26,3 [2]	—	—	—	26,5	—	—	—	
—	—	25,8	—	—	—	26,5	—	—	—	
—	—	25,2	—	—	—	26,5	—	—	—	
—	—	—	—	—	—	27,2	—	—	—	

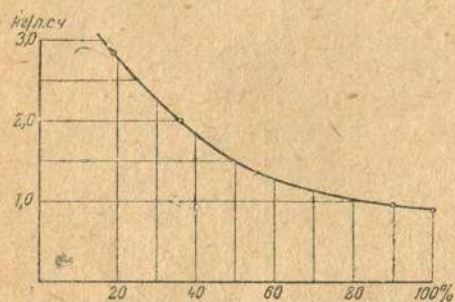
Примечание. Числа в скобках [] обозначают количество повторных одинаковых замеров

При проведении испытаний влажность еловых чурок была от 10 до 15%. Мощности приведены в таблице без поправок на нормальные условия. Условия работы: давление 740—750 мм рт. ст., температура окружающего воздуха + 28—30°С.

Из табл. 28 видно, что наибольшая средняя мощность при нормальных числах оборотов, равная 27,1 л. с., получена при работе с новым смесителем. Наивыгоднейшее положение сопла при комбинированном подводе воздуха будет 410 мм от колосниковой решетки (до боковых фурм сопла). Данные первой графы несколько занижены, так как сопротивление установки в это время было наибольшим благодаря наличию перекрытого вентилля газа.

Разница между величинами средних мощностей, полученными при работе с различным подводом первичного воздуха, очень невелика и находится почти в пределах точности замеров, поэтому все системы подвода воздуха принципиально равноценны с точки зрения получения той или иной мощности.

Расход дров замерялся при загрузке путем взвешивания.



Фиг. 22. Диаграмма зависимости удельного расхода топлива от нагрузки двигателя при $n=1050$ об/мин.

Бункер всегда догружался доверху. На полном дросселе при нормальных оборотах (1050 об/мин) расход еловых чурок составлял 1,05 кг на замеренную 1 л. с. ч., или 0,986 кг/л. с. ч. на приведенную к нормальным условиям.

При дросселированном режиме расход дров резко возрастал. На фиг. 22 приведена кривая расхода топлива при $n=1050$ об/мин. За 100% принята мощность

на полном дросселе, приведенная к нормальным условиям. Кривая построена по данным табл. 29.

Как видно из фиг. 22, при увеличении нагрузки двигателя удельный расход твердого топлива уменьшается. В приводимом опыте расход твердого топлива изменялся от 0,91 кг/л. с. ч. при полной нагрузке до 2,86 кг/л. с. ч. при нагрузке только в 18,3%. Обороты двигателя поддерживались постоянные $n=$

$n=1050$ об/мин; дрова — еловые 15% влажности. Кривая фиг. 22 указывает на невыгодность малых нагрузок для двигателя. При-

Таблица 29

Мощность в л. с.		Нагрузка двигателя в %	Расход дров в кг/час	Удельный расход дров в кг/л. с. ч.
замеренная	исправленная			
24,0	25,5	100	23,2	0,91
20,4	21,7	85	20,6	0,95
8,6	9,13	35,8	18,4	2,02
4,45	4,72	18,3	13,5	2,86

веденные данные позволяют учесть расход топлива при дросселированном режиме двигателя. Заметим, что расход на полном дросселе в 0,91 кг/л. с. ч. ниже средних полученных нами результатов (0,986 кг/л. с. ч.).

Необходимо учитывать, что не все топливо расходовалось на получение газа; имелись еще следующие статьи расхода, входящие во все вышеприведенные цифры: 1) провалы в зольник, 2) унос с газом, 3) потери на сажу и 4) потери на смолу.

В условиях работы с комбинированным подводом воздуха последний фактор, т. е. потери на смолу, может быть отброшен ввиду незначительного количества последней в газе. Унос с газом (мелких угольков или угольной пыли) и потери на сажу мы объединим под общим названием „потери на сажу“.

Что же касается до провалов в зольник и унос в виде мельчайших угольков, то размер этих отходов за время работы с комбинированным подводом воздуха приведен в табл. 30.

Дрова применялись с влажностью около 10%.

По данным проф. Ногина К. И., содержание золы в стволовой сухой древесине ели равно 0,8%, что с поправкой на 10% влажности топлива дает 0,727%.

Если принять этот процент золы, тогда очевидно, что часть ее не проваливается в зольник. Действительно, в нашем случае провал равен 0,64%, Остальная зола вместе с угольками уносилась с водой. Малый провал в зольник объясняется плохой конструкцией колосниковой решетки. При малых отверстиях в решетке через нее проваливается почти чистая зола и часть ее остается на поверхности решетки, откуда сдувается газом.

Однако унос золы невелик, и поэтому в своих расчетах мы пренебрегали возможностью частичного растворения составных частей золы в воде.

Согласно данным табл. 24 средний расход воды на систему очистки составлял 0,466 л/сек, или $3600 \cdot 0,466 = 1678$ л/час.

По нашим данным, содержание взвешенных частиц в воде равно 0,234 г/л, что в переводе на часовую работу установки дает 394 г. Расход топлива, соответствующий этому расходу воды, был 26 кг/час. Поэтому унос сажи с водой, считая на 1 кг израсходованных дров, будет равен 15,15 г/кг воды.

Таблица 30

Расход дров в кг	Унос в виде мелких угольков в г		Провалы в зольник в г	
	всего	на 1 кг дров	всего	на 1 кг дров
53	30	0,57	687	12,95 ¹
26	40	1,54 ¹	228	8,77
79	272	3,44 ¹	448	5,67
50,4	32	0,63	800	15,90 ¹
64	39	0,61	450	7,04
67,5	33	0,49	600	8,90
63	33	0,52	250	3,97
146	94	0,64	600	4,10
В среднем		0,58	—	6,4 ¹

¹ Эти данные в средний расчет не включены.

Общий отход составит $15,15 + 0,58 + 6,41 = 22,14$ г/кг; из них: 1) золы 7,27 г и 2) сажи и мелких угольков 14,87 г.

Из приведенного расчета видно, что можно при расчетах принимать потери на сажу 1,4% и на золу 0,8% от елового топлива 10% влажности. Почти такие же цифры будут и для березового, букowego и соснового топлива. Если мы будем считать на абсолютно сухой вес древесины, то потери на сажу составят 1,56%.

При наличии колосниковой решетки с большими отверстиями, конечно, увеличились бы и провалы в зольник, но крупные куски угля могут быть использованы в работе, их наличие показывает на плохую работу колосниковой решетки.

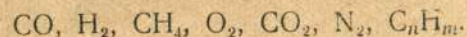
Вести расчет на величину отходов, большую, чем 2—3%, мы не считаем необходимым. В этом убеждает нас опыт работы. Заметим, что цифры отхода у нас относятся к сортированным чуркам. При применении кусков разнообразных размеров с наличием мелочи процент отходов повысится. Особенно это относится к работе на щепе. Опыты работы на щепе в ЦНИИМЭ и НАТИ показали, что забивание зольника угольной мелочью и золой происходило очень быстро. Высоту зольника в 150 мм следует признать недостаточной. Поэтому необходимость очистки зольника от осадков возникает, в среднем, через 30 км пробега машины.

ГЛАВА III

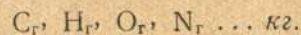
ВЫВОД ОСНОВНЫХ ФОРМУЛ РАСЧЕТА ГАЗОГЕНЕРАТОРНОГО ПРОЦЕССА

Введем следующие обозначения:

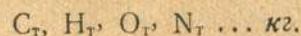
а. Состав газа в % по объему:



б. Содержание по элементарному составу в 1 м³ сухого газа:



в. Содержание по элементарному составу в 1 кг топлива:



Содержание показано по отношению к весу топлива в рабочем состоянии, т. е. с присутствием гигроскопической влаги. Гигроскопическая вода при этом входит как самостоятельный компонент, и составляющие ее H₂ и O₂ не входят в H_r и O_r.

Это можно выразить следующим равенством:

$$\text{C}_r + \text{H}_r + \text{O}_r + \text{N}_r + \text{H}_2\text{O}_{\text{гигр}} + \text{зола} = 1 \text{ кг}.$$

1. Выход сухого газа из 1 кг топлива (с гигроскопической влагой)

Этот выход определим на основе сопоставления количества углерода в топливе и газе. Углерод топлива, пошедший на

газификацию, мы получим если вычтем из его содержания в топливе потери на сажу, недожог и пр. Обозначая потери углерода через C_n, имеем количество углерода топлива, перешедшее в газ:

$$\text{C}_r - \text{C}_n \text{ кг/кг}.$$

Содержание углерода в газе:

$$\text{C}_r = 0,00536 (\text{CO} + \text{CO}_2 + \text{CH}_4) \text{ кг/м}^3 \quad (9)$$

Вывод этой формулы следующий. Если взят 1 моль газа, то в нем будет углерода 0,01 (CO + CO₂ + CH₄) молей, или 0,01 (CO + CO₂ + CH₄) · 12 кг, что в пересчете на 1 м³ сухого газа будет:

$$\text{C}_r = 0,01 (\text{CO} + \text{CO}_2 + \text{CH}_4) \frac{12}{22,4} = 0,00536 (\text{CO} + \text{CO}_2 + \text{CH}_4).$$

При расчете пренебрегаем наличием незначительного количества тяжелых углеводородов в газе. Если при расчете имеется основание их ввести, то формула примет вид (считая углеводороды за этилен):

$$\text{C}_r = 0,00536 (\text{CO} + \text{CO}_2 + \text{CH}_4 + 2\text{C}_n\text{H}_m) \text{ кг/м}^3. \quad (10)$$

Разделив количество углерода, перешедшее в газ, на содержание углерода в 1 м³ газа, получим выход сухого газа из 1 кг топлива:

$$E = \frac{\text{C}_r - \text{C}_n}{0,00536 (\text{CO} + \text{CO}_2 + \text{CH}_4)} = \frac{186,7 (\text{C}_r - \text{C}_n)}{\text{CO} + \text{CO}_2 + \text{CH}_4} \text{ м}^3/\text{кг} \quad (11)$$

или соответственно (10)

$$E = \frac{186,7 (\text{C}_r - \text{C}_n)}{\text{CO} + \text{CO}_2 + \text{CH}_4 + 2\text{C}_n\text{H}_m} \text{ м}^3/\text{кг}. \quad (12)$$

Члены, входящие в выражение, определяются исходя из предполагаемого состава топлива и газа. Потери углерода на 1 кг топлива согласно нашим данным можно принять равными:

- а) считая на абсолютно сухое дерево (чурки) 0,0156 кг/кг;
- б) считая на топливо 10% влажности (чурки) 0,0140 кг/кг;
- в) " " " 20% " " 0,0125 "

2. Содержание паров воды в газе при выходе из газогенератора

Пары воды в газе обязаны своим происхождением гигроскопической влаге топлива, водороду, находящемуся в топливе, и влажности входящего первичного воздуха.

Воды, образованной наличием влаги в топливе и водородом, находящимся в топливе, с избытком хватает на течение реакции водяного газа при дровяном топливе, поэтому поправку на влажность окружающего воздуха можно внести в конце расчета, если в этом встречается необходимость.

Подсчитаем количество воды, образовавшееся в результате газификации 1 кг топлива (или при образовании E м³ газа):

а) гигроскопической $\frac{W_{\text{отн}}}{100}$ кг или $\frac{W_{\text{отн}}}{1800}$ молей,

где $W_{\text{отн}}$ — относительная влажность в %;

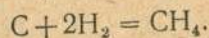
б) химической H_T кг или $\frac{H_T}{2}$ молей.

Итого воды: $\frac{W_{\text{отн}}}{1800} + \frac{9H_T}{18}$ молей.

Часть этой воды прореагирует по реакции водяного газа:



Количество водорода в молях, полученное в результате течения этой реакции, будет равно количеству воды в молях, прореагировавшей по реакции водяного газа. Однако задача не будет выполнена, если мы просто подсчитаем количество молей свободного водорода в газе и по ним найдем количество прореагировавшей воды. Дело в том, что часть образовавшегося водорода реагирует с углеродом, давая метан:



Как видно, для образования молекулы метана необходимы 2 молекулы водорода. Имея состав газа, можно подсчитать общее количество водорода, образовавшегося из воды в результате течения реакции водяного газа; оно будет $(H_2 + 2CH_4)$ в % по объему или, что то же, в молях на 100 молей газа; или в молях на 2240 м³ газа, так как объем моля газа при 0° С и давлении 760 мм рт. ст. равен 22,4 м³.

$$\frac{(H_2 + 2CH_4)E}{2240} \text{ молей.} \quad (13)$$

Если из общего количества воды, образовавшейся из 1 кг топлива (химической и гигроскопической), в молях вычесть число молей водорода, возникшего по реакции водяного газа, согласно формуле (13), то получим количество воды, находящейся в E м³ сухого генераторного газа:

$$H_2O' = \frac{W_{\text{отн}}}{1800} + \frac{9H_T}{18} - \frac{(H_2 + 2CH_4)E}{2240} \text{ молей,} \quad (14)$$

что в кг дает:

$$H_2O'' = 0,01 W_{\text{отн}} + 9H_T - \frac{18(H_2 + 2CH_4)E}{2240}; \quad (15)$$

разделив уравнение (15) на E , получим содержание влаги, входящее на м³ сухого газа:

$$H_2O = \frac{1}{E} \cdot (0,01 W_{\text{отн}} + 9 \cdot H_T) - 0,00804 (H_2 + 2CH_4) \text{ кг/м}^3. \quad (16)$$

Вода в генераторном газе является ненужным балластом; посмотрим, можно ли путем надлежащей подсушки топлива

(чурок дерева) получить газ, не содержащий паров воды. Для этого положим $H_2O = 0$ в уравнении (16) и $W_{\text{отн}} = 0$, т. е. высушим топливо до абсолютно сухого состояния, тогда

$$\frac{9H_T}{E} - 0,00804 (H_2 + 2CH_4) = 0.$$

Для абсолютно сухих дров

$$E = 2,4 \div 3,4 \text{ м}^3/\text{кг}, \quad H_T = 0,060 \div 0,064 \text{ кг/кг}.$$

Подставляя в полученное выражение $E = 3 \text{ м}^3/\text{кг}$, $H_T = 0,062$ и определяя сумму $H_2 + 2CH_4$, имеем:

$$H_2 + 2CH_4 = \frac{9 \cdot 0,062}{3 \cdot 0,00804} = 23,2.$$

Отсюда видно, что дать безводный газ может конструкция генератора, представляющая возможность получить сумму $H_2 + 2CH_4 = 23,2\%$, что, грубо говоря, соответствует 3% метана и 17% водорода.

Однако получить такой газ в транспортном генераторе на чурках, как правило, невозможно, поэтому, даже при абсолютно сухих дровах, в газе будут находиться водяные пары. Все же ясно положение, что чем суше дрова, тем лучше для процесса.

Количество влаги, приходящееся на 1 м³ влажного газа, найдем, если разделим количество воды, полученное по формуле (16), на объем соответствующего ему количества влажного газа.

Объем сухого газа плюс объем паров воды

$$V_1 = 1 + \frac{H_2O \cdot 20,4}{18} = 1 + 1,245 H_2O,$$

тогда абсолютная влажность газа будет

$$g = \frac{H_2O}{1 + 1,245 \cdot H_2O} \text{ кг м}^3 \text{ влажного газа.} \quad (17)$$

Выход влажного газа из 1 кг топлива

$$E' = E(1 + 1,245 H_2O) \text{ м}^3/\text{кг}. \quad (18)$$

3. Расход первичного воздуха на получение кубического метра сухого газа

Расход первичного воздуха найдем по количеству азота, содержащегося в топливе, воздухе и газе. Азот газа, полученный из азота воздуха, равен разности содержания азота в газе и топливе.

В 1 м³ газа содержится азота $\frac{N_2}{100}$ м³; на образование 1 м³ газа пошло топлива $\frac{1}{E}$ кг.

В этом количестве топлива содержится азота: $\frac{N_T}{E}$ кг, или в переводе на m^3

$$\frac{N_T}{E} \cdot \frac{22,4}{28} m^3;$$

количество азота воздуха, пошедшее на образование $1 m^3$ газа, будет

$$\frac{N_a}{100} - \frac{22,4 \cdot N_T}{28 \cdot E},$$

что дает количество воздуха, пошедшего на образование $1 m^3$ газа

$$L_0 = \frac{1}{0,79} \left(\frac{N_a}{100} - \frac{22,4 N_T}{28 \cdot E} \right) = \frac{N_a}{79} - \frac{1,013 N_T}{E}. \quad (19)$$

Второй член правой части — величина очень малая, почему при расчете количества фурм и их диаметра она может быть опущена, и тогда формула (19) принимает вид:

$$L_0 = \frac{N_a}{79} = 0,01266 \cdot N_a \text{ м}^3/\text{м}^3. \quad (20)$$

При расчете на 1 кг топлива в рабочем состоянии количество первичного воздуха будет

$$L_0' = 0,01266 \cdot E \cdot N_a \text{ м}^3/\text{кг}. \quad (21)$$

4. Вес кубического метра сухого генераторного газа

Вес $1 m^3$ сухого генераторного газа при 0°C и 760 мм рт. ст. подсчитываем из условий веса $1 m^3$ каждого газа:

$$G_{\text{газ}} = 0,0125 \text{CO} + 0,0009 \text{H}_2 + 0,0072 \text{CH}_4 + 0,0143 \text{O}_2 + 0,0198 \text{CO}_2 + 0,0125 \text{N}_2 \text{ кг}/\text{м}^3. \quad (22)$$

5. Низшая теплотворная способность газа

Низшую теплотворную способность газа определяем по следующей формуле:

$$H_u = 30,35 \cdot \text{CO} + 25,7 \cdot \text{H}_2 + 85,7 \cdot \text{CH}_4 \text{ кал}/\text{м}^3. \quad (23)$$

Коэффициенты при обозначениях газов соответствуют теплотворным способностям отдельных газов и взяты по данным calorиметрических измерений из табл. 20.

6. Материальный баланс газификации одного килограмма топлива

Подсчет произведем для случая работы с комбинированным подводом воздуха и нормальным положением сопла. При работе

на еловых чурках $W_{\text{абс}} = 10\%$ или $W_{\text{отн}} = 9,1\%$ получим газ следующего состава (табл. 22, графа 7а) в % по объему:

$$\frac{\text{CO}}{16,1} + \frac{\text{H}_2}{15,4} + \frac{\text{CH}_4}{1,2} + \frac{\text{O}_2}{1,4} + \frac{\text{CO}_2}{9,1} + \frac{\text{N}_2}{56,8} = 100\%.$$

Незначительное количество (0,1%) C_nH_m относим к метану. Состав топлива (влажного) будет:

C — 44,8%	по весу, или $C_T = 0,448 \text{ кг}/\text{кг}$
H — 5,7%	" " " $H_T = 0,057$ "
O — 38,9%	" " " $O_T = 0,389$ "
N — 0,8%	" " " $N_T = 0,008$ "
H_2O — 9,1%	" " " "
A — $\frac{0,7}{100\%}$	" " " $A_T = 0,007$ "

Все расчеты проведем на 1 кг топлива в рабочем состоянии

1. Выход сухого газа определим по формуле (11) при 0°C и давлении 760 мм рт. ст.

$$E = \frac{186,6 \cdot (C_T - C_n)}{\text{CO} + \text{CO}_2 + \text{CH}_4} = \frac{186,6(0,448 - 0,014)}{16,1 + 9,1 + 1,2} = 3,07 \text{ м}^3/\text{кг}. \quad (24)$$

Вес этого газа по формуле (22):

$$G_{\text{газ}} = 0,0125 \cdot 16,1 + 0,0009 \cdot 15,4 + 0,0072 \cdot 1,2 + 0,0143 \cdot 1,4 + 0,0198 \cdot 9,1 + 0,0125 \cdot 56,8 = 1,133 \text{ кг}/\text{м}^3.$$

2. Содержание влаги в этом количестве газа получим, если формулу (16) умножим на E :

$$\text{H}_2\text{O}'' = (0,01 \cdot W_{\text{отн}} + 9H_T) - 0,00804 (\text{H}_2 + 2\text{CH}_4) E = (0,01 \cdot 9,1 + 9 \cdot 0,057) - 0,00804 (15,4 + 2 \cdot 1,2) \cdot 3,07 = 0,164 \text{ кг}.$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{\text{H}_2\text{O}''}{E} = \frac{0,164}{3,07} = 0,0535 \text{ кг}/\text{м}^3, \quad (25)$$

т. е. на $1 m^3$ сухого газа при 0°C и давлении 760 мм рт. ст. приходится $53,5 \text{ г}$ воды. Это количество воды делает газ насыщенным при 37°C .

3. Количество воздуха, пошедшего на газификацию 1 кг топлива при 0°C и давлении 760 мм :

$$L_0 = \frac{N_a}{79} - \frac{1,013 N_T}{E} = \frac{56,8}{79} - \frac{1,013 \cdot 0,008}{3,07} = 0,7174 \text{ м}^3/\text{м}^3, \quad (26)$$

$$L = 0,7174 \cdot E = 0,7174 \cdot 3,07 = 2,2 \text{ м}^3. \quad (27)$$

Вес этого воздуха $2,2 \cdot 1,293 = 2,845 \text{ кг}$.

Материальный баланс для 1 кг топлива приводится ниже

а. Приход

1. Вес топлива в рабочем состоянии	1,0000 кг
2. Вес воздуха (сухого)	2,8450 "
Итого	3,8450 кг

б. Расход

1. Вес сухого генераторного газа	$3,07 \cdot 1,133 = 3,4800$ кг
2. Содержание воды в нем	0,1640 "
3. Вес золы	0,0070 "
4. Вес сажи и унесенных с газом углей	0,0140 "
Итого	3,6650 кг

Расхождение в балансе получается

$$\frac{3,845 - 3,665}{3,845} \cdot 100 = 4,7\%$$

Довольно значительное расхождение объясняется расхождением химического состава действительно взятого топлива и принятого при расчете (анализа топлива не произведено).

Учитывая то обстоятельство, что методика расчета и выводы формул, произведенные нами, не проверены на каких-либо других расчетах, мы для проверки предлагаемых нами формул произведем параллельный расчет в кратком виде по методу, предложенному инж. Мезиным И. С. и проверенному на ряде расчетов в НАТИ.

Расчет производим на 100 молей газа с последующим перечислением на 1 кг топлива и 1 м³ газа, для того чтобы сравнить с данными нашего метода.

По данным состава газа в % по объему:

$$C_0 = CO + CO_2 + CH_4 = 16,1 + 9,1 + 1,2 = 26,4 \text{ молей}; \quad (28)$$

$$H_0 = H_2 + 2CH_4 = 15,4 + 2,4 = 17,8 \text{ молей}; \quad (29)$$

$$O_0 = \frac{1}{2}CO + CO_2 + O_2 = \frac{1}{2} \cdot 16,1 + 9,1 + 1,4 = 18,55 \text{ молей}; \quad (30)$$

$$N_0 = N_2 = 56,8 \text{ молей}, \quad (31)$$

где C_0 , H_0 , O_0 и N_0 — количество по элементарному составу газа в молях.

По данным состава топлива для еловых дров:

$$\alpha = \frac{H}{C} = \frac{5,7}{44,8} = 0,127, \quad \beta = \frac{O}{C} = \frac{38,9}{44,8} = 0,870,$$

$$\gamma = \frac{0,8}{44,8} = 0,0179, \quad \delta = 0,448,$$

где α , β и γ — относительные коэффициенты сравнения элементарного состава горючей массы топлива.

Из условия потерь на сажу и унос угольков с газом найдем коэффициент полноты сгорания углерода:

$$\xi = \frac{C'_0}{C_T} = \frac{0,448 - 0,014}{0,448} = 0,97. \quad (32)$$

Общий расход углерода топлива будет

$$C_T = \frac{1}{\xi} \cdot C_0 = \frac{1}{0,97} \cdot 26,4 = 27,200 \text{ молей}, \quad (33)$$

водорода

$$H_T = 6 \frac{\alpha}{\xi} \cdot C_0 = 6 \frac{0,127}{0,97} \cdot 26,4 = 20,720 \text{ молей}, \quad (34)$$

кислорода

$$O_T = \frac{3}{8} \cdot \frac{\beta}{\xi} \cdot C_0 = \frac{3}{8} \cdot \frac{0,87}{0,97} \cdot 26,4 = 8,880 \text{ молей}, \quad (35)$$

азота

$$N_T = \frac{3}{7} \cdot \frac{\gamma}{\xi} \cdot C_0 = \frac{3}{7} \cdot \frac{0,0179}{0,97} \cdot 26,4 = 0,209 \text{ молей}. \quad (36)$$

Вес горючей массы топлива

$$G = \frac{12}{\xi} \cdot C_0 (1 + \alpha + \beta + \delta) = \frac{12}{0,97} \cdot 26,4 (1 + 0,127 + 0,870 + 0,0179) = 658 \text{ кг}. \quad (37)$$

Общий вес топлива

$$G_{\text{общ}} = G \frac{100}{100 - (A + W_{\text{отн}})} = 658 \cdot \frac{100}{100 - (0,8 + 9,1)} = 730 \text{ кг}. \quad (38)$$

1. Выход сухого газа из одного килограмма топлива в рабочем состоянии

$$E = \frac{2240}{G_{\text{общ}}} = \frac{2240}{730} = 3,07 \text{ м}^3/\text{кг}, \quad (39)$$

где 2240 — объем 100 молей газа при 0°С и давлении 760 мм. Как видно, выход газа получен такой же, как и по нашей формуле.

2. Содержание влаги в этом количестве газа

Содержание влаги в 100 молях газа

$$H_2O = G_{H_2O} - H_0 + H_T = 3,657 - 17,800 + 20,720 = 6,577 \text{ молей}. \quad (40)$$

Гигроскопическая влага топлива

$$G_{H_2O} = \frac{W_{\text{отн}}}{100} \cdot G_{\text{общ}} = \frac{9,1}{100} \cdot 730 \text{ кг}$$

или

$$G_{H_2O} = \frac{9,1 \cdot 730}{100 \cdot 18} = 3,657 \text{ молей}. \quad (41)$$

H_0 — согласно формуле (29), H_T — согласно формуле (34).

Вес этой воды $3,657 \cdot 18 = 118,4$ кг даст содержание влаги в $E = 3,07$ м³ сухого газа или на каждый килограмм топлива

$$H_2O'' = \frac{118,4 \cdot 3,07}{2240} = 0,1625 \text{ кг.} \quad (42)$$

По нашему расчету получено 0,164 кг, что весьма близко к этой цифре.

3. Количество воздуха, пошедшего на газификацию одного килограмма топлива в рабочем состоянии

На 100 молей газа пошло воздуха:

$$L = \frac{N_0 - N_T}{0,79} = \frac{56,8 - 0,209}{0,79} = 71,7 \text{ молей,}$$

что на 1 кг топлива дает

$$L = \frac{71,7 \cdot 22,4}{730} = 2,2 \text{ м}^3. \quad (43)$$

По нашей формуле получен тот же результат.

Таким образом основные элементы материального баланса и по методу Мезина остались те же. Поэтому расхождение в материальном балансе на 4,7% нельзя отнести за счет качества предлагаемого метода.

7. Тепловой баланс газификации одного килограмма топлива

Приход тепла

Высшая теплотворная способность органической массы топлива, по Мюллеру и Степанову [3], $Q_H = 4857$ кал/кг, что на 1 кг рабочего топлива составит:

$$Q_H (1 - H_2O - A) = 4857 (1 - 0,091 - 0,007) = 4380 \text{ кал.}$$

Расход тепла

1. Высшая теплотворная способность газа (табл. 20):

$$30,35 CO + 30,50 H_2 + 95,30 CH_4 = 30,35 \cdot 16,1 + 30,50 \cdot 15,4 + 95,30 \cdot 1,2 = 1073 \text{ кал/м}^3$$

или на 3,07 м³ будет $1073 \cdot 3,07 = 3300$ кал.

2. Теплосодержание 3,07 м³ сухого газа:

$$i_{\text{газ}} = t(CO \cdot C_p^{CO} + H_2 C_p^{H_2} + CH_4 C_p^{CH_4} + O_2 C_p^{O_2} + CO_2 C_p^{CO_2} + N_2 C_p^{N_2}) \text{ кал,} \quad (44)$$

где t — температура выхода газа равна 544° С;
 C_p^{CO} , $C_p^{H_2}$ и т. д. — теплоемкости при постоянном давлении (по данным Ф. Шюстера);

CO, H₂, CH₄, O₂ и т. д. — содержание отдельных газов в 3,07 м³ газа в м³
 $i_{\text{газ}} = 544 (0,495 \cdot 0,323 + 0,473 \cdot 0,323 + 0,037 \cdot 0,583 + 0,043 \cdot 0,323 + 0,279 \cdot 0,474 + 1,743 + 0,323) \text{ кал.}$

$$i_{\text{газ}} = 567 \text{ кал.}$$

3. Теплосодержание влаги газа:

$$i_{\text{пар}} = (r_0 + C \cdot t) H_2O'' = (594,8 + 0,474 \cdot 544) \cdot 0,164 = 140 \text{ кал,} \quad (45)$$

где r_0 — скрытая теплота 1 кг пара при 0° С = 594,8 кал/кг;
 C — средняя теплоемкость пара соответственно температуре выхода газа из генератора; $C = 0,474$;
 H_2O'' — содержание влаги соответственно 3,07 м³ сухого газа в кг.

4. Теплотворная способность сажи как углерода 8100 кал/кг, что на 0,014 кг сажи будет

$$0,014 \cdot 8100 = 113 \text{ кал.}$$

5. Потери тепла в окружающую среду.

Эти потери слагаются из потерь путем теплопередачи (конвекционные потери) и потерь на лучеиспускание.

Конвекционные потери

По закону Фурье величина этих потерь зависит от ряда факторов по следующему уравнению:

$$Q_k = k \cdot F(t - t_0) \cdot Z \text{ кал,} \quad (46)$$

где k — коэффициент конвекционных потерь в кал/м² час при разности температур между нагретой поверхностью и окружающим воздухом в 1° С;
 F — поверхность газогенератора или ее часть в м², для которой ведется расчет;
 t — средняя температура этой поверхности в °С;
 t_0 — температура окружающего воздуха;
 Z — число часов работы газогенератора (в нашем случае время в часах, потребное для газификации 1 кг топлива $1/26 = 0,0385$ часа).

$$k = \alpha \sqrt[4]{t - t_0}. \quad (47)$$

На основании опытных данных К. Генецкого, Э. Пекле, Дюлонга, Пти, Валериуса, Э. Гаусбандта и др. для цилиндрических вертикальных стенок газогенератора высотой около 1,54 м $\alpha = 2,25$, при увеличении высоты α уменьшается.

Для верхнего и нижнего днищ генератора можно принять $\alpha = 1,75$.

Площадь боковой поверхности генератора

$$F_0 = 1,54 \text{ м} \cdot 3,14 \cdot 0,53 = 2,56 \text{ м}^2.$$

Площадь одного днища

$$F_d = \frac{\pi \alpha^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,53^2}{4} = 0,22 \text{ м}^2.$$

Поправку на выпуклость верхнего днища не делаем, ввиду незначительной величины потерь через последнее.

Температура верхнего днища 80° С, нижнего 120° С.

Средняя температура боковой поверхности, по данным планиметрирования площади, ограниченной кривой температур боковой стенки генератора, дана на фиг. 19.

Площадь 1356 мм², высота стенки 154 мм (по масштабу):

$$\frac{1356}{154} \cdot 20 = 176^\circ \text{C},$$

где цифра 20 есть масштаб температур в °С на 1 мм чертежа. Температура окружающего воздуха при испытании была в среднем около +30°С; $t_0 = 30^\circ \text{C}$.

Потери тепла на конвекцию:

1) цилиндрическая часть генератора:

$$k = \alpha \sqrt[4]{t - t_0} = 2,25 \cdot \sqrt[4]{176 - 30} = 7,74,$$

$$Q_k' = k \cdot F \cdot (t - t_0) \cdot Z = 7,74 \cdot 2,56 \cdot (176 - 30) \cdot 0,0385 = 107 \text{ кал}; \quad (48)$$

2) нижнее днище:

$$k = \alpha \sqrt[4]{t - t_0} = 1,75 \sqrt[4]{120 - 30} = 5,39,$$

$$Q_k'' = k \cdot F \cdot (t - t_0) \cdot Z = 5,39 \cdot 0,22 \cdot (120 - 30) \cdot 0,0385 = 4,0 \text{ кал}; \quad (49)$$

3) верхнее днище:

$$k = \alpha \sqrt[4]{t - t_0} = 1,75 \sqrt[4]{80 - 30} = 4,65,$$

$$Q_k''' = k \cdot F \cdot (t - t_0) \cdot Z = 4,65 \cdot 0,22 \cdot (80 - 30) \cdot 0,0385 = 2,0 \text{ кал} \quad (50)$$

Итого конвекционных потерь . . $Q_k = 113 \text{ кал}$

Потери тепла на лучеиспускание

Количество тепла, которое переходит от поверхности F_1 м² с температурой T_1 °абс и постоянной лучеиспускания C_1 кал/м²час (°абс)⁴ к поверхности F_2 с температурой T_2 и постоянной лучеиспускания C_2 , за время Z определится из

$$Q_{из} = F_1 \cdot Z \cdot C \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \text{ кал}. \quad (51)$$

Коэффициент C определится, по Нуссельту, следующим образом:

1) если поверхность цилиндрической части генератора со всех сторон окружает поверхность нижнего днища

$$C = \frac{1}{1/C_1 + F_1/F_2(1/C_2 - 1/C_s)} \text{ кал/м}^2\text{час (}^\circ\text{абс)}^4, \quad (52)$$

где C_s — постоянная излучения абсолютно черного тела, $C_s = 4,96 \text{ кал/м}^2\text{час (}^\circ\text{абс)}^4$. Если $F_1 = F_2$ (близко расположенные параллельные поверхности), то

$$C = \frac{1}{1/C_1 + 1/C_2 - 1/C_s} \text{ кал/м}^2\text{час (}^\circ\text{абс)}^4, \quad (53)$$

2) во всех остальных случаях можно принять, по Нуссельту:

$$C = C_1 \cdot \frac{C_s}{C_s}. \quad (54)$$

Боковая поверхность генератора и верхнее днище в условиях нашего опыта были окружены со всех сторон каменными стенами, поэтому для вычисления потерь на лучеиспускание мы для них принимаем коэффициенты согласно формуле (52). Нижнее днище находится в условиях с коэффициентом по формуле (53).

Отношение $\frac{F_1}{F_2}$ для верхнего днища и боковой поверхности весьма мало, поэтому в знаменателе формулы (52) выражением $\frac{F_1}{F_2} (1/C_2 - 1/C_s)$ можно пренебречь, и формула для определения потерь от лучеиспускания получит вид:

$$Q_{из} = F_1 \cdot Z \cdot C_1 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \text{ кал}, \quad (55)$$

где C_1 — постоянная излучения поверхности газогенератора; для поверхности из листовой стали с пленкой от прокатки $C_1 = 3,26$ (по данным проф. О. Кноблауха и К. Генки);

Z — число часов работы, равное 0,0385 часа;

F_1 — поверхность в м²;

T_1 — средняя температура поверхности генератора в (°абс)°;

T_2 — температура стен испытательного помещения в (°абс)°;

$T_2 = 25 + 273 = 298^\circ$.

Для получения большей точности разбиваем цилиндрическую часть генератора на две половины: первая — с высокой температурой от 0 до 700 мм — 277°С и вторая — с пониженной температурой от 700 до 1540 мм (бункер) 94°С.

1) потери через бункер:]

$$T_1 = 94 + 273 = 367; T_2 = 298;$$

$$F_1 = 0,84 \cdot 3,14 \cdot 0,53 = 1,40 \text{ м}^2;$$

$$Q_{из} = 1,4 \cdot 0,0385 \cdot 3,26 \left[\left(\frac{367}{100} \right)^4 - \left(\frac{298}{100} \right)^4 \right] = 18 \text{ кал};$$

2) потери через нижнюю часть генератора (кожух камеры газификации):

$$T_1 = 277 + 273 = 550^\circ; T_2 = 293;$$

$$F_1 = 1,16 \text{ м}^2;$$

$$Q_{из} = 1,16 \cdot 0,0385 \cdot 3,26 \left[\left(\frac{550}{100} \right)^4 - \left(\frac{298}{100} \right)^4 \right] = 122 \text{ кал};$$

3) потери через верхнее днище:

$$T_1 = 80 + 273 = 353; T_2 = 298;$$

$$F_1 = 0,22 \text{ м}^2;$$

$$Q_{из} = 0,22 \cdot 0,0385 \cdot 3,26 \left[\left(\frac{353}{100} \right)^4 - \left(\frac{298}{100} \right)^4 \right] = 2 \text{ кал};$$

4) потери через нижнее днище:

Днище было расположено близко от каменного пола, поэтому коэффициент C в формуле (51) будет

$$C = \frac{1}{1/C_1 + 1/C_2 - 1/C_s} = \frac{1}{1/3,26 + 1/3,60 - 1/4,96} = 2,60;$$

C_2 — постоянная излучения строительного камня, равная 3,60 по табл. Фр. Шустера (1936 г.).

$$C_s = 4,96; T_1 = 120 + 273 = 393^\circ; T_2 = 298^\circ; F_1 = 0,22.$$

Подставив эти значения в формулу (51), имеем:

$$Q_{из} = 0,22 \cdot 0,0385 \cdot 2,60 \left[\left(\frac{393}{100} \right)^4 - \left(\frac{298}{100} \right)^4 \right] = 3,5 \approx 4 \text{ кал.} \quad (56)$$

Данные теплового баланса на 1 кг топлива в рабочем состоянии ($W_{отн} = 9,1\%$) сведены в табл. 31.

Таблица 31

№ по пор.	Статьи теплового баланса	Калории	Проценты	Проценты
Приход				
1	Теплотворная способность древесины . .	4380	100	100
	Итого . . .	4380	100	100
Расход				
1	Теплотворная способность газа	3300	75,35	75,35
2	Теплосодержание газа	567	12,94	12,94
3	Теплосодержание влаги газа	140	3,20	3,20
4	Теплотворная способность сажи	113	2,58	2,58
5	Потери тепла на конвекцию:			
	цилиндрической поверхностью генератора	107	2,44	} 2,58
	нижним днищем	4	0,09	
	верхним "	2	0,05	
6	Потери тепла лучеиспусканием:			
	поверхностью бункера (по высоте от 700 до 1540 мм)	18	0,41	} 3,33
	остальной (нижней) частью цилиндрической поверхности генератора (от 0 до 700 мм по высоте)	122	2,78	
	верхним днищем	2	0,05	
	нижним "	4	0,09	
7	Невязка	1	0,02	
	Итого . . .	4380	100	100

Как видно, баланс получен практически без невязки благодаря тому, что все температуры при испытаниях были измерены достаточно точно. Оказывается, что 75,35% всего тепла заключается в химической энергии газа. Наибольшая потеря относится к теплосодержанию газа — 12,94%. Отсюда ясна необходимость использования этой теплоты, где только возможно.

Наиболее актуальным решением этого вопроса будет применение этого тепла на обогрев топлива в бункере и первичного воздуха. Интересно, что даже при влажности топлива $W_{отн} = 9,1\%$ потеря на теплосодержание влаги газа достигает 3,2%. Эта потеря будет очень быстро расти с увеличением влажности топлива. Для обычного топлива 20% влажности эта потеря уже будет около 8%. Теплосодержание влаги в некоторой части можно использовать тем же способом, что и теплосодержание газа. Из изложенного вытекает, что повышение влажности топлива крайне нежелательно.

Потери на лучеиспускание и конвекцию в сумме составляют $3,33 + 2,58 = 5,91\%$. Борьба с этими потерями должна вестись не только с точки зрения их использования, но также и с точки зрения техники безопасности (пожар, ожоги, повышение температуры рабочего места и пр.) и удобства обращения. Потери можно уменьшить применением теплоизоляционных кожухов и частичным использованием тепла для подогрева первичного воздуха.

Таким образом тепловой баланс, основанный на опытных замерах, дает для расчета очень многое. Он не только устанавливает верность измерений в опыте и верность хода вычислений, но и дает направление для работы по линии более совершенного использования топлива.

ГЛАВА IV

ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКАЯ (ПЛЕНОЧНАЯ) ТЕОРИЯ ГАЗИФИКАЦИИ ТВЕРДОГО ТОПЛИВА

В трудах по теории газогенераторов как стационарного, так и транспортного типа, объяснение процессов, протекающих при газификации твердого топлива, обычно дается только с химической стороны вопроса. Основная мысль, являющаяся общей всем трудам по теории газификации, сводится к следующему.

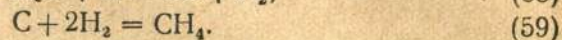
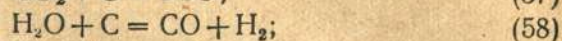
Выделившееся тепло от сгорания топлива по реакции $C + O = CO_2 + 97200 \text{ кал}$ надо утилизировать для образования газов с тем условием, чтобы, по возможности, наибольшее количество физической теплоты, выделившейся в результате вышеупомянутой реакции горения, превратить в химическую энергию газов, а затем ее использовать в двигателях внутреннего сгорания. Раз это так, то совершенно необходимо создать условия для горения топлива и для восстановления полученных продуктов полного горения.

Для горения топлива необходимо создать зону горения. Для восстановления полученных продуктов полного горения необходим восстановительный слой топлива, отсюда — зона восстановления.

Так как первое условие легко создать, и процесс может протекать очень устойчиво, то все усилия теории газификации надо сосредоточить на разрешении второго требования: создании благоприятных условий для течения реакций восстановления.

Для течения последних реакций необходимо известное время.

Трудами ряда ученых (Boudouard, Le Chatelier, Mauger и Altmaug) установлена зависимость ряда обратимых реакций газификации от температуры:



Каждой температуре соответствует свое химическое равновесие. Однако для достижения последнего необходимо известное время, как это указывалось выше. Вот оно-то и определяет собой все последующие выводы из имеющейся теории газификации¹.

Согласно этой теории при большой скорости движения газа необходима и большая зона восстановления, для того чтобы время контакта было достаточным для течения реакции восстановления.

В транспортных газогенераторах конструктор связан небольшими размерами всего агрегата, поэтому общая высота активной зоны (высота зоны горения плюс высота зоны восстановления) является для данного типа машин величиной, более или менее постоянной.

Отсюда и вытекает неизбежный вывод об оптимальных скоростях газового потока², согласно которому при превышении оптимальной скорости отсоса газа состав последнего будет обогащаться продуктами полного сгорания углерода, и генератор превратится в обыкновенную печку, т. е. термический к. п. д. такого генератора будет падать вместе с повышением скорости сверх оптимальной.

Поэтому предлагается² конструкторам определить, на какой точке своей характеристики $\eta_i = \psi(V \text{ м/сек.})$ работает генератор, т. е. отбор газа должен быть увязан с высотой активной зоны и при отборе большого количества газа к. п. д. генератора может значительно упасть.

Современный транспортный газогенератор работает со скоростью дутья по зазорам топлива 0,3—0,7 м/сек (считая на холодное дутье); следовательно, мы получаем вывод, что переход этих весьма невысоких скоростей превратит генератор в обыкновенную печку.

Последние данные газификации твердого топлива при чрезвычайно больших скоростях дутья и без восстановительного с л о я ярко показали невозможность объяснения протекающих процессов при помощи имеющейся теории. Здесь существующая

теория идет в разрез с практикой. Но если это так, то эта теория не давала и не вскрывала самых основных вопросов. В результате мы не знаем механизма газификации твердого топлива, а идем ошупью в темноте, ориентируясь только на химическую сторону процессов.

Такая однобокость и привела к тому, что на основе знакомых химических уравнений процессов газификации мы не могли объяснить, почему же при высоких скоростях дутья возможно непосредственное образование CO.

Сопоставление данных последних научных изысканий и данных испытания различных типов транспортных генераторов с результатами нашей работы по испытанию транспортного генератора привело нас к построению новой теории газификации и иным объяснениям процессов, происходящих при газификации.

Как отмечалось выше, все теории, объясняющие суть генераторного процесса, останавливаются лишь на химической стороне явлений, однако, процессы газификации твердого топлива с их количественной и качественной стороны зависят не только от химических, но и от физических факторов.

Физические же факторы (скорость диффузии и параметры, от которых последняя зависит) являются не менее важными, чем химические, и зачастую определяют весь ход процесса в ту или иную сторону.

Попутно с изложением нашей теории мы постараемся выявить роль физических факторов, доказать их активную роль и объяснить на основе физико-химической (пленочной) теории процессы, имеющие место при газификации твердого топлива.

В основе предлагаемой теории газификации наряду с законами химических явлений лежат данные гидромеханики (вернее, ее отдела — гидродинамики) в части движения жидкостей и газов и законы диффузии.

Так как между топливом и подводимым воздухом происходят реакции гетерогенного типа, совершающиеся на поверхностях топлива, омываемого необходимыми газовыми компонентами, то, вполне естественно, возникает вопрос относительно характера газовых струй и их влияния на процессы газификации.

Этот вопрос тем более становится актуальным, что за последнее время мы имеем ряд примеров влияния скорости первичного воздуха на процесс газификации. Некоторые научные работники, работающие в области газификации твердого топлива, считают, что имеются лишь два параметра, определяющие качество процесса газификации (при прочих равных условиях): первый — напряженность горения $q \text{ кг/м}^2\text{час}$ и второй — скорость поступления первичного воздуха $v \text{ м/сек}$.

Нетрудно убедиться, что оба эти параметра говорят по существу об одном и том же. Большая скорость движения первичного воздуха соответствует более быстрому движению последнего относительно кусков топлива, а большая напряженность горения — большей скорости газового потока внутри камеры газификации.

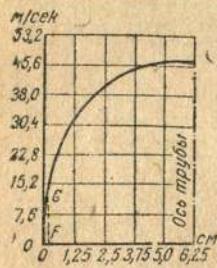
¹ Под термином „имеющаяся теория газификации“ мы понимаем совокупность теоретических объяснений процессов газификации, принятых по настоящее время авторами технической литературы по газогенераторам.

² См. Черномордик, „Автогакторное дело“, № 7, 1936.

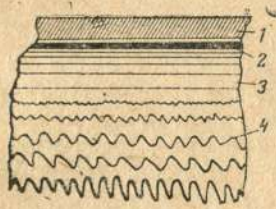
Однако в современных конструкциях транспортных газогенераторов является возможность варьировать довольно значительно величины указанных параметров вне зависимости друг от друга, а поэтому и не бросается в глаза их гидромеханическое единство.

Английский физик Рейнольдс полвека назад исследовал движение жидкости по трубам. Он, как известно, установил, что скорость течения жидкости по трубе постепенно убывает от оси к периферии и становится равной нулю при весьма близком расстоянии от стенки трубы.

В общем случае при установившемся движении мы имеем следующее распределение скоростей движения газа (жидкости) в различных точках поперечного сечения (фиг. 23).



Фиг. 23.



Фиг. 24. Схема потока.
1 — стенка трубы; 2 — подвижный слой; 3 — ламинарное течение; 4 — турбулентное течение

„У самой стенки трубы течения нет. При удалении от нее скорость движения газа возрастает. Вблизи стенки каждый элемент потока течет в направлении, параллельном стенке, не имея заметной слагающей скорости в направлении, перпендикулярном к ней. При удалении от стенки скорость не только возрастает, но, в конце

концов, когда достигается ордината FG , изменяется весь характер движения. Струйки начинают теперь принимать форму спирали [2].

Нас интересует движение, главным образом, непосредственно около стенок. Оказывается, что последнее отсутствует в непосредственной близости к стенке. Мало того, последующее близлежащее течение оказывается ламинарным, и только основная масса (при определенной скорости) движется по турбулентному виду. Это схематически представлено на фиг. 24.

Характер движения близлежащего к стенке слоя сильно отражается на течении гетерогенных процессов газификации. В самом деле, в то время как компоненты реакций, находящиеся в средних частях потока, усиленно перемешиваются между собой турбулентным течением, компоненты гетерогенных реакций отделены ламинарным течением или неподвижной частью газа, т. е. такой средой, через которую данные вещества могут проникнуть только с помощью диффузии.

Все вышеизложенное необходимо приводит к понятию о газовой пленке, которая облегает стенки трубы при движении по ней газов и жидкостей, а следовательно, и куски топлива, омываемые газом при течении процессов газификации.

Физико-химический характер пленки, по нашему мнению, и является основным фактором, влияющим на процесс газификации топлива.

В дальнейшем мы разовьем эту мысль на конкретных примерах, пока же ограничимся этим общим выводом и перейдем к вопросу об изменении толщины газовой пленки.

Вид течения ламинарный или турбулентный находится в зависимости от трех величин: 1) средней скорости течения v_0 , 2) размеров трубы d и 3) кинематической вязкости γ . Эти величины определяют число Рейнольдса (12):

$$R = v_0 \frac{d}{\gamma} \quad (60)$$

При этом, если $R < 2320$, то движение будет ламинарное; при $R > 2320$ течение становится турбулентным при нарушении правильности движения; при $R > 3000$ движение почти всегда турбулентное.

Число Рейнольдса, соответствующее нижней границе турбулентного состояния течения, называется критическим реинольдсовым числом:

$$R_{кр} = 2320,$$

а та скорость, которая соответствует данному числу, называется критической скоростью.

Из сказанного вытекает, что чем больше средняя скорость движения газа, тем больше число Рейнольдса и тем большая часть сечения газопроводящего канала заполнена течением со скоростями выше критических, а следовательно, мы имеем, в основном, турбулентный поток.

Таким образом повышение средней скорости газового потока ($v = Q/F$) ведет к увеличению турбулентного типа течения за счет ламинарного, а это значит, что толщина пленки с увеличением скорости течения газа уменьшается (при постоянном сечении канала).

Принципиальное понятие о газовой пленке изложено в трудах В. Уокера, В. Льюиса и В. Мак-Адамса [2].

В реальных условиях газификации мы имеем прохождение газов не по цилиндрическим прямым трубам, а по извилистым ходам между кусками насыпанного топлива. Указанные условия создают лишь большие предпосылки для турбулентного течения, но не исключают наличия пленки на границе топлива и газа; поэтому выводы, сделанные выше в отношении явлений, сопутствующих пленке, остаются и на этот случай действительными.

Кроме того, следует иметь в виду, что размеры кусков и зазоров между ними весьма велики по сравнению с размерами молекул веществ, принимающих участие в диффузии, почему видимые неровности кусков топлива являются по сравнению с размерами молекул большими направляющими поверхностями, облегаемыми неподвижной газовой пленкой и ламинарным течением. В дальнейшем изложении под пленкой нами понимается не только ее неподвижная часть, но и ламинарное течение (т. е. слой, проходимый молекулой только благодаря диффузии).

При наличии пленки вокруг одного из компонентов реакции (в данном случае вокруг углерода) могут быть два случая протекания процесса.

Первый случай — процесс лимитируется скоростями химических реакций, т. е. скорость химической реакции значительно медленнее скорости диффузии через газовую пленку;

тогда приток продиффундировавших молекул опережает скорость реакций.

Второй случай — процесс лимитируется скоростью диффузии, т. е. скорость реакции значительно более скорости диффузии, почему продиффундировавших молекул не хватает для полного ведения процесса. Иными словами, скорость переноса вещества недостаточна, и скорость всего процесса будет определяться в данном случае скоростью диффузии.

В случае газификации топлива принципиальное отнесение протекающих реакций к тому или иному типу будет зависеть от скорости горения углерода (вернее говоря, от скорости реакций образования продуктов газификации) и скорости диффузии газовой фазы через пленку.

Как показали последние работы по проблеме горения углерода [11], скорость последней реакции необычайно велика. Даже при подводе кислорода со скоростью 500 м/сек (выше скорости звука) скорость реакции окисления не лимитировала процесс. Наоборот, скорость реакции значительно опережала приток кислорода, так как последнего не обнаружено в свободном состоянии среди продуктов газификации. Возможно, и эта большая скорость горения углерода не является предельной.

В литературе имеются и другие указания на большую скорость реакции горения. „Нет предельного количества угля, которое может быть сожжено на поверхности данной решетки, при условии, что тяга достаточна, чтобы протянуть необходимый для горения воздух сквозь колосники и слой горючего, если только тяга не достигает силы, при которой уголь не сдувается с решетки“¹.

Для математического доказательства верности основ предлагаемой теории газификации сравним путем вычислений скорость диффузии через газовую пленку со скоростью реакции окисления углерода.

Согласно нашим вычислениям, которые приведены в последующем изложении, толщина газовой пленки (с ламинарным течением) определена в 0,0798 см для случая газификации древесных чурок в газогенераторе НАТИ-III при нормальных условиях его работы (производительность 58,3 м³/час при 0°С и давлении 760 мм рт. ст.).

1. Скорость диффузии через газовую пленку кислорода²

Для определения скорости диффузии чистого кислорода через газовую пленку воспользуемся законом Фика:

$$\frac{dn}{dt} = D \cdot g \frac{de}{dx} \text{ мол/сек}, \quad (61)$$

¹ В. Уокер, В. Льюис и В. Мак-Адамс, Типовая химическая аппаратура, ОНТИ, 195.

² Расчет скорости диффузии чистого кислорода через газовую пленку определенной толщины на единицу поверхности топлива произведен при замеренной нами температуре 1100°С. Эта температура имеет место в обычных условиях зоны горения транспортных газогенераторов, работающих на древесных чурках.

где D — коэффициент диффузии кислорода через воздушную пленку, вычислен нами ниже и равен при 1100°С 4,52 см²/сек;

g — активная поверхность топлива, принимаемая нами в 1 см²;

de — разность концентраций кислорода на границах пленки.

Если считать концентрацию кислорода на поверхности раскаленного угля равной 0%, а концентрацию в дутье 100% (кислорода), то это в переводе на мол/см³ даст:

в 1 моле дутья содержится 1 моль кислорода, при 0°С и давлении 760 мм рт. ст. $22,4 \cdot 10^6$ см³ кислорода, при 1100°С и давлении 760 мм рт. ст. $\frac{22,4 \cdot 10^6 (273 + 1100)}{273}$.

Концентрация, она же и разность концентраций, будет

$$de = \frac{273 \cdot 1}{22,4 \cdot 10^6 \cdot (273 + 1100)} = 0,00000008870 \text{ мол/см}^3;$$

dx — толщина пленки, равная 0,0798 см.

Скорость диффузии

$$\frac{dn}{dt} = \frac{4,52 \cdot 1 \cdot 0,00000008870}{0,0798} = 0,00000503 \text{ мол/сек}.$$

2. Скорость реакций газификации углерода

В опыте Гроздовского и Чуханова¹ кислород для газификации подводился со скоростью 500 м/сек, считая на холодное дутье по истечению из отверстия подающей трубки, находящейся вплотную у поверхности горения. Последнее обстоятельство дает право предполагать отсутствие газовой пленки в этом опыте и скорость полученной реакции, целиком зависящую от скорости горения углерода.

Несмотря на огромную скорость протекания реакции, газификация была вполне полной, так как в ее продуктах не было кислорода. Состав полученных газов в % следующий:

$$\frac{\text{CO}_2}{15} + \frac{\text{CO}}{50} + \frac{\text{H}_2}{30} + \frac{\text{N}_2}{5}.$$

Концентрация кислорода, соответствующая кислородному дутью в единицах мол/см³ при 0°С и давлении 760 мм рт. ст., равна $C = 0,000000447 \cdot 0 \text{ мол/см}^3$.

В 1 сек. непосредственно к поверхности топлива прибывает кислорода 50000 см³, что соответствует скорости реакций:

$$50000 \cdot 0,00000044700 \text{ см}^3/\text{сек} \cdot \text{мол/см}^3 = 0,002 \cdot 235 \text{ мол/сек}.$$

¹ Проблема горения углерода в современной технике, „Сорена“, вып. III, 1936.

Сопоставим полученные скорости диффузии и химических реакций: скорость диффузии $0,000006503 \text{ мол/сек}$ и скорость химических реакций $0,02235 \text{ мол/сек}$.

Сопоставление показывает, что скорость химических реакций больше скорости диффузии в 4450 раз для случая газификации твердого топлива.

Однако указанная скорость протекания основных реакций газификации твердого топлива не является пределом, поэтому последующие опыты, быть может, дадут еще больший контраст в скоростях диффузии и химических реакций.

Из изложенного мы делаем следующие выводы:

1. Процесс газификации лимитируется скоростью диффузии, а не скоростью химических реакций.

2. Основные процессы газификации твердого топлива как гетерогенные реакции происходят лишь при посредстве диффузии через газовую пленку, поэтому рассмотрение процессов газификации есть рассмотрение процессов диффузии через эту пленку вместе с процессами параллельно протекающих химических реакций.

Скорость диффузии определяется законом Фика:

$$\frac{dn}{dt} = D \cdot g \frac{de}{dx}.$$

Соответственно этому количество продиффундировавшего вещества dn равно скорости диффузии, умноженной на время

$$dn = D \cdot g \frac{de}{dx} dt^*, \quad (62)$$

где D — коэффициент диффузии, зависящий от рода газа и температуры;

g — площадь сечения слоя (в нашем случае площадь поверхности топлива);

de — разность концентраций диффундирующего газа на границах слоя (сквозь который идет диффузия);

dx — толщина этого слоя.

Кроме того, известно, что скорость диффузии газов и паров обратно пропорциональна квадратным корням из их молекулярного веса:

$$D_1 : D_2 = \sqrt{\mu_2} : \sqrt{\mu_1}. \quad (63)$$

А. ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА ВЕЛИЧИНУ ВЫХОДА ОКСИ УГЛЕРОДА

1. Толщина пленки

Толщина пленки является одним из важнейших факторов, влияющих на скорость диффузии.

Первый случай. Чем толще пленка, тем меньше скорость диффузии и тем более время диффундирования через пленку кислорода воздуха и первичного продукта горения СО. Это вытекает из формулы (62). „Так как из углерода непосредственно углекислота не образуется, то нельзя говорить вообще о двух ступе-

* Знак минус, как не играющий роли в наших выводах, опускаем.

нях окисления углерода, а можно говорить только о том, что вместо углерода появляется окись углерода как радикал горения. Углекислота CO_2 есть нормальный продукт горения не углерода, а окиси углерода“¹.

По нашему мнению, образование СО вполне вероятно как первичного продукта окисления углерода топлива. В разбираемом нами случае, т. е. при диффундировании СО через толстую пленку, окись углерода окисляется далее в CO_2 . Некоторые указания на возможность подобного доокисления при этих условиях имеются в работе Уокера и др. [2]. Однако было бы неверно ограничиться только схемой образования CO_2 , так как скорость дутья по периферии кусков топлива в пределах сечения активного слоя не есть величина постоянная. Наоборот, могут появиться, и они практически возникают, условия для уменьшения толщины пленки благодаря местному увеличению скорости дутья. В этом случае скорость диффузии увеличивается, а время диффундирования уменьшается, поэтому образовавшиеся на поверхности углерода молекулы СО, не успевая окислиться, как бы „сдуваются“ быстрым потоком газа (дутья).

Преобладающей же в случае низких скоростей дутья, как это вытекает из наших рассуждений, является реакция образования CO_2 , и потому при низких скоростях дутья (обыкновенные печи, многие генераторы) в близлежащих к колосникам (фурмам) слоях топлива появляется большое количество CO_2 и малое СО, т. е. отношение $\frac{\text{CO}}{\text{CO}_2}$ при падении скорости дутья уменьшается.

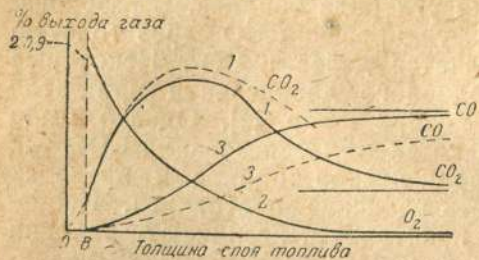
Второй случай. Чем тоньше пленка, — что соответствует большим скоростям дутья, — тем более скорость диффузии. Действительно, уменьшая dx в формуле (61), мы видим, что скорость диффузии увеличивается. Время диффундирования через пленку O_2 и СО уменьшается при малых скоростях дутья, по сравнению со временем диффундирования через толстую пленку. Вследствие этого первичный продукт окисления углерода СО за время диффузии через тонкую пленку не успевает окислиться до CO_2 и „сдувается“ быстрым потоком газа.

При ускоренном режиме дутья время для контакта образующейся СО и имеющимся еще в газе O_2 , очевидно, недостаточно для доокисления окиси углерода в CO_2 , поэтому СО быстрым потоком газа выносится в зоны с малой концентрацией кислорода в газе. Верность высказанного положения подтверждается одновременным наличием в слое топлива кислорода дутья и окиси углерода, что видно из фиг. 25. Из графика (фиг. 25) видно, что уже в первых слоях топлива имеет место образование СО; течение кривых СО и О показывает их одновременное присутствие, причем с уменьшением концентрации кислорода (по мере движения газа по толще топлива) увеличивается концентрация СО; концентрация же CO_2 падает [2].

¹ Д. Ауфгейзер, Топливо и его горение, перевод, Энергоиздат, 1933.

Большая температура, соответствующая ускоренному дутью, и уменьшающаяся концентрация кислорода в газе способствуют сохранению СО при прохождении последним вышележащих слоев топлива.

Однако наряду с благоприятными условиями возникновения

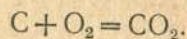


Фиг. 25. Диаграмма кривых выхода СО, О₂ и СО₂.

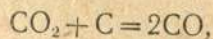
1—кривая (пунктир) выхода СО₂ при обычной скорости воздуха, остальные—кривые выхода при высокой скорости воздуха.

СО в данном случае могут иметь место и условия для образования СО₂, изложенные в первом случае. Эти условия неизбежно будут иметь место вследствие неправильной формы и различного размера кусков топлива, а следовательно, и неравномерного распределения скорости по сечению камеры газификации. Преобладающей же реакцией в случае больших скоростей дутья, как вытекает из наших рассуждений, будет реакция образования СО. Следовательно, с увеличением скорости дутья отношение $\frac{CO}{CO_2}$ увеличивается.

Приведенные случаи весьма облегчают понимание основных вопросов газификации твердого топлива и особенно в связи со всплывшими за последнее время данными по высокоскоростной газификации. При увеличении скоростей дутья атмосферного воздуха через малый слой топлива (по сравнению с существующим „активным слоем“ у газогенераторов) получается не уменьшенный, а увеличенный выход СО. При этом данные полученного опыта* идут в разрез с выводами существующей теории газогенераторного процесса, согласно которой продуктом первичного горения углерода топлива является СО₂:

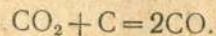


Двуокись углерода при высоких температурах реагирует с углем:



восстанавливаясь до необходимой составляющей генераторного газа — окиси углерода. Ниже мы приводим выдержку из позднейшей работы о горении углерода. Авторы пишут*:

„Работа ныне действующих газогенераторов основана на том, что углерод в нижних слоях топлива сгорает до углекислоты. Только в верхних слоях при реагировании с раскаленным топливом углекислота дает окись углерода по реакции:

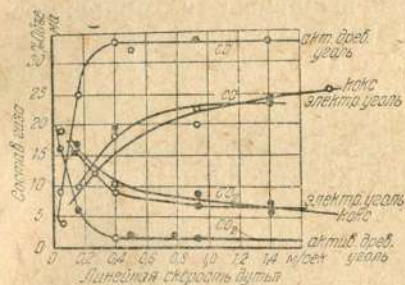


* М. К. Гроздовский и З. Ф. Чуханов, Проблема горения углерода в современной технике, „Сорена“, вып. III, 1936 г.

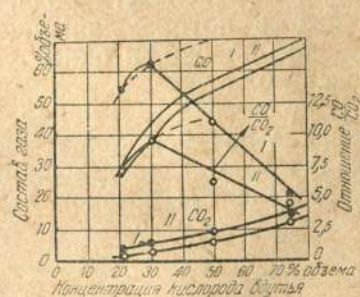
Эта реакция изучена довольно подробно, так как на ней основывается весь процесс газификации; другого источника получения окиси углерода при воздушном дутье в техническом масштабе не было известно. Пользование ею обусловлено длительным временем соприкосновения углекислоты с горячим топливом, так, например: при 1300° достаточно около 3 секунд контакта кокса с углекислотой для ее полного разложения. Применяемая скорость холодного дутья в 0,15 м/сек соответствует в слое кокса при 1300° около 1,5 м/сек, и слой топлива, необходимый для нормальной работы генератора, составляет около 4,0 м высоты.

Наши лабораторные опыты велись со слоем топлива в 0,4 м, причем только в зоне горения температура достигала 1000—1100° С, а в остальном слое она не превышала 500° С. Изучение нами состава газов по высоте этого слоя показало, что образование СО связано с короткой зоной, не превышающей 10—20 мм.

Это вполне понятно, если учесть, что в остальном слое температура низкая и там реакция $CO_2 + C = 2CO$ не протекает, т. е. кроме раскаленной зоны нигде больше образоваться окиси углерода, поэтому даже при самых малых скоростях дутья не получалось горючего газа по этой реакции. Из диаграммы (фиг. 26) видно, что даже на самом активном виде топлива —



Фиг. 26. Диаграмма зависимости состава газа от линейной скорости дутья для различных углей.

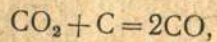


Фиг. 26а. Диаграмма зависимости состава газа от концентрации кислорода в дутье.

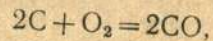
активизированном древесном угле (размер частиц от 2 до 4 мм) — при скорости 0,05 м/сек (холодного дутья) получается около 19,0% СО₂ и 4,0% СО; больше и быть не может, потому что, если считать нагретый до 1000° слой хотя бы в 50 мм, то время контакта углекислоты составит всего около 0,12 сек. Если при таких условиях еще больше увеличить скорость дутья, то по всем данным реакции ($CO_2 + C = 2CO$) должно получиться еще меньше окиси углерода.

Опыт же показывает обратное: с усилением дутья кривая СО растет, а кривая СО₂ падает, причем кислород всюду практически отсутствует (фиг 26а); при скорости реакции около 0,3 м/сек активизированный древесный уголь дает уже максимум СО (около 30—32%) и минимум СО₂ (около 1,5%), т. е. практически достигается полная газификация его.

Это явление, т. е. рост CO с увеличением линейной скорости дутья, повторяется и на других менее активных сортах топлива: на коксе и на электродном угле. Такая же зависимость получена была на графите, торфе, подмосковном угле и на антраците. Она закономерна и не может быть приписана случаю. Вместе с тем она опровергает возможность того, что получающиеся количества окиси углерода образуются по реакции



потому что при скорости в 1,4 м/сек время контакта уже составит при 10 мм зоне горения всего около 0,001 сек., а в этом случае расчеты требуют полного отсутствия CO . Но тогда остается только одна возможная реакция образования окиси углерода, именно



т. е. CO получается как первичный продукт горения топлива". В заключение указанные авторы пишут: „Неясно, однако, почему окись углерода не обнаруживается при малых скоростях дутья“.

Согласно предлагаемой нами пленочной теории газификации это, наоборот, совершенно ясно. При малых скоростях диффузия окиси углерода, образовавшейся на поверхности топлива, в потоке движущегося газа затруднена увеличенной толщиной пленки, и окись углерода за время диффундирования успевает окислиться до углекислоты.

Из уравнения (62) видно, что время, потребное на диффундирование данного количества вещества, действительно растет с увеличением толщины пленки при прочих равных условиях. Определяя из уравнения (62) dt , имеем:

$$dt = \frac{dn \cdot dx}{D \cdot g \cdot de} \quad (64)$$

Из полученного уравнения (64) видно, что для диффундирования вещества в количестве dn молей необходимо время dt . При той же разности концентраций на границах той же пленки для образования dn молей того же вещества, но при утолщении пленки до dx необходимо и большее количество времени, так как dt и dx в уравнении (64) связаны прямой пропорциональностью.

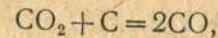
Из тех же двух случаев теории вытекает, что предела скоростей дутья, обуславливающих получение CO , нет. Очевидно, этот предел будет зависеть лишь от скорости горения углерода. И действительно, в дальнейших опытах Гроздовского и Чуханова [14] имели место значительно более повышенные скорости дутья: 35 м/сек и даже до 500 м/сек (правда, с помощью кислорода в дутье), и во всех случаях получалась практически полная газификация. Отношение $\frac{\text{CO}}{\text{CO}_2}$ от 35 до 180 м/сек непрерывно возрастало.

2. Влияние концентраций реагирующих веществ

На скорость диффузии оказывает большое влияние разность концентраций de реагирующих веществ (в данном случае кислорода).

Первый случай. Чем меньше разность концентраций de реагирующих веществ (в данном случае кислорода), тем, при прочих равных условиях, меньше скорость диффузии (газификации). При прохождении воздухом первых слоев топлива концентрация кислорода резко падает (фиг. 25) и даже в случае больших скоростей дутья в этих слоях процесс газификации может замедляться (с уменьшением концентрации кислорода), но отношение $\frac{\text{CO}}{\text{CO}_2}$ должно увеличиваться до самого момента исчезновения кислорода (с увеличением скорости).

В случае малых скоростей дутья (и, конечно, высокой температуры) по мере исчезновения свободного O_2 при значительной толщине топлива начинается реакция



т. е. работа зоны восстановления обычного газогенератора.

При постоянной скорости поступления воздуха dx есть величина постоянная; уменьшение de приведет к замедлению процесса, но на характер последнего окажет влияние абсолютная величина скорости дутья, т. е. в конечном счете абсолютная величина dx .

При малых скоростях отношение $\frac{\text{CO}}{\text{CO}_2}$ будет повышаться, но, главным образом, за счет реакции восстановления. При больших скоростях все выводы для случая с тонкой пленкой остаются в силе, но уменьшается общая скорость газификации.

Второй случай. Чем больше разность концентраций de реагирующих веществ (кислорода) тем более (при прочих равных условиях) скорость диффузии $\frac{dn}{dt}$ (скорость газификации),

но отношение компонентов генераторного газа $\frac{\text{CO}}{\text{CO}_2}$ будет зависеть от абсолютных скоростей дутья, т. е. в конечном счете от dx .

При достаточно большой скорости (подобранной опытным путем) с ростом концентрации кислорода будет увеличиваться и отношение $\frac{\text{CO}}{\text{CO}_2}$, при недостаточной для выноса первичной скорости дутья отношение $\frac{\text{CO}}{\text{CO}_2}$ с ростом концентрации, но с уменьшением скорости может уменьшаться¹.

¹ Во избежание недоразумения необходимо упомянуть, что под терминами „большие скорости дутья“ или „малые скорости дутья“ нужно понимать увеличенную или уменьшенную скорости дутья.

Абсолютные величины скоростей, при которых получается тот или иной эффект горения, дать заранее для всех случаев газификации, трудно¹. Они определяются расчетом для каждого конкретного случая и проверяются опытным путем. Нижняя граница скорости дутья начинается от 0,3 м/сек для активизированного мелкого угля и повышается при применении топлив менее активных. Поэтому нужно полагать, что скорость прохождения газа в зоне горения по поперечному сечению камеры газификации современных газогенераторов, очевидно, недостаточна для непосредственного образования СО (в то время как скорость дутья через фурмы часто очень значительна). Вот почему и возникает необходимость восстановить в зоне восстановления полученный в зоне горения продукт полного окисления углерода СО₂.

На величину необходимой скорости движения газа по камере газификации кроме химического состава самого топлива (древесный уголь, антрацит, кокс, торф и пр.), очевидно, влияют размеры его кусков².

Проведенные опыты [11] над увеличением скоростей движения газа по камере газификации на опытной модели шахтного газогенератора диаметром 400 мм дали исключительно интересные результаты. При величине шахты в 150 мм и оптимальных температурах 900—1100° С достигнуты напряженности горения: для кокса $q = 5000 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$, для торфа $q = 6050 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$ и для подмосковного угля $7620 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$. Хотя эти напряженности в 20 раз превышают соответствующие напряженности горения существующих типов газогенераторов, но и это не является пределом.

На фоне этих интересных данных особенно ярко выступает неверность понятия оптимальной скорости отбора газа из газогенератора, встречающаяся в литературе.

Б. ВЛИЯНИЕ ПЛОЩАДИ ПОВЕРХНОСТИ СОПРИКОСНОВЕНИЯ ФАЗ g НА ПРОЦЕССЫ ГАЗИФИКАЦИИ

Как видно из формулы (62), количество продиффундировавшего вещества прямо пропорционально величине площади соприкосновения фаз процесса (при прочих равных условиях). В случае газификации твердого топлива площадь соприкосновения фаз определяется поверхностью кусков топлива, участвующей в процессе. Поверхность же кусков топлива, отнесенная к единице объема или веса, зависит от величины кусков. При уменьшении размера кусков увеличивается удельная величина поверхности. Это видно на следующем примере. При круглых кусках отношение площади поверхности к объему выразится:

$$g_{\text{уд}} = g/v = \frac{4\pi r^2}{\frac{4}{3}\pi r^3} = \frac{3}{r} \text{ см}^2/\text{см}^3; \quad (65)$$

¹ В дальнейшем на основе вычислений и сравнений результатов опытов по газификации твердого топлива мы даем вероятнейшую величину минимальной скорости дутья, необходимой для непосредственного получения окиси углерода в транспортных генераторах.

² Ввиду различного живого сечения необходимые скорости по зазорам топлива не зависят от величины кусков.

например, при среднем размере кусков в 6 см имеем:

$$g_{\text{уд}} \frac{3}{3} = 1 \text{ см}^2/\text{см}^3,$$

а при диаметре кусков в 1 см будет:

$$g_{\text{уд}} = \frac{3}{0,5} = 6 \text{ см}^2/\text{см}^3,$$

т. е., как это видно, из уравнения (65), при уменьшении кусков в 6 раз удельная поверхность увеличится в 6 раз, иначе говоря, каждая единица объема (веса) обладает при применении более мелких кусков большей поверхностью во столько раз, во сколько средний диаметр больших кусков более среднего диаметра мелких кусков.

С известным приближением это может быть отнесено и к обычному топливу для газогенераторов. Заметим, что величина $g_{\text{уд}}$ не зависит от числа кусков. Но абсолютная величина поверхности $g \text{ см}^2$ кусков топлива, помещающихся в камере газификации, зависит и от числа и от размера кусков. Если бы определенный объем, например, объем камеры газификации, вмещал в себя один и тот же вес данного топлива, независимо от величины его кусков, то абсолютные поверхности отнесли бы друг к другу как удельные.

Поясним это примером: пусть в камере газификации помещается $Q \text{ кг}$ топлива, удельный вес равен $\gamma \text{ кг/м}^3$, объем данного топлива равен Q/γ ; единице же объема крупных кусков соответствует меньшая площадь, чем единице объема мелких кусков в пропорции, обусловленной уравнением (65). Но дело в том, что вес односортового топлива, насыпанного в определенный объем (насыпной вес), растет с увеличением кусков.

Для того чтобы показать, что сильнее отразится на величине площади поверхности топлива — увеличивающийся ли насыпной вес или уменьшающаяся удельная поверхность (с увеличением кусков топлива), мы разберем случай не гипотетического, а реального топлива для генераторов. Для наших вычислений воспользуемся данными по насыпному весу топлив различных размеров из статьи Кюне и Коха [17]. Результаты расчета приведены в табл. 32. Графа 5 подтверждает сказанное об увеличении насыпного веса с увеличением кусков. Оказывается, что, несмотря на это увеличение, вместе с ростом кусков падает величина поверхности (1 м³ насыпного). Но все же необходимо отметить, что увеличение насыпного веса с укрупнением кусков значительно задерживает рост поверхности. Вот почему, несмотря на увеличение кусков по объему в 6 раз, поверхность (в той же единице насыпной меры) уменьшилась всего на 44%.

Но и этот процент, конечно, окажет влияние на скорость реакций (облегчение диффузии). В табл. 32 показана вся площадь чурок. В действительности размеры ее будут несколько другие, так как: 1) активная поверхность уменьшится за счет поверхностей соприкосновений кусков между собой и стенками генератора и 2) она увеличится за счет неправильной

формы кусков, их растрескивания и за счет процессов обугливания.

Таблица 32

№ по. пор.	Наименование	Размеры кусков			Объемный вес (насыпной) в кг/м ³	Удельный вес при W _{абс} равный 17% в кг/м ³	Вес одной чурки в кг	Число чурок в 1 м ³ насыпном	Общая поверхность кусков топлива на насыпной м ² в м ²
		см ²	поверхн. в м ²	объем в м ³					
1		2	3	4	5	6	7	8	9
1	Чурки твердого дерева W _{абс} = 17%	5 × 6	0,0062	0,000030	285	610 ¹	0,0183	15 600	96,8
		5 × 20	0,0130	0,000100	290		0,0610	4 760	61,9
		8 × 20	0,0184	0,000160	300		0,0976	3 070	56,6
		8 × 28	0,0226	0,000224	345		0,1370	2 520	57,0
		16 × 20	0,0328	0,000360	360		0,2200	1 636	53,7
2	Чурки мягкого дерева W _{абс} = 17%	8 × 6	0,0092	0,000048	210	500 ¹	0,0240	8 750	80,5
		8 × 28	0,0226	0,000224	240		0,1120	2 140	48,4
		16 × 20	0,0328	0,000360	255		0,1800	1 413	46,4
3	Дрова дубовые	25 × 40	0,078	0,00100	572	760 ²	0,7600	753	58,7
		50 × 50	0,160	0,00250	570		1,9000	300	48,0
		75 × 50	0,225	0,00375	562		2,850	197	44,3
		100 × 60	0,352	0,00600	553		4,560	121	42,7

Работы Б. Р. Ребок [18] показали, что для обычных генераторов транспортного типа величина кусков (в известных пределах) мало влияет на качество силового газа. Зато, как это вытекает из сопоставления формулы (62) с данными табл. 32, размеры кусков отразятся на скорости процессов газификации. Данные табл. 32 показывают, что и с дальнейшим понижением размеров кусков активная поверхность будет возрастать.

Можно ли делать вывод о необходимости размельчения топлива до возможных пределов? Если бы конструкция современных газогенераторов допускала возможность газифицирования весьма мелких кусков топлива, например угольной пыли, то процессы шли бы значительно интенсивнее, что вытекает из основ предложенной нами теории газификации. При указанной интенсивности процессов подобные пылеугольные газогенераторы отличались бы большой производительностью при малом объеме. Работами Винклера и Геллера доказана практически возможность газификации пыли в специальных конструкциях стационарных генераторов [1].

¹ Ногин, Сухая перегонка дерева, стр. 21.
² Данные относятся к влажности 30%.

В имеющихся же конструкциях газогенераторов чрезмерное уменьшение размеров топлива привело бы к увеличивающемуся сопротивлению генератора и повышенному уносу мелких частиц. Поэтому каждой конструкции генератора должен соответствовать свой наилучший размер кусков топлива, на который генератор рассчитан.

Увеличение поверхности другим путем, например употреблением рваной (рубленной) щепы различных размеров, хотя и приводит к интенсификации процессов газификации, но быстро засоряет угольной мелочью непригодные к работе на ней типы генераторов [19]. Поэтому проблема использования таких сортов топлива (пылеугольной и щепной) ждет лишь своего конструктивного разрешения.

Пользуясь нашими вычислениями (табл. 32), отметим несостоятельность выводов, сделанных при подсчетах на шаровидное топливо.

Тренклер [21], а за ним и Ребок [18] делают на основе арифметических подсчетов вывод, что отношение $k/L = 2,85$ и не зависит от диаметра шаров.

Действительно, по вычислению Тренклера, для 1000 шаров $d = 10 \text{ см}$, $k = 4 188 000$, $L = 1 468 000$ и отношение $k/L = 2,85$.

Поэтому при своих дальнейших вычислениях, но уже для действительного топлива (кокса) Тренклер принимает отношение $k/L = 3$. За ним эту же цифру берет и Ребок (стр. 38) для древесного топлива и считает ее постоянной независимо от размера кусков. Тут они оба впадают в значительную ошибку. То, что оказалось верным для несуществующего шаровидного топлива, далеко от данных по реальному топливу.

По данным табл. 32, насыпной вес чурок твердого дерева (смесь бука и березы) $5 \text{ см} \times 6 \text{ см}$ $Q' = 285 \text{ кг/м}^3$ насыпной, что соответствует при тех же условиях породы и влажности удельному весу $\gamma = 610 \text{ кг/м}^3$ плотности массы.

Объем, занимаемый чурками,

$$k = Q'/\gamma = 285/610 = 0,467 \text{ м}^3 \quad (66)$$

Объем газового пространства

$$L = 1,000 - 0,467 = 0,533,$$

где k — объем, занимаемый топливом, в см³;
 L — объем газового пространства среди топлива, в см³.

Тогда

$$k/L = \frac{0,467}{0,533} = 0,876, \quad (67)$$

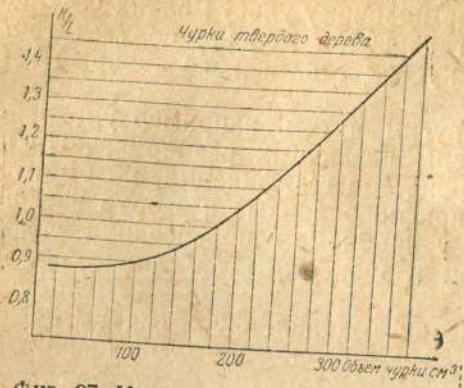
что даст „невязку“ в расчетах Тренклера и Ребока на 342%.
Соответствующие данные для размера $16 \text{ см} \times 20 \text{ см}$ по формуле (67):

$$k = Q'/\gamma = \frac{360}{610} = 0,59;$$

$$L = 1,000 - 0,590 = 0,410;$$

$$k/L = \frac{0,59}{0,41} = 1,44.$$

Для колотых полуметровых дров толщиной до 9 см по данным Селибера¹ имеем отношение



Фиг. 27. Кривая зависимости отношения k/L от объема чурок топлива.

$$k/L = \frac{0,652}{0,348} = 1,87,$$

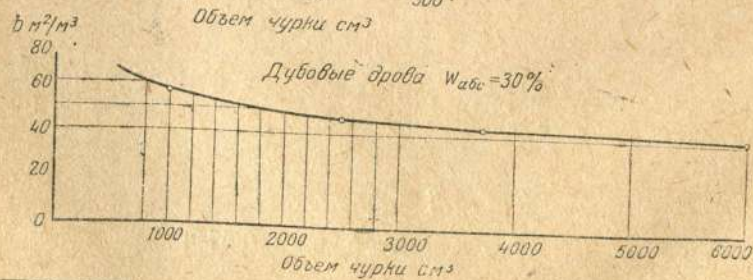
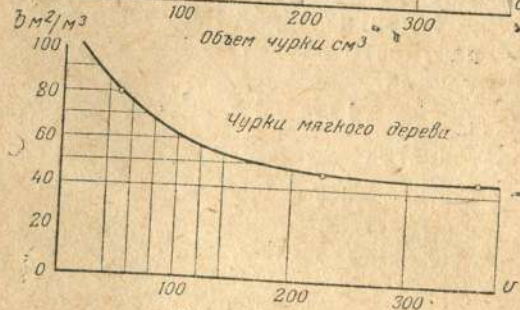
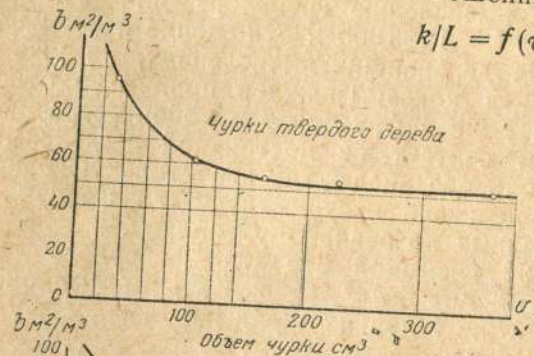
и максимальной величины отношения k/L достигает 3 для случая колотых прямых дров большей толщины и небольшой длины.

Таким образом для основного топлива (чурок) транспортных газогенераторов отношение

$$k/L = \text{от } 0,88 \text{ до } 1,44.$$

На основании подобных расчетов нами вычерчена кривая (фиг. 27) зависимости отношения k/L от объема чурок:

$$k/L = f(v_2 \text{ см}^3).$$



Фиг. 28, 29, 30

¹ Справочник по лесной промышленности и лесному хозяйству.

Из данных табл. 32 видно, что поверхность топлива при одинаковых кусках будет больше у твердой породы. Как это ни кажется странным, но это так. Действительно, для кусков топлива размером $8 \times 5 \times 5,6 \text{ см}$:

а) поверхность твердых пород $57,0 \text{ м}^2/\text{м}^3$;

б) " мягких " $48,4 \text{ "}$

То же для кусков размером $16 \times 5 \times 4 \text{ см}$;

а) поверхность твердых пород $53,7 \text{ м}^2/\text{м}^3$;

б) " мягких " $46,4 \text{ "}$

Это говорит о меньшей активности процессов при употреблении дров мягких пород даже при прочих равных условиях (химический состав, размер и влажность).

Эти данные табл. 32 приведены в виде кривых на фиг. 28, 29 и 30.

В. ВЛИЯНИЕ КОЭФИЦИЕНТА ДИФФУЗИИ НА ПРОЦЕССЫ ГАЗИФИКАЦИИ ТВЕРДОГО ТОПЛИВА

Коэффициент диффузии зависит от рода газа и температуры. Его размерность видна из следующего сопоставления, если в формуле (62): dn —в молях, dc —в $\text{мол}/\text{см}^3$, dx —в см , g —в см^2 , dt —в сек, то

$$D = \frac{dn \cdot dx}{g \cdot dc \cdot dt} \cdot \frac{\text{мол} \cdot \text{см} \cdot \text{см}^3}{\text{см}^2 \cdot \text{мол} \cdot \text{сек}}, \text{ т. е. размерность } D - \text{см}^2/\text{сек}, \text{ т. е.}$$

коэффициент диффузии равен числу молей, проходящих в 1 сек. через 1 см^2 сечения при падении концентрации в 1 моль на каждый 1 см [22].

Табл. 33 дает представление о величине коэффициента диффузии при 0°C и давлении 760 мм рт. ст.

Таблица 33

Диффундирующий газ	Среда	D	Диффундирующий газ	Среда	D
CO_2	Воздух	0,142	H_2	CO_2	0,538
CO_2	CO	0,131	H_2	Воздух	0,661 (17°)
CO_2	O_2	0,140	O_2	Воздух	0,178
H_2	CO	0,649	H_2O	Воздух	0,203
H_2	O_2	0,677			

По данным таблицы, коэффициент диффузии уменьшается с увеличением плотности диффундирующих газов (примерно обратно пропорционально корню квадратному из молекулярного веса).

Замечено, что с увеличением температуры скорость диффузии растет, а следовательно, с увеличением температуры растет и D . Например [22], для диффузии H_2O в воздух при $t = 0^\circ$

$D=0,203$ (табл. 33), при $t=50^{\circ}\text{C}$ $D=0,283$ и при 92°C $D=0,345$ (D растет приблизительно пропорционально T^2). Эти данные говорят, что с увеличением температуры должна увеличиться и интенсивность процессов газообразования, причем увеличение температуры будет действовать подобно увеличению скорости дутья. Поясним это.

Как видно из предыдущего изложения, полнота газификации твердого топлива в конечном итоге зависит от времени диффузирования молекулы CO , образовавшейся на поверхности топлива (угля, кокса), через газовую пленку. Толщина этой пленки складывается из неподвижной или малоподвижной газовой пленки, облегающей кусок топлива, плюс толщина ламинарного течения. Если время диффузии мало, то идет больший вынос CO (тонкая пленка); если время диффузии велико (толстая пленка), то диффундирующая CO окисляется до CO_2 за время диффузии.

Но время диффузии согласно уравнению (64) зависит не только от скорости дутья, т. е. от обусловленной ею толщины пленки dx , но и от коэффициента D , который при прочих равных условиях (одни и те же реагенты, концентрация) зависит от температуры. С увеличением температуры коэффициент D растет, а время диффузии, следовательно (см. уравнение 64), уменьшается, что должно привести к большему образованию CO . Тот же результат получается при повышении скорости дутья (все рассуждения ведем, ориентируясь на температуру возможных процессов газификации, а не вообще); отсюда становится понятной данная выше формулировка.

Для иллюстрации возьмем числовой пример. Как изменится время диффузии, если температуру процесса газификации увеличить с 1000 до 1300°C ? Обозначим при температуре в зоне газификации 1000° коэффициент диффузии через D_{1000} , тогда D_{1300} — коэффициент диффузии, соответствующей $t = 1300^{\circ}\text{C}$. Грубо приближенно можно принять [22]

$$\frac{D_{1000}}{D_{1300}} = \frac{T_{1000}^2}{T_{1300}^2} = \frac{(1000+273)^2}{(1300+273)^2}, \quad (68)$$

отсюда

$$D_{1300} = D_{1000} \frac{(1300+273)^2}{(1000+273)^2} = 1,525 D_{1000}.$$

Это значит, что коэффициент диффузии при 1300°C более в 1,525 раза коэффициента диффузии при 1000°C , а следовательно, время диффузии, при прочих равных условиях, соответствующее температуре в 1300°C , — в 1,525 раза более времени диффузии при 1000°C .

Если считать толщину пленки обратно пропорциональной скорости дутья, в линейной зависимости от последней, то такой же эффект уменьшения времени диффузии получим при увеличении скорости дутья в 1,525 раза, оставая температуру процесса равной 1000°C . Получается, что некоторое снижение скорости движения газа можно компенсировать повышением температуры; наоборот, при снижении температуры (разумеется,

до предела возможной газификации, т. е. порядка 1000°C), но при повышении скоростей движения газа можно добиться тех же результатов газификации.

Это положение, вытекающее из предлагаемой пленочной теории газификации, весьма важно учесть при конструировании газогенераторов. Ориентируясь на минимальные температуры устойчивого ведения процесса газификации и увеличенную скорость дутья, мы получим конструкцию с минимумом жароупорных деталей, более долговечную, с малыми тепловыми потерями, а следовательно, дешевую и удобную в эксплуатации установку.

Возможность применения высоких скоростей дутья при невысоких температурах, с получением полной газификации (напряженность горения $q = 6050 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$) твердого топлива практически доказана М. К. Гроздовским и З. Ф. Чухановым¹.

В имеющихся конструкциях низкоскоростных газогенераторов, а также и в будущих высокоскоростных генераторах размер вариаций температур будет лимитироваться качеством жароупорного материала или устройством камеры высоких температур. Поэтому влияние температуры будет менее сказываться, чем влияние скоростей газа. Иначе говоря, скорость дутья мы можем варьировать в более широких границах, чем температуры, так как даже с возрастанием сопротивления генераторной установки, вследствие меньших сечений камеры газификации, мы можем повысить коэффициент наполнения двигателя путем применения наддува. Но, так или иначе, мы располагаем большими данными для изменения скоростей, чем температур, а поэтому первые являются рычагами, основным фактором, который поставит газификацию на путь непосредственного получения ее важнейшего продукта CO без применения зоны восстановления.

Г. ОПРЕДЕЛЕНИЕ СРЕДНЕЙ ТОЛЩИНЫ ГАЗОВОЙ ПЛЕНКИ И СКОРОСТИ ДУТЬЯ, ЕЙ СООТВЕТСТВУЮЩЕЙ²

Толщину пленки можно определить, пользуясь уравнением (62):

$$dn = D \cdot g \cdot \frac{de}{dx} \cdot dt.$$

В условиях ведения процессов газификации концентрация основного реагента — кислорода — в воздушном дутье постоянна. Его концентрация на активной поверхности топлива практически равна нулю, потому что реакция горения углерода совершается с огромной быстротой. Следовательно, dc для рассматриваемого процесса постоянна и равна

$$de = C_0 - C_1,$$

где C_0 — концентрация кислорода на поверхности топлива;

C_1 — средняя концентрация кислорода топлива в дутье (воздухе).

¹ Проблема горения углерода в современной технике, „Сорена“ вып. III, 1936, стр. 26.

² Под толщиной газовой пленки понимается толщина облегающей кусок топлива неподвижной газовой пленки плюс толщина ламинарного течения (т. е. толщина газовой прослойки, проходимая молекулами реагирующих веществ при газификации твердого топлива только помощью диффузии).

Величины коэффициента диффузии, активной поверхности и толщины газовой пленки для данного процесса можно принять постоянными. Вместо символа dx ставим значок δ :

$$dn = D \cdot g \cdot \frac{C_0 - C_1}{\delta} \cdot dt.$$

Проинтегрируем полученное дифференциальное уравнение:

$$\int dn = \int D \cdot g \cdot \frac{C_0 - C_1}{\delta} \cdot dt = Dg \cdot \frac{C_0 - C_1}{\delta} \cdot \int dt;$$

$$n = D \cdot g \cdot \frac{C_0 - C_1}{\delta} \cdot t + C. \quad (69)$$

Полученное произвольное постоянное C определим следующим образом. В начале процесса газификации, т. е. при $n=0$, количество прореагировавших веществ также было равно нулю, т. е. $n=0$, тогда $C=0$, и уравнение (69) принимает вид:

$$n = D \cdot g \cdot \frac{C_0 - C_1}{\delta} \cdot t. \quad (70)$$

Разность $C_0 - C_1$ отрицательна, так как $C_1 > C_0$, поэтому правая часть уравнения отрицательна. Так как знак не играет роли в наших рассуждениях, мы его опускаем.

Из уравнения (70) имеем:

$$\delta = \frac{D \cdot g (C_0 - C_1) \cdot t}{n}, \quad (71)$$

где δ — средняя толщина газовой пленки;
 D — коэффициент диффузии кислорода через воздушную пленку;
 g cm^2 — площадь поверхности кусков топлива;
 $D = 0,178$ cm^2/sec при $0^\circ C$ и давлении 760 мм рт. ст.

Для этого расчета воспользуемся данными Мезина по газогенератору НАТИ-III.

Принимаем, что кислород, поступая с первичным воздухом, весь соединяется с углеродом в пространстве зоны горения, т. е. от фурм до горловины камеры газификации. Объем зоны горения (фиг. 34) определится как сумма объемов V_1 и V_2 :

$$V_1 = \frac{1}{3} \cdot 6,2 \cdot 3,14 (10^2 + 10 \cdot 12,2 + 12,2^2) = 2408 \text{ см}^3,$$

$$V_2 = \frac{1}{3} \cdot 5,5 \cdot 3,14 (12,2^2 + 12,2 \cdot 6,8 + 6,8^2) = 1600 \text{ см}^3.$$

Объем зоны горения будет $V_r = V_1 + V_2 = 4008 \text{ см}^3$.

Зона горения обычно заполнена вполне обугленными чурками. Средний размер обугленных чурок будет значительно менее среднего размера чурок до обугливания, так как при этом линейные размеры сокращаются (табл. 34)¹.

¹ Смольников и Умнов, За качество и экономию древесного угля Гослестехиздат, 1935.

Таблица 34

№ по пор.	Порода дерева	Размер линейного сокращения в % к первоначальной величине			Примечание
		вдоль волокон	в тангенциальном направлении	в радиальном направлении	
1	Ель	11,28	22,50	16,94	Среднее из 6 образцов
2	Сосна	10,94	25,32	17,81	
3	Пихта	11,39	19,20	16,31	
4	Осина	9,27	27,65	20,57	
5	Береза	9,62	26,85	21,89	

Как видно из табл. 34, для случая березовых дров (чурок) уменьшение вдоль волокон $\sim 10\%$, в радиальном направлении $\sim 22\%$ и в тангенциальном направлении $\sim 27\%$. Так что первоначально взятая чурка размером $6 \times 5 \times 5$ см дает размер угля $5,4 \times 3,7 \times 3,9$ см, т. е. объем обугленной чурки равен

$$\frac{5,4 \cdot 3,7 \cdot 3,9}{6 \cdot 5 \cdot 5} : 100 \approx 52\%$$

от ее первоначального объема.

Если для газификации были взяты березовые чурки $6 \times 5 \times 5$ см, то их поверхность в свободном состоянии равна $56,0$ m^2 в 1 m^3 насыпном (фиг. 28). При уменьшении же их объема вследствие обугливания на 52% поверхность кусков увеличится. Объем каждой первоначально взятой чурки $V_2 = 5 \times 5 \times 6 = 150$ cm^3 , объем же переугленной чурки $V_2' = 150 \cdot 0,52 = 78$ cm^3 .

Этому объему по кривой фиг. 28 для твердого дерева соответствует поверхность в 69 m^2 на каждый насыпной кубометр чурок. Поверхность¹, соответствующая взятому нами объему топлива в 4008 cm^3 , равна

$$g = \frac{69 \cdot 10^4}{10^6} \cdot 4008 = 2760 \text{ см}^2. \quad (72)$$

Разность концентраций $C_0 - C_1$ на границах пленки в mol/cm^3

Благодаря высокой скорости реакции $2C + O_2 = 2CO$ концентрация кислорода на поверхности угля равна нулю, т. е. $C_0 = 0$. Концентрация кислорода для первого слоя топлива равна концентрации кислорода в воздухе, т. е. 21% .

¹ Фактическая активная поверхность угля в огромное число раз более, так как увеличивается поверхностью многочисленных пор. Но на процессе диффузии отражается только периферическая поверхность, так сказать, макроповерхность. Микроповерхность играет роль уже для химических реакций протифундированных веществ.

Выразим в молях на 1 см³:

в 100 молях воздуха содержится 21 моль кислорода;
 в 100 · 22,4 м³ " " 21 " при 0°С и давлении 760 мм;
 в 100 · 22,4 · 10⁶ см³ " " 21 " кислорода при 0°С и давлении 760 мм.

Требуемое выражение концентрации будет:

$$C_1^0 = 21/100 \cdot 22,4 \cdot 10^6 \text{ мол/см}^3 \text{ при } 0^\circ\text{С и } 760 \text{ мм рт. ст. или}$$

$$C_1^0 = 0,000\,000\,009\,380 \text{ мол/см}^3 \text{ при } 0^\circ\text{С и давлении } 760 \text{ мм рт. ст.}$$

Так как процессы диффузии совершаются в пленке небольшой толщины, то к моменту диффузии следует считать температуру реагентов близкой друг к другу. В дальнейшем при вычислении величины коэффициента диффузии и концентрации кислорода на внешней границе пленки делаем поправку на температуру процесса, считая ее равной 1100°С.

Указанная температура замерена нами как средняя в зоне горения при испытании в 1936 г. газогенератора по типу Дейтц¹.

Поправку на изменение давления не делаем, так как последнее, замеренное нами в проводимых испытаниях, отличалось от атмосферного на величину около 40 мм вод. ст., что не может оказать значительного влияния на вычисления. Вводим поправку на температуру:

21 моль кислорода при 0°С и давлении 760 мм рт. ст. приходится на 22,4 · 10⁸ см³ воздуха;
 21 моль кислорода при 1100°С и давлении 760 мм рт. ст. приходится на

$$\frac{22,4 \cdot 10^8 (1100 + 273)}{273} = \frac{22,4 \cdot 10^8 \cdot 1373}{273} = 22,4 \cdot 10^8 \cdot 5,04,$$

и концентрация при 1100°С и давлении 760 мм рт. ст.

$$C_1^{1100} = 21/22,4 \cdot 5,04 \cdot 10^8 = 0,000\,000\,001\,860 \text{ мол/см}^3. \quad (72a)$$

Разность концентраций на границах пленки для ближайшего к плоскости дутья слоя топлива будет

$$C_1^{1100} - 0 = C_1^{1100} = 0,000\,000\,001\,860 \text{ мол/см}^3.$$

Вычисленная разность концентраций соответствует лишь первому слою топлива. По мере прохода дутья по толще топлива концентрация кислорода будет уменьшаться, пока не достигнет нуля у выхода из активной зоны.

¹ 1100° соответствует плоскости, находящейся ниже фурм на 65 мм. Ближе к фурмам температура несколько выше, далее от фурм температура несколько ниже.

Следовательно, искомая величина концентрации кислорода лежит между нулем и концентрацией последнего в дутье. Было бы ошибкой считать за среднюю концентрацию, а следовательно, в данном случае и за разность концентраций, величину среднего арифметического из этих чисел, т. е.

$$\frac{0 + C_1^{1100}}{2} = \frac{C_1^{1100}}{2}.$$

Для нахождения средней концентрации необходимо знать закон изменения концентрации по толщине топлива, т. е. необходимо знать концентрацию кислорода в дутье для каждого слоя топлива, как бы он ни был мал.

Ответ на этот вопрос может дать только эмпирическая зависимость

$$C = \varphi(x);$$

здесь x — расстояние от плоскости подвода воздуха, т. е. плоскости, проходящей через фурмы при обратном процессе, и от плоскости колосников при прямом процессе газификации. Очевидно, что при наличии золы на колосниках нулевое значение x должно соответствовать поверхности золы, так как концентрация кислорода при проходе через слой золы практически не изменится.

В литературных данных отсутствует и не выведена вообще аналитическая зависимость

$$C = \varphi(x),$$

поэтому для целей дальнейшего расчета и математического анализа¹ выведем эту зависимость на основе эмпирических данных (табл. 35).

Т а б л и ц а 35

№ по пор.	Толщина слоя топлива в % от плоскости подвода воздуха ²	Концентрация кислорода в % по объему	№ по пор.	Толщина слоя топлива в % от плоскости подвода воздуха	Концентрация кислорода в % по объему
0	0	20,9	6	50,0	4,62
1	3,125	18,7	7	62,5	3,17
2	6,25	16,5	8	75	1,96
3	12,50	13,3	9	87,5	1,05
4	25,0	8,94	10	100	0,50
5	37,5	6,34			

¹ Для анализа мы пользуемся данными Kreisinger, Ovitz and Augustine, U. S. Bureau of Mines, Tech. Paper 137 (1917), приведенными у В. Уокера [2].

² За 100% принята полная высота активной зоны (зоны распространения кислорода).

Чтобы не усложнять вывод значения концентрации при нуле, заменим достаточно близким ему выражением концентрации на расстоянии 3,125% от плоскости фурм. Это практически совершенно не отразится на выводе.

Назовем переменную величину слоя топлива, выраженную в % от полной его толщины, через x , а соответствующую данной величине концентрацию кислорода в % по объему — через y . Тогда общее выражение гиперболы будет иметь вид

$$y = A \cdot x^m.$$

Если, например, имеем равнобокую гиперболу, то $m = -1$.

Коэффициент A и степень аргумента m требуется подобрать такими, чтобы сумма квадратов отклонений найденной зависимости $y = Ax^m$ от имеющихся полученных опытным путем величин была бы наименьшей. Если обозначим через δ отклонение от выведенной зависимости опытных данных, а индексом порядковый номер отклонения, то сказанное можно выразить

$$\delta_1 + \delta_2 + \delta_3 + \dots + \delta_n = \Sigma \delta_i = \min.$$

Это положение дает теория вероятностей. Но минимум квадратов отклонения мы можем найти обычным приемом высшей математики, т. е. найти первую производную, приравнять ее к нулю и т. д.

В табл. 35 мы имеем ряд частных значений x и y , найденных из опыта. В случае если последние отвечают искомой зависимости $y = Ax^m$, имеют место следующие уравнения:

$$y_1 - Ax_1^m = 0,$$

$$y_2 - Ax_2^m = 0,$$

$$\dots$$

$$\dots$$

$$y_n - Ax_n^m = 0,$$

где n — число наблюдений.

Из этих уравнений легко было бы определить параметры A и m . Но дело в том, что мы ищем общую зависимость из отдельных значений, полученных опытным путем. Эти величины всегда будут отличаться от общей зависимости и в силу неточности измерений и в силу трудности математического выражения данного закона, и, следовательно, эти уравнения несовместимы. При подстановке каких-то найденных параметров A и m , удовлетворяющих одному уравнению, они не дадут нуля в других уравнениях. Следовательно, вообще в правой части этих уравнений при подстановке найденных математическим путем получатся некоторые отклонения: $\delta_1, \delta_2, \delta_3, \delta_4, \dots, \delta_n$. Сумма квадратов этих отклонений и должна быть наименьшей. В данном случае мы имеем степенную функцию, поэтому для дальнейших преобразований прологарифмируем наше уравнение $y = Ax^m$:

$$\lg \cdot y = \lg A + m \cdot \lg \cdot x,$$

или

$$\lg y - \lg A - m \lg x = 0.$$

При подстановке частных значений x и y и удовлетворяющих с известным приближением закону $y = Ax^m$ параметров A и m получим некоторые отклонения:

$$\lg y_1 - m \lg x_1 - \lg A = \lg \delta_1;$$

$$\lg y_2 - m \lg x_2 - \lg A = \lg \delta_2;$$

$$\dots$$

$$\lg y_n - m \lg x_n - \lg A = \lg \delta_n.$$

Просуммируем полученные уравнения и возведем в квадрат

$$\Sigma \lg \cdot \delta_i^2 = \Sigma (\lg \cdot y_i - m \cdot \lg x_i - \lg A)^2;$$

сумма этих квадратов и должна быть наименьшей. Возьмем две частные производные этого выражения по параметрам A и m и приравняем их к нулю. Корни полученных уравнений дадут критические значения переменного, т. е. значения параметров A и m , соответствующие минимуму или максимуму $\Sigma \lg \delta_i^2$:

$$\frac{\partial \cdot \Sigma \lg \delta_i^2}{\partial \cdot \lg A} = -2 \Sigma (\lg y_i - m \lg x_i - \lg A) = 0;$$

$$\frac{\partial \cdot \Sigma \lg \delta_i^2}{\partial m} = -2 \Sigma (\lg y_i - m \lg x_i - \lg A) \lg x_i = 0.$$

Сокращая на 2 и A^{-1} и раскрывая скобки, получим так называемую нормальную систему уравнений:

$$- \Sigma \lg y_i + m \Sigma \lg x_i + n \lg A = 0; \quad (73)$$

$$- \Sigma \lg y_i \cdot \lg x_i + m \Sigma \lg^2 x_i + \lg A \Sigma \lg x_i = 0, \quad (74)$$

где n — число наблюдений, равное в данном случае 10.

В этих уравнениях неизвестными являются параметры m и A , остальные члены могут быть вычислены из имеющихся данных.

Необходимые для окончательного вычисления данные приведены в табл. 36. Подставим данные из табл. 36 в нормальные уравнения (73) и (74):

$$-6,54472 + 14,67222m + 10 \lg A = 0;$$

$$-7,44055 + 23,91288m + 14,67222 \cdot \lg A = 0.$$

Решая эту систему уравнений, получим значения параметров $m = 0,90632$, $A = 96,437$; округляя, имеем для расчетов: $m = 0,906$ и $A = 96,44$; тогда искомая зависимость примет вид:

$$y = 96,44 \cdot x^{-0,906}. \quad (75)$$

Исследование, полученного уравнения показало значительные отклонения от опытных данных, поэтому пришлось перебрать еще несколько типов уравнений.

Таблица 36

№ по пор.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
x		3,17	6,25	12,50	25,00	37,50	50,00	62,50	75,00	87,50	100,00
y		18,70	16,50	13,30	8,94	6,34	4,62	3,17	1,96	1,05	0,50
lg x		0,49554	0,79588	1,09691	1,39794	1,57403	1,69897	1,79588	1,87506	1,94201	2,00000
lg y		1,27184	1,21748	1,12385	0,95134	0,80209	0,66464	0,50106	0,29226	0,02119	-0,30103
lg x · lg y		0,63025	0,96897	1,23276	1,32992	1,26251	1,12920	0,89984	0,54801	0,04115	-0,60206
lg ² x		0,24556	0,63342	1,20321	1,95424	2,47757	2,88650	3,22513	3,51585	3,77140	4,00000
y lg x		9,26660	13,13202	14,58890	12,49758	9,97935	7,84924	5,69294	3,67512	2,03911	1,00000
y'		17,80	14,53	11,24	7,96	6,04	4,67	3,62	2,75	2,02	1,39
y - y'		-0,90	-1,97	-2,06	-0,98	-0,30	+0,05	+0,45	+0,79	+0,97	+0,89
(y' - y) ²		0,81	3,88	4,24	0,96	0,09	0,02	0,20	0,62	0,94	0,79
Итого . . .							23,91288	0	23,21	+3,01	9,06
Всего . . .							79,72086	0	-	-	21,61

Наиболее близким типом оказалось уравнение

$$y = B \cdot \lg x + A.$$

Пользуясь изложенным выше методом наименьших квадратов, выведем интересующую нас аналитическую зависимость.

Зависимость же (75), как недостаточно точно отображающую действительный закон, откинем, а выводы, ей сопутствующие, оставим для иллюстрации методики обработки материала.

Не приводя промежуточных стадий вывода нашей формулы, начинаем с частных производных по искомым параметрам A и B :

$$\frac{\partial \sum \delta^2}{\partial A} = -2 \sum (y_i - B \lg x_i - A) = 0;$$

$$\frac{\partial \sum \delta^2}{\partial B} = -2 \sum (y_i - B \lg x_i - A) \lg x = 0.$$

После преобразований получим систему нормальных уравнений:

$$B \sum \lg x_i + nA = \sum y_i;$$

$$B \sum \lg^2 x_i + A \sum \lg x_i = \sum y_i \cdot \lg x_i.$$

Для вычисления коэффициентов и свободных членов уравнений воспользуемся данными табл. 36, дополнив ее графой 8; причем дополним концентрацией при $x = 1$, $y = 20,2\%$.

Подставим в уравнения данные табл. 36:

$$14,67222B + 11,00000A = 95,28000;$$

$$23,91288B + 14,67222A = 79,72086.$$

Решив систему, получим:

$$A = 23,211, B = 10,908.$$

Подставляя вместо A и B их значения, а вместо y — знак концентрации в % по объему C , имеем выведенную нами формулу:

$$C = -10,91 \cdot \lg x + 23,21. \quad (76)$$

Напомним, что x — расстояние по толщине активного слоя топлива от плоскости подвода воздуха в % от высоты зоны распространения кислорода, принятой за 100.

Под зоной распространения кислорода понимается толщина слоя топлива, пронизываемая дутьем от плоскости подвода последнего до плоскости с весьма малой концентрацией кислорода (1,5—0,5%) или с его полным отсутствием. Эта высота соответствует высоте активной зоны при высокоскоростной газификации и изменяется от 8 мм при кусках топлива в 2—4 мм, до 100—150 мм при крупных кусках топлива.

Пользуясь уравнением (76), мы можем определить концентрацию кислорода в любой точке зоны распространения кислорода генератора. Например, пусть в расчетном генераторе высота активной зоны (высокоскоростной) равна 100 мм. Опре-

делим при воздушном дутье концентрацию кислорода на 50 мм от плоскости фурм:

$$C = -10,91 \cdot \lg 50 + 23,21 = 4,67\%$$

Заметим, что формула в первых слоях дутья (нескольких мм) до $x = 1,6\%$ дает погрешность, которая ясно видна при сопоставлении с концентрацией кислорода в дутье. Но для этих целей она вряд ли будет служить, так как концентрация кислорода в дутье принята за 21% и поэтому известна.

Однако значение этой формулы не исчерпывается подобными вычислениями. Она необходима, главным образом, для того, чтобы имелась возможность применения математического метода для дальнейшего анализа процесса.

Для установления отдельных отклонений подставляем в формулу (76) значения C и x из опытных данных. Все вычисления для этого помещены в той же табл. 36 в графах 9—11, где приняты обозначения y' минус значение y для данного случая:

$$y' - y = \delta,$$

$$(y' - y)^2 = \delta^2.$$

Средняя квадратическая ошибка одного уравнения будет:

$$\sigma = \pm \sqrt{\frac{\sum \delta^2}{n-1}} = \pm \sqrt{\frac{21,61}{10}} = \pm 1,47. \quad (77)$$

Средняя квадратическая ошибка найденного уравнения:

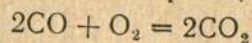
$$D = \pm \sqrt{\frac{\sum \delta^2}{n(n-1)}} = \pm \sqrt{\frac{21,61}{110}} = \pm 0,196. \quad (78)$$

Вероятнейшие погрешности соответственно будут:

$$r = \rho \cdot \sigma = \pm 0,6745 \cdot 1,47 = \pm 0,99,$$

$$R = \rho D = \pm 0,6745 \cdot 0,196 = \pm 0,13.$$

Следовательно, вероятные ошибки будут в 1% концентрации при вычислении частных значений. На первый взгляд это все же заметная (хотя и незначительная) величина, но если мы вспомним трудности, связанные с точным определением концентрации кислорода по высоте зоны, то вполне очевидно, что эта ошибка менее могущих быть погрешностей опыта. Эти трудности обусловлены течением реакции:



при высокой температуре за время отбора пробы газа. Вот почему следует считать точность выведенной нами формулы (76) достаточной для расчетов.

При проверке этой формулы по опытным данным [14] получены немногим большие отклонения.

Пользуясь функциональной зависимостью в формуле (76), выведем выражение средней концентрации кислорода в активной зоне, которое необходимо для последующих расчетов.

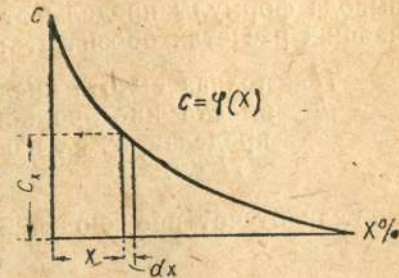
Пусть концентрация кислорода в слое топлива на расстоянии x от плоскости подвода воздуха будет C_x . Возьмем толщину этого слоя бесконечно малой (фиг. 31) и обозначим символом dx , тогда содержание кислорода в этом слое будет

$$du = C_x \cdot F \cdot dx,$$

где F — площадь поперечного сечения активной зоны в см²;
 C_x — концентрация в мол/см³;
 dx — толщина элементарного слоя (в долях см).

Для дальнейшего вывода могут быть два случая: 1) если F не зависит от x , т. е. постоянная по высоте, 2) если F зависит от высоты, т. е. меняется по высоте.

Первый случай имеет место для камер газификации с постоянным сечением, например, цилиндрических, призматических и т. п., второй случай для камер с переменным сечением, например, конусообразных, типа Берлие и т. п.



Фиг. 31.

1. Вывод формулы средней концентрации кислорода для камеры газификации с постоянным сечением $F = \text{const}$

Очевидно, что содержание кислорода во всей камере газификации будет

$$U = \int_0^{100} C_x \cdot F \cdot dx, \quad (79)$$

где 100 — полная высота зоны (в процентах).

Средняя же концентрация, соответствующая высоте h см, тогда выразится

$$C_{\text{ср}} = \frac{U}{F \cdot h} = \frac{1}{F \cdot h} \cdot \int_0^{100} C_x F \cdot dx;$$

заменяя C его значением через x , имеем (76):

$$C_{\text{ср}} = \frac{1}{F \cdot h} \cdot \int_0^{100} F(23,21 - 10,91 \cdot \lg x) \cdot dx;$$

$$C_{\text{ср}} = \frac{23,21}{h} \int_0^{100} dx - \frac{10,91}{h} \int_0^{100} \lg x \cdot dx.$$

Как видно из формулы (76), при $x = 0$, $C = \infty$ логарифмическая кривая при достаточно малых x идет асимптотически, поэтому нижний предел интегрирования, равный нулю, не соответствует реальным условиям нашей задачи. Принимаем за

нижний предел интегрирования единицу¹ (как и в выводе основной формулы), что при активной зоне в 120 мм даст неучтенную в расчете высоту зоны в 1,2 мм. Этим мы вполне можем пренебречь.

Так обстоит дело при интегрировании от начала камеры газификации. Но может случиться, что последняя имеет цилиндрическую форму только в какой-то своей части. Тогда пределами интегрирования будут какие-то пределы от x_1 до x_0 .

Так как мы решаем задачу в общем виде, то принимаем для вывода формулы пределы от x_1 до x_0 в ‰. Условимся и в дальнейших расчетах обозначать:

H — полная высота кислородной зоны в см;
 h — высота кислородной зоны, соответствующая взятым пределам, т. е., например, для $x_1 = 1$ и $x_0 = 100$ $h = H$ см.

Если отсчет производится от плоскости подвода воздуха, то

$$x = \frac{h}{H} \cdot 100.$$

Так как в подинтегральном выражении величины поставлены в ‰ от полной высоты зоны, что видно из обозначения пределов, то также в процентах и должна быть выражена вынесенная за знак интеграла высота h . Последняя характеризует собой полную высоту кислородной зоны, принятую нами за 100% и взятую соответственно пределам, а следовательно, ее величина в переводе на проценты составит:

$$h^{\%} = (x_0 - x_1).$$

Интегрируя в пределах от 1 до 100, имеем $h = 99\%$, т. е. 0,99 от полной высоты. Это вполне понятно, если принять во внимание невозможность проинтегрировать от нуля, так как концентрация должна быть отнесена к тому объему, пределы которого по высоте обозначены при знаке интеграла.

Подставив это выражение вместо h и заменяя пределы, имеем:

$$C_{cp} = \frac{23,21}{x_0 - x_1} \int_{x_1}^{x_0} dx - \frac{10,91}{x_0 - x_1} \int_{x_1}^{x_0} \lg x \cdot dx. \quad (80)$$

Нужно твердо помнить, что x_0 и x_1 суть пределы интегрирования, т. е. проценты, а не символы подинтегрального вы-

¹ Логарифмическая кривая (76) удовлетворяет с известным приближением закону распределения концентраций кислорода в пределах x от 1 до 100 (лучше от 1,6 до 100). Чистое значение C при $x = 1$ дает превращение над действительным количеством кислорода и только при $x = 1,6$ получается близкая к действительности величина, но все же за нижний предел мы приняли не 1,6, а 1,0 потому, что кривая удовлетворяет закону в пределах от 1,0 до 100, что вытекает из вывода ее уравнения, а нам нужен общий закон распределения концентрации, а не частное значение последней при $x = 1$.

ражения, где нами употребляется x без индекса, иначе можно спутаться в выводе. Произведя указанные действия, имеем следующую формулу для определения средней концентрации кислорода в зоне его распространения:

$$C_{cp} = 23,21 - \frac{10,91 \cdot \lg e}{x_0 - x_1} \cdot (x_0 \ln x_0 - x_0 - x_1 \ln x_1 - x_1); \quad (81)$$

размерность: $C_{cp} - \%$ по объему, $\lg e = 0,43429$, $x_0 - \%$, $x_1 - \%$.
 Пользование формулой поясним на примере.

Пусть требуется установить среднюю концентрацию кислорода в активной зоне постоянного сечения, считая за последнюю зону распространения кислорода (высокоскоростная газификация). Следовательно, необходимо взять полную высоту. Учитывая замечание о нижнем пределе интегрирования, берем последний, равный единице, и за верхний предел — 100‰.

Подставляем это в формулу (81) и, решая последнее выражение, находим среднюю концентрацию:

$$C_{cp} = 23,21 - \frac{10,91 \cdot 0,43429}{100 - 1} \cdot (100 \ln 100 - 100 - \ln 1 - 1),$$

$$C_{cp} = 23,21 - 22,03 + 4,84 = 6,02\%. \quad (82)$$

2. Вывод формулы средней концентрации кислорода для конусообразной формы камеры газификации (фиг. 32)

Аналогично формуле (79), но учитывая пределы x_0 и x_1

$$U = \int_{x_1}^{x_0} C_x \cdot F_x \cdot dx$$

$$C_{cp} = \frac{1}{V} \int_{x_1}^{x_0} C_x \cdot F_x \cdot dx,$$

где V — объем камеры, но

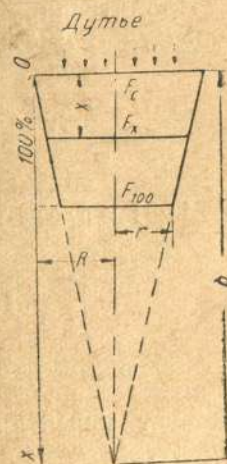
$$F_x = F_0 \cdot \frac{(b-x)^2}{b^2}.$$

Тогда с учетом нижнего предела, равного единице,

$$C_{cp} = \frac{F_0}{V \cdot b^2} \int_{x_1}^{x_0} (b-x)^2 \cdot C_x \cdot dx.$$

Подставив вместо C_x его значение из формулы (76), получим:

$$C_{cp} = \frac{F_0}{V \cdot b^2} \int_{x_1}^{x_0} (b-x)^2 (23,21 - 10,91 \lg x) \cdot dx \%, \quad (83)$$



Фиг. 32.

$$C_{cp} = \frac{F_0}{Vb^2} \left[23,21 \cdot b^2 \int_{x_1}^{x_0} dx - 46,42 \cdot b \int_{x_1}^{x_0} x \cdot dx + \right. \\ \left. + 23,21 \int_{x_1}^{x_0} x^2 dx - 10,91 b^2 \int_{x_1}^{x_0} \lg x \cdot dx + 21,82 \cdot b \int_{x_1}^{x_0} x \cdot \lg x dx - \right. \\ \left. - 10,91 \int_{x_1}^{x_0} x^2 \lg x dx \right] \% . \quad (84)$$

Таково общее выражение средней концентрации при камере газификации конусообразной формы.

Само собой разумеется, что пределы должны удовлетворять поставленному условию задачи. Так, например, если камера газификации имеет конусообразную форму в пределах изменения x от 0 до 30% и далее цилиндрическая, то необходимо выражение (84) использовать с пределами 1—30, т. е. вместо x_0 поставить 30, а для остальной цилиндрической части использовать уравнение (81) с верхним пределом 100 и нижним 30. Пусть концентрация, полученная в первом случае, будет C'_{cp} и соответствующий ей объем камеры V' , а вычисления второй части соответственно дадут C''_{cp} и V'' . Тогда средняя концентрация, необходимая для вычисления толщины газовой пленки, равна:

$$C_{cp} = \frac{C'_{cp} V' + C''_{cp} V''}{V' + V''} . \quad (85)$$

Проинтегрируем выражение (84), но без подстановки пределов. Будем иметь:

$$C_{cp} = \frac{F_0}{V \cdot b^2} \left\{ 23,21 b^2 x \Big|_{x_1}^{x_0} - 46,42 b \frac{x^2}{2} \Big|_{x_1}^{x_0} + 23,21 \frac{x^3}{3} \Big|_{x_1}^{x_0} - \right. \\ \left. - 10,91 b^2 \lg e (x \cdot \ln x - x) \Big|_{x_1}^{x_0} + 21,82 \cdot 0,43429 b \left[x^2 \left(\frac{\ln x}{2} - \frac{1}{4} \right) \Big|_{x_1}^{x_0} - \right. \right. \\ \left. \left. - 10,91 \cdot 0,43429 \left[x^3 \left(\frac{\ln x}{3} - \frac{1}{9} \right) \Big|_{x_1}^{x_0} \right] \right\} \% . \quad (86)$$

Чтобы придать формуле более удобный для вычисления вид, произведем подстановку пределов и некоторые преобразования. Окончательный вид выражения средней концентрации кислорода для случая камеры газификации конусообразной формы будет:

$$C_{cp} = \frac{F_0}{V} \left[27,95 (x_0 - x_1) - 4,74 (x_0 \ln x_0 - x_1 \ln x_1) \right] + \\ + \frac{F_0}{V \cdot b} \left[25,58 (x_1^2 - x_0^2) + 7,74 (x_0^2 \ln x_0 - x_1^2 \ln x_1) \right] + \\ + \frac{F_0}{V \cdot b^2} \left[8,27 \cdot (x_0^3 - x_1^3) - 1,58 (x_0^3 \ln x_0 - x_1^3 \ln x_1) \right] \% . \quad (87)$$

Величины, входящие в формулу:

F_0 — сечение камеры газификации в плоскости подвода дутья;

V — объем зоны распространения кислорода;

b — полная высота конуса, усеченной частью которого является камера газификации;

x_0 — верхний предел интеграла, выражающий больший размер высоты активной зоны, в пределах которой ведутся вычисления; размер выражен в процентах от всей высоты зоны распространения кислорода; для вычисления средней концентрации по всему объему зоны $x_0 = 100$ %.

x_1 — нижний предел интегрирования, выражающий меньшее расстояние от плоскости подвода воздуха, в процентах от всей высоты зоны распространения кислорода. Для вычисления средней концентрации кислорода по всему объему зоны $x_1 = 1$. Меньше брать нельзя, так как логарифмическая кривая при $x = 1$ круто поднимается вверх и не следует закону распределения концентрации кислорода по высоте зоны.

Так как пределы интегрирования выражены в процентах, то и все величины, входящие в формулу, должны быть выражены в процентах от полной высоты зоны распространения кислорода.

Нельзя, например, b выражать в см, V — в см³ и т. д. Иначе будут получены совершенно неверные результаты. Формулы перехода от измерений в единицах меры (см, мм, см³, см² и т. д.) к измерениям в процентах будут ясны из прилагаемого ниже примера пользования этой формулой.

Пусть требуется определить среднюю концентрацию кислорода для полной зоны его распространения в генераторе конструкции проф. Карпова. Положим, что высота этой зоны определена в 12 см, считая по оси камеры от плоскости подвода воздуха (плоскость, проходящая через фурмы).

Данные задачи (см. фиг. 32):

$H = 12$ см, $b = 145$ см, $2R = 29,0$ см, $2r = 26,6$ см, $x_0 = 100$ %, $x_1 = 1$.

Выразим V , b и F_0 в процентах. Индекс см означает измерение в см, индекс % означает выражение в %.

$$b_{\%} = \frac{b_{см}}{H_{см}} \cdot 100 = \frac{145 \cdot 100}{12} = 1208; \quad (88)$$

$$F_{\%} = \pi \left(\frac{R_{см} \cdot 100}{H_{см}} \right)^2 = \frac{\pi 14,5^2 \cdot 100^2}{12^2} = 46\,000; \quad (89)$$

$$R_{\%} = \frac{R_{см}}{H_{см}} \cdot 100 = \frac{1450}{12} = 121; \quad (90)$$

$$r_{\%} = \frac{r_{см} \cdot 100}{H_{см}} = \frac{1330}{12} = 111; \quad (91)$$

$$H_{\%} = x_0 - x_1 = 100 - 1 = 99; \quad (92)$$

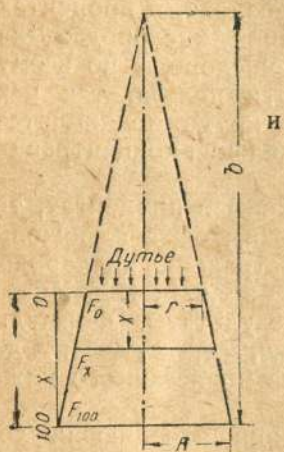
$$V_{\%} = \frac{1}{3} \cdot H_{\%} \cdot \pi (R_{\%}^2 + R_{\%} r_{\%} + r_{\%}^2) = \frac{1}{3} \cdot 99 \cdot 3,14 (14641 + \\ + 13\,410 + 12\,324 \cdot V_{\%}) = 4\,185\,000. \quad (93)$$

Подставляя величины, выраженные в процентах, в формулу (87) и произведя указанные действия, имеем:

$$C_{\text{ср}} = 7,72\%.$$

Как видно из приведенного примера, средняя концентрация будет увеличиваться с увеличением угла в вершине конуса, т. е. с уменьшением относительной величины b .

Разобранный случай отвечает условиям камеры, сужающейся книзу. Но может иметь место и обратное явление, т. е. дутье подается в плоскости меньшего основания усеченного конуса. Рассмотрим этот случай.



Фиг. 33.

Как видно из фиг. 33,

$$\frac{F_x}{F_0} = \frac{(b-H+x)^2}{(b-H)^2}$$

$$F_x = F_0 \frac{(b-H+x)^2}{(b-H)^2}.$$

Далее понятно без пояснений:

$$C_{\text{ср}} = \frac{1}{V} \int_{x_1}^{x_2} C_x F_x dx,$$

$$C_{\text{ср}} = \frac{F_0}{V(b-H)^2} \int_{x_1}^{x_2} C_x (b-H+x)^2 dx.$$

Подставив значение C_x , имеем:

$$C_{\text{ср}} = \frac{F_0}{V(b-H)^2} \int_{x_1}^{x_2} (b-H+x)^2 (23,21 - 10,91 \lg x) dx. \quad (93a)$$

Положим в данном выражении $b-H=d$, тогда:

$$C_{\text{ср}} = \frac{F_0}{Vd^2} \int_{x_1}^{x_2} (d+x)^2 (23,21 - 10,91 \lg x) dx. \quad (93b)$$

Сравнивая формулы (83) и (93), мы видим, что отличие заключается лишь в знаке x в биноме $(d+x)$. Остальные члены вполне тождественны. Следовательно, если посмотреть на развернутую формулу (84), то стоит лишь изменить знаки на обратные перед интегральными членами вторым и пятым, считая слева направо, и мы получим формулу, отвечающую взятым условиям:

$$C_{\text{ср}} = \frac{F_0}{V} (27,94810 x_0 - 27,94810 x_1 - 4,73810 x_0 \ln x_0 + 4,73810 x_1 \ln x_1) + \frac{F_0}{V \cdot d} (25,57905 x_0^2 - 25,57905 x_1^2 - 4,73810 x_0^2 \ln x_0 + 4,73810 x_1^2 \ln x_1) + \frac{F_0}{V d^2} (8,26646 x_0^3 - 8,26646 x_1^3 - 1,57090 x_0^3 \ln x_0 + 1,57090 x_1^3 \ln x_1) \%, \quad (94a)$$

или

$$C_{\text{ср}} = \frac{F_0}{V} \left[27,95 (x_0 - x_1) - 4,74 (x_0 \ln x_0 - x_1 \ln x_1) \right] + \frac{F_0}{V \cdot d} \left[25,58 (x_0^2 - x_1^2) - 4,74 (x_0^2 \ln x_0 - x_1^2 \ln x_1) \right] + \frac{F_0}{V \cdot d^2} \left[8,27 (x_0^3 - x_1^3) - 1,57 (x_0^3 \ln x_0 - x_1^3 \ln x_1) \right] \%. \quad (94)$$

При пользовании формулой (94) необходимо все величины превратить в относительные, т. е. измеренные величиной H , принятой за 100. Например, если $H = 12$ см, $R = 29$ см, то

$$R_{\text{в}} = \frac{29}{12} \cdot 100 \approx 242,$$

т. е. действовать вполне аналогично работе с формулой (87).

3. Вычисление средней концентрации кислорода в зоне горения камеры НАТИ-III

Как видно из фиг. 34, эту зону можно рассматривать состоящей из двух усеченных конусов с объемами V_1 и V_2 , сложенными большими основаниями.

Вычислим концентрации для каждой половины в отдельности, а затем найдем среднюю концентрацию для зоны.

Принимаем общую высоту зоны 11,7 см за 100%.

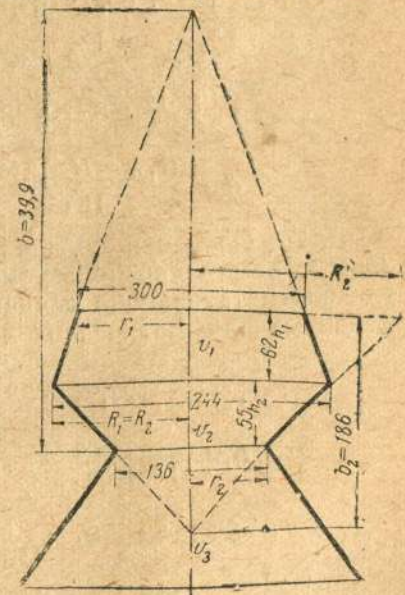
Исходя из того, что $r_1 = 10$ см, $R_1 = 12,2$ см, $R_2 = 12,2$ см, $r_2 = 6,8$ см, $h_1 = 6,2$ см, $h_2 = 5,5$ см, $b_1 = 39,9$ см, $b_2 = 18,6$ см, $R_2^1 = 18,32$ см.

Индексом 1 обозначены размеры верхней половины; индексом 2 — размеры нижней половины.

Вычислим относительные величины:

$$h_1\% = \frac{h_{1\text{см}} \cdot 100}{H_{\text{см}}} = \frac{6,2 \cdot 100}{11,7} = 53,$$

$$h_2\% = \frac{h_{2\text{см}} \cdot 100}{H_{\text{см}}} = \frac{5,5 \cdot 100}{11,7} = 47.$$



Фиг. 34.

Так как концентрация убывает сверху вниз, то пределы интегрирования для верхней половины будут $x_0 = 53$ и $x_1 = 1$. Соответственно для нижней половины: $x_0 = 100$ и $x_1 = 53$.

Остальные относительные величины найдутся¹:

$$r_{1\%} = \frac{r_{1cm} \cdot 100}{H_{cm}} = \frac{10 \cdot 100}{11,7} = 85,5;$$

$$R_{1\%} = R_{2\%} = \frac{R_{2cm} \cdot 100}{H_{cm}} = \frac{12,2 \cdot 100}{11,7} = 104,2;$$

$$r_{2\%} = \frac{r_{2cm} \cdot 100}{H_{cm}} = \frac{6,8 \cdot 100}{11,7} = 58,1;$$

$$R_{2\%} = \frac{R_{1cm} \cdot 100}{H_{cm}} = \frac{18,32 \cdot 100}{11,7} = 156,5;$$

$$b'_{1\%} = \frac{b_{1cm} \cdot 100}{H_{cm}} + \frac{39,9 \cdot 100}{11,7} = 342,0;$$

$$b'_{2\%} = \frac{(b_{2cm} + h_{1cm}) \cdot 100}{H_{cm}} = \frac{18,6 \cdot 100}{11,7} = 159,0;$$

$$F_{1\%} = \pi r_{1\%}^2 = 3,14 \cdot 85,5^2 = 23\,950;$$

$$F_{2\%} = \pi R_{2\%}^2 = 3,14 \cdot 156,5^2 = 77\,000.$$

$$V_{1\%} = \frac{1}{3} h_{1\%} \cdot \pi (r_{1\%}^2 + r_{1\%} R_{1\%} + R_{1\%}^2) = \frac{52 \cdot 3,14}{3} (85,5^2 + 85,5 \cdot 104,2 + 104,2^2) = 1\,468\,000;$$

$$V_{2\%} = \frac{1}{3} h_{2\%} \pi (r_{2\%}^2 + r_{2\%} R_{2\%} + R_{2\%}^2) = \frac{47 \cdot 3,14}{3} (58,1^2 + 58,1 \cdot 104,2 + 104,2^2) = 997\,920;$$

$$d = \frac{(b_{1cm} - H_{cm}) \cdot 100}{11,7} = \frac{(39,9 - 11,7) \cdot 100}{11,7} = 243.$$

Для вычисления средней концентрации в верхней половине зоны объема V воспользуемся выведенной нами формулой (94а), где соответствующие величины подставим из только что проделанных арифметических действий:

$$C'_{cp} = \frac{23\,950}{1\,468\,000} (27,948 \cdot 53 - 27,948 \cdot 1 - 4,738 \cdot 53 \cdot \ln 53 + 0) + \frac{23\,950}{1\,468\,000 \cdot 243} \cdot (-25,579 \cdot 1 + 25,579 \cdot 53^2 - 4,738 \cdot 53^2 \ln 53 + 0) + \frac{23\,950}{1\,468\,000 \cdot 243^2} (8,266 \cdot 53^3 - 8,266 \cdot 1 - 1,579 \cdot 53^3 \ln 53 + 0).$$

¹ R'_2 , b'_2 и F'_2 соответствуют дополненному конусу до высоты $h_1 + h_2 = 11,7$ см, R'_2 — радиус его большего основания, r_2 — радиус его меньшего основания.

* См. пояснение к формуле (87).

Произведя указанные действия, будем иметь:

$$C'_{cp} = 8,813\% \text{ по объему.}$$

Аналогично вычисляем среднюю концентрацию для нижней части зоны объемом V_2 . Для этого воспользуемся формулой (87), так как конус имеет уширение кверху.

При выводе формул средней концентрации под F_0 понималось сечение камеры газификации в плоскости подвода воздуха, b — расстояние этого сечения до вершины дополненного конуса. Следовательно, для определения средней концентрации кислорода в какой-либо части камеры необходимо подставлять в формулу, именно, эти величины, не заменяя их величинами отрезка конуса (цилиндра и пр.), для которого вычисляется концентрация. Объем же должен быть подставлен, равный объему вычисляемой части конуса, что также вытекает из вывода:

$$C''_{cp} = \frac{77\,000}{997\,920} \cdot \left[27,95 (100 - 53) - 4,74 (100 \cdot 4,605 - 53 \cdot 3,97) \right] + \frac{77\,000}{997\,920 \cdot 159} \cdot \left[25,58 (53^2 - 100^2) + 4,74 (100^2 \cdot 4,605 - 53^2 \cdot 3,97) \right] + \frac{77\,000}{997\,920 \cdot 159^2} \cdot \left[8,27 (100^3 - 53^3) - 1,58 (100^3 \cdot 4,605 - 53^3 \ln 53) \right],$$

откуда

$$C''_{cp} = 10,72 - 8,98 + 2,13 = 3,87\% \text{ по объему.}$$

Средняя концентрация кислорода в зоне найдется по формуле (85):

$$C_{cp} = \frac{C'_{cp} V_1 + C''_{cp} V_2}{V_1 + V_2} = \frac{8,81 \cdot 2408 + 3,87 \cdot 1600}{4008} = 6,85\% \text{ по объему.}$$

Вводя поправку на температуру и выражая среднюю концентрацию в молях на 1 см³, согласно формуле (72а), имеем:

$$C_{cp} = 6,85 / 22,4 \cdot 5,04 \cdot 10^8 = 0,000\,000\,000\,607 \text{ мол/см}^3 \text{ (94а)}$$

при 1100° С и давлении 760 мм рт. ст.

Так как концентрация кислорода на поверхности углерода (топлива) равна нулю (большая скорость реакции), то разность концентраций составит

$$C_0 - C_1 = C_{cp} = 0,000\,000\,000\,607 \text{ мол/см}^3.$$

Некоторое представление о принципе расчета толщины пленки дает схема на фиг. 35.

Коэффициент диффузии с поправкой на температуру вычислен по формуле (68)

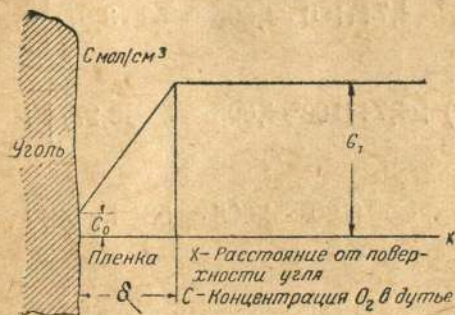
$$D_{1100} = D_0 \frac{T_{1100}^2}{T_0^2},$$

где $D_0 = 0,178 \text{ см}^2/\text{сек.}$
 $T_{1100} = (273 + 1100)^2,$
 $T_0^2 = 273^2.$

$$D_{1100} = 0,178 \cdot \frac{(273 + 1100)^2}{273^2} = 4,52 \text{ см}^2/\text{сек.} \quad (95)$$

Количество продиффундировавшего кислорода и время, ему соответствующее, возьмем из расчета получения 100 молей газа следующего состава в % по объему:

$$\frac{\text{CO}_2}{13,0} + \frac{\text{O}_2}{0,6} + \frac{\text{CO}}{18,6} + \frac{\text{H}_2}{14,9} + \frac{\text{CH}_4}{3,4} + \frac{\text{N}_2}{49,5}.$$



Фиг. 35. Схема расчета толщины газовой пленки.

Расход первичного воздуха для получения 100 молей газа составляет

$$L = 62,3 \text{ моля.} \quad (96)$$

Количество кислорода воздуха, пошедшее на газификацию 100 молей газа, равно:

$$62,3 \cdot 0,21 = 13,11 \text{ молей.} \quad (97a)$$

Следовательно, количество продиффундировавшего кислорода за время получения 100 молей газа

$$n = 13,11 \text{ молей.} \quad (97)$$

Время получения 100 молей газа. Нормальная производительность генератора НАТИ-III выражается в $58,3 \text{ м}^3/\text{час}$ при 0°C и давлении 760 мм рт. ст.

Объем 100 молей газа равен 2240 м^3 при 0°C и давлении 760 мм рт. ст. Следовательно, время, пошедшее на получение 100 молей газа, равно:

$$t = \frac{2240 \cdot 3600}{58,3} = 138\,400 \text{ сек.} \quad (98)$$

Толщина пленки в см составляет:

$$\delta = \frac{4,52 \cdot 2760 \cdot 0,000\,000\,000\,607 \cdot 138\,400}{13,11} = 0,6798 \text{ см.} \quad (99)$$

Такова средняя величина пути, проходимого молекулой O_2 путем диффузии по газовой пленке (впервые вычисленная нами).

По данным НАТИ о возможности переноса колосниковой решетки в горло камеры газификации, эта толщина пленки лежит на границе между имеющимся выносом CO и CO_2 , причем вынос CO имеет место в тех местах, где пленка тоньше, а образование CO_2 — в местах с утолщенной пленкой.

Скорость движения газа по поперечному сечению камеры газификации вычислим следующим образом.

Если

$F_{\text{ср}}$ — средняя площадь сечения зоны горения камеры газификации в свету (живое сечение) в м^2 ;

$V_{\text{г}}$ — объем зоны горения камеры газификации в $\text{м}^3 = 0,004008$;

$k/L = 0,88$; (согласно фиг. 27);

h — высота зоны горения — $11,7 \text{ см} = 0,117 \text{ м}$,

тогда

объем, занимаемый газом в зоне горения L , найдется из двух уравнений:

$$k + L = 0,004008,$$

$$k/L = 0,88,$$

где k — объем, занимаемый топливом в зоне горения. Из второго уравнения:

$$k = 0,88 L, \text{ следовательно,}$$

$$L = \frac{0,004008}{1,88} = 0,00213 \text{ м}^3.$$

Разделив объем, занимаемый газом в камере газификации, на высоту, получим среднюю величину живого сечения последней:

$$F_{\text{ж}} = \frac{0,00213}{0,117} = 0,0182 \text{ м}^2.$$

Но величина полного среднего сечения камеры равна

$$\frac{V_{\text{г}}}{h} = \frac{4008}{11,7} = 342 \text{ см}^2 = 0,0342 \text{ м}^2.$$

Живое сечение в процентах от полного

$$\frac{F_{\text{ж}}}{F} \cdot 100 = \frac{182 \cdot 100}{342} = 53,2\%. \quad (100)$$

Через живое сечение $0,0182 \text{ м}^2$ проходит при 0°C и давлении 760 мм рт. ст. за время $138\,400 \text{ сек.}$ $62,3 \cdot 22,4 = 1395 \text{ м}^3$ воздуха.

Это и дает среднюю скорость прохождения воздуха по слою угля

$$v_{\text{у}} = \frac{1395}{0,0182 \cdot 138\,400} = 0,554 \text{ м/сек.} \quad (101)$$

Считая на холодное дутье (условная скорость), т. е. при 0°C и давлении 760 мм рт. ст. , при жаронапряженности

$$q = \frac{1117}{0,515 \cdot 39,5} = 575 \text{ кг/м}^2 \text{ час.}$$

Скорость движения газа по зазорам топлива с поправкой на температуру, т. е. действительная скорость движения газа

$$v_d = \frac{0,554 (273 + 1100)}{273} = 2,88 \text{ м/сек.} \quad (102)$$

Такова скорость, соответствующая толщине пленки 0,798 мм. Однако это соотношение действительно только при применении кусков топлива размером около $5 \times 5 \times 6 \text{ см}$ (обычно применяемое). Казалось бы, что при резком отклонении размеров от этой величины соответственно изменится и толщина пленки, несмотря на постоянную скорость дутья.

Действительно, в формуле (62) величины D и $(C_0 - C_1)$ — практически постоянные, так как температурный режим процессов газификации у различных генераторов примерно одинаков, величины t и n зависят от производительности генератора (величины отсоса газа), т. е. в конечном счете от скорости движения газа; только величина g не зависит от скорости движения газа.

Отсюда можно сделать неверный вывод, что с повышением скорости движения газа будет уменьшаться толщина пленки только при употреблении топлива с постоянным размером кусков. Следовательно, при постоянной скорости движения газа толщина пленки будет уменьшаться при употреблении более крупных кусков.

Д. ВЛИЯНИЕ РАЗМЕРА КУСКОВ ТОПЛИВА НА ТОЛЩИНУ ГАЗОВОЙ ПЛЕНКИ

Как видно из кривой (фиг. 28) $b \text{ м}^2/\text{м}^3 = \varphi(V \text{ см}^3)$, при уменьшении размеров топлива величина активной поверхности топлива, заключенного в определенном объеме (например, в камере газификации), увеличивается. Если для чурок твердого дерева размером в 300 см^3 соответствует активная поверхность около $53 \text{ м}^2/\text{м}^3$, то размеру в 20 см^3 соответствует около $107 \text{ м}^2/\text{м}^3$. Это значит, что при уменьшении кусков по объему в 15 раз активная поверхность увеличивается в 2 раза, а, следовательно, и толщина пленки увеличивается в 2 раза.

Но это ведет к мнимому недоразумению, так как с уменьшением кусков, а, следовательно, и зазоров между ними растет толщина пленки, и может наступить такой момент, когда этой „пленкой“ чуть ли не перекроются все зазоры между кусками топлива.

Из формулы (71)

$$\delta = \frac{D \cdot g (C_0 - C_1)}{n} t,$$

видно, что с увеличением g будет расти и толщина пленки при прочих равных условиях.

В транспортных генераторах размеры чурок в 380 см^3 и 40 см^3 являются амплитудой колебаний размеров. Действительно, менее $4 \times 3 \times 3,33 \text{ см}$ и более $8 \times 7 \times 7 \text{ см}$ они употребляются не часто. Обычный размер $6 \times 5 \times 5 \text{ см}$ и $5 \times 6 \times 6 \text{ см}$. Поэтому

указанные колебания толщины пленки для подобной скорости движения газа являются наибольшими.

Следует отметить, что употребление дров больших размеров, чем 380 см^3 , не повлечет за собой сильных изменений пленки, так как кривая в $\text{м}^2/\text{м}^3 = \varphi(V \text{ см}^3)$ с увеличением $V \text{ см}^3$ течет асимптотично линии, параллельной оси абсцисс.

Это видно из кривой на фиг. 30 для сухих дубовых дров ($W_{\text{абс}} = 30\%$). Например, объему полена в 2000 см^3 соответствует поверхность $50 \text{ м}^2/\text{м}^3$.

Последняя кривая вычерчена на основе вычисленных мной параметров для дубовых дров с влажностью $W_{\text{абс}} = 30\%$, причем объем длинных дров, а также и их поверхность определены из преобладающего треугольного сечения полена и его полной длины.

Как будто бы получается, что на толщину пленки влияет и размер кусков топлива. Однако какой физический смысл имеет это влияние? Скорость потока влияет „сдувающим“ образом, т. е. со скоростью растет турбулентный тип течения за счет ламинарного, а это значит, что расстояние, проходящее диффузией, уменьшается, т. е. уменьшается и толщина пленки. Но как представить себе уменьшение толщины пленки за счет увеличения кусков топлива? Эту зависимость представить себе невозможно, так как она практически не существует для условий высокоскоростной газификации.

Но тогда, каким образом объяснить колебания в вычисленных нами толщинах пленки для чурок различного размера.

Дело в том, что при вычислении толщины пленки мы принимали высоту зоны распространения кислорода постоянной, т. е. не зависящей от величины кусков топлива. Однако это не так. Высота зоны зависит от величины кусков газифицирующегося топлива.

Высота слоя, называемого зоной полного горения, должна быть тем больше, чем крупнее куски топлива. По Ле-Шателье, для кокса высота зоны полного горения приблизительно в 10 раз больше диаметра кусков независимо от скорости проходящего воздуха, т. е. от силы дутья. Мы сжигаем больше топлива в единицу времени, но высота зоны остается такой же¹.

Принципиально такую же картину дали опыты Гроздовского и Чуханова [11]. Для частиц топлива от 2 до 4 мм в поперечнике величина необходимой зоны бывает от 8,5 до 4,0 мм, а для более крупных в десятках мм (для торфа около 150 мм при $q = 6050 \text{ кг/м}^2\text{час}$).

В указанном разрезе становятся понятными причины мнимых колебаний в размере пленки, вычисленных нами. Причины кроются в предположении постоянной высоты зоны газификации для различных размеров кусков, что не соответствует действительности. На самом деле процесс происходит следующим образом.

¹ Д. Чернобаев, Топливо, его горение, общие методы расчета заводских печей, ОНТИ — Укр. НАТИ, 1935, стр. 85.

Толщина пленки от размеров кусков не зависит; при уменьшении последних увеличивается удельная активная поверхность топлива. Величина активной поверхности топлива, заключенного в камере газификации, изменится очень мало, так как объем камеры газификации для мелкого топлива будет меньше за счет сокращения ее высоты, а следовательно, и толщина пленки также очень мало изменится.

При увеличении кусков топлива — явление обратное, т. е. удельная активная поверхность кусков топлива уменьшается, но величина активной поверхности топлива, заключенного в камере газификации, изменится очень мало, так как объем камеры будет больше за счет увеличения ее высоты. Толщина пленки также останется практически постоянной.

Что это действительно так, показывают наши вычисления высоты активной зоны высокоскоростного процесса, помещенные ниже в выводах. В то время как высота зоны для кусков топлива в $6 \times 5 \times 5$ см получена в 12,5 см, высота для кусков топлива размером 2—4 мм равна 0,57 см, что лежит довольно близко к результатам экспериментов.

Разберем еще один вопрос, связанный с размерами кусков топлива. Какова будет толщина пленки в случае заполнения ламинарным течением всего сечения зазора?

Под этим термином мы понимали толщину газового потока, проходимого молекулами реагирующих веществ только с помощью диффузии. В системе, где имеет место турбулентное течение, эта толщина равна толщине ламинарного течения плюс толщина неподвижной пленки.

Показателем наличия или отсутствия ламинарного течения является число Рейнольдса:

$$R = v_0 d / \gamma.$$

Как видно из приведенного выражения, при постоянной средней скорости одного и того же газового потока размер числа будет зависеть от диаметра трубы (зазора). Если тип течения был турбулентный, то уменьшением диаметра можно превратить его в ламинарный. И чем менее диаметр зазора (трубы), тем нужно иметь большую скорость газового потока для получения турбулентного течения.

С уменьшением кусков топлива в генераторе уменьшаются и зазоры между кусками последнего. Если при больших кусках мы имели турбулентный тип течения, то при постоянной скорости движения газа с уменьшением зазоров турбулентный тип может заманиться ламинарным, а следовательно, все сечение будет как бы занято „пленкой“.

Хотя в условиях газификации мелкого топлива теоретически мыслимы случаи сплошного ламинарного течения по всему сечению зазора, но, как вытекает из определения и приведенных выше расчетов, толщина газовой пленки никогда не перекроет зазора, так как это среднее расстояние диффузии молекул реагирующих веществ. Поясним простым математическим примером. Если предположить концентрацию реагирующих веществ одинаковой по всему сечению зазора, то выразить среднюю

величину пути диффузии, т. е. толщину пленки, можно довольно просто для случая сечений правильной формы.

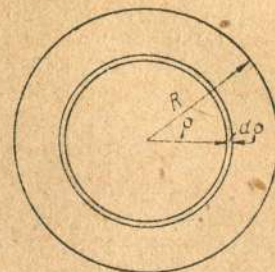
Положим, что мы имеем концентрацию, равную C мол/см³ и сечение круглой формы радиуса R (внутренний).

Проведем расчет для единицы длины цилиндра, выделяя бесконечно тонкое кольцо произвольного радиуса ρ общего центра с сечением. Тогда объем кольца (фиг. 36) будет равен

$$2\pi\rho \cdot d\rho \text{ см}^3.$$

Количество находящихся молей диффундирующего вещества в кольце определится

$$C \cdot 2\pi\rho d\rho = 2C \cdot \pi \cdot \rho d\rho \text{ молей.}$$



Фиг. 36.

Расстояние, проходимое $2C\pi\rho d\rho$ молями вещества с помощью диффузии, выразится

$$R - \rho,$$

тогда элементарная „работа“ диффузии составит

$$dP = (R - \rho) \cdot 2C\pi \cdot \rho \cdot d\rho.$$

Полная же „работа“ диффузии по всему сечению будет

$$P = \int_0^R 2(R - \rho) \cdot C \cdot \pi \cdot \rho d\rho = 2C\pi \int_0^R (R - \rho) \rho d\rho.$$

Толщина газовой пленки (среднее расстояние, проходимое диффузией) получится, если полную „работу“ диффузии разделить на содержание (в молях) диффундирующего вещества во взятом отрезке цилиндра:

$$\delta = 2C\pi \int_0^R (R - \rho) \rho d\rho : 2C\pi \int_0^R \rho d\rho,$$

$$\delta = 2C\pi \int_0^R (R - \rho) \rho d\rho : C\pi \cdot R^2,$$

$$\delta = \frac{2}{R^2} \int_0^R (R - \rho) \rho d\rho = 2R^{-2} \int_0^R R \cdot \rho d\rho - 2R^{-2} \int_0^R \rho^2 d\rho,$$

$$\delta = R - \frac{2}{3} R = \frac{1}{3} R. \quad (103)$$

Следовательно, максимально возможная толщина газовой пленки для круглого сечения равна одной трети диаметра.

Этот вывод, конечно, относится к величине сечения и скорости движения, создающим ламинарное течение по всему сечению.

Указанная относительная величина пленки ($1/3 R$) вычислена в предположении равномерной концентрации реагирующего вещества по всему сечению. Однако это не так. Концентрация будет постепенно убывать, например для кислорода, от центра к периферии.

При учете последнего фактора толщина газовой пленки должна несколько увеличиться.

Для квадратного сечения, как нетрудно убедиться тем же методом, толщина пленки равна $1/6$ его стороны для случая равномерного распределения концентраций и сплошного ламинарного течения.

По нашим не приведенным здесь вычислениям максимальный диаметр гладкой прямой трубы со сплошным ламинарным течением при скорости в 6 м/сек будет около 45 мм , что дает среднюю толщину,ходимую диффузией в 15 мм . Фактически толщина газовой пленки для этой скорости будет около $0,35 \text{ мм}$, тогда средняя величина зазора, считая на гипотетическое круглое сечение, будет в $2,1 \text{ мм}$. Вряд ли для кусков топлива размером $5 \times 5 \times 6 \text{ см}$ имеет место средняя величина зазора в $2,1 \text{ мм}$; она, несомненно, больше, на что указывает величина коэффициента заполнения сечения, равная $0,532$.

А если это так, то благодаря неровностям, извилинам, резким переменам направления и скорости по зазорам топлива, турбулентное течение будет иметь место и в более тонких зазорах, чем вычисленные по числу Рейнольдса для гладких труб. Поэтому вычисленные толщины пленки нельзя производить методом только-что приведенным, а следует пользоваться законом Фика, который дает очень близкие к действительности результаты для обычного размера чурок. При сильном измельчении топлива ($2-3 \text{ мм}$) могут быть несколько большие погрешности (концентрация кислорода при сплошном ламинарном течении будет иная).

Е. ЗАВИСИМОСТЬ ТОЛЩИНЫ ПЛЕНКИ ОТ СКОРОСТИ ДВИЖЕНИЯ ВОЗДУХА

В предыдущем изложении нами упоминалась зависимость подобного рода, но на основе общих рассуждений. Сейчас постараемся установить зависимость

$$\delta = f(v),$$

где δ — толщина пленки в см ;
 v — скорость воздушного потока в м/сек .

В своих рассуждениях мы считаем, что объем камеры газификации не больше размера, действительно необходимого для устойчивого ведения процесса, а не произвольная величина. Найдем зависимость

$$\delta = f(v)$$

для случая газификации твердого топлива в генераторе НАТИ-III с размером кусков $5 \times 5 \times 6 \text{ см}$. Объем камеры газификации без

рем без восстановительного слоя, т. е. до горловины, а среднюю температуру этой зоны принимаем равной 1100°C .

Из уравнения (71) видно, что для взятых условий¹ с увеличением скорости изменяется лишь время образования 100 молей азота, т. е. искомая зависимость может быть выражена следующим образом:

$$\delta = A \cdot t,$$

где согласно формулам (71) и (99)

$$A = \frac{D \cdot g \cdot (C_0 - C_1)}{n} = \frac{4,52 \cdot 2760 \cdot 0,000000000607}{13,11} = 0,000000576; \quad (104)$$

тогда

$$\delta = 0,000000576 t. \quad (105)$$

Связывая полученное выражение со скоростью согласно уравнению (101) для данного случая, т. е. с поправкой на температуру (1100°C) $v \cdot t = \text{const}$, имеем:

$$v \cdot t = \frac{1395 \cdot (273 + 1100)}{0,0182 \cdot 273} = 382000,$$

$$t = 382000/v. \quad (106)$$

Из соотношений (105) и (106)

$$\delta = 0,210/v. \quad (107)$$

Таблица 37

Это соотношение получается для температуры 1100°C и величины кусков топлива $5 \times 5 \times 6 \text{ см}$.

Вычисленная по этой формуле толщина пленки в зависимости от скорости приведена в табл. 37.

Заметим, что вычисленная величина пленки при одинаковых температуре, скорости, размере кусков и пр.² постоянна

для любых конструкций генераторов, если высота камеры газификации (без восстановительного слоя) подобрана необходимая и достаточная.

¹ Образование 100 молей газа в генераторе НАТИ-III.

² Т. е. при вычислениях толщины пленки следует задаваться такой минимальной высотой активной зоны, которая обеспечивает процесс высокоскоростной газификации (подбирается опытным путем). Например, для обычного размера кусков в опытах Гроздовского и Чуханова при $q = 6000 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$ была высота 150 мм ; для размеров кусков $2 \div 5 \text{ мм}$ размер зоны был в пределах $4-8,5 \text{ мм}$.

Различные конструкции выполнены с различной высотой активной зоны, поэтому для расчетов необходимо правильно выбрать высоту зоны горения, так как в ней заканчиваются все процессы газификации при известной скорости дутья. Невыполнение этих условий повлечет за собой колебания в вычисляемой величине толщины пленки.

Для иллюстрации этого положения ниже приведем подсчет газовой пленки для скоростного генератора конструкции И. С. Мезина (с камерой по типу Берлие, но с колосниковой решеткой в горле последней).

Расчет толщины пленки произведем при составе газа, соответствующем генератору НАТИ-III. Часовой расход сухого газа при расчете на двигателе ГАЗ получается $62,5 \text{ м}^3$ (при $n = 2200 \text{ об/мин}$).

Объем камеры газификации $V_r = 2800 \text{ см}^3$ и ее высота $H = 111 \text{ мм}$. Среднюю температуру камеры газификации принимаем для расчета равной 1100°C .

Размер чурок $6 \times 5 \times 5 \text{ см}$.

Тогда (аналогично уравнению 72) получим:

$$g = \frac{69 \cdot 10^4}{10^6} \cdot 2800 = 1930 \text{ см}^2,$$

$$t = \frac{2240 \cdot 3600}{62,5} = 129 \text{ 100 сек.}$$

Остальные условия принимаем:

$$D = 4,52 \text{ [согласно формуле (95)],}$$

$$C_0 - C_1 = 0,000000000607 \text{ мол/см}^3 \text{ [согласно формуле (94a)],}$$

$$n = 13,11 \text{ молям [согласно формуле (97)].}$$

$$\delta = \frac{4,52 \cdot 1930 \cdot 0,000000000607 \cdot 129 \text{ 100}}{13,11} = 0,0522 \text{ см.}$$

Скорость движения воздуха по зазорам [топлива, соответствующую этой величине пленки, определим аналогично предыдущему:

$$k + L = v_r = 0,0028,$$

$$k/L = 0,88.$$

Объем зазоров:

$$L = \frac{0,0028}{1,88} = 0,00149 \text{ м}^3.$$

Среднюю величину живого сечения определим, разделив объем на высоту:

$$F_{ж} = \frac{0,00149}{0,111} = 0,0134 \text{ м}^2 *.$$

* F ср. полное = $\frac{v_r}{H} = \frac{0,0028}{0,111} = 0,0252 \text{ см}^3$ и живое сечение в процентах

от полного равно $\frac{134 \cdot 100}{252} = 53,2\%$.

Через это живое сечение за время 129 100 секунд проходит воздуха $62,3$ моля, или 1395 м^3 при 0°C и давлении 760 мм рт. ст. , тогда при 1100°C это дает

$$\frac{1395 \cdot 1373}{273} = 7015 \text{ м}^3.$$

Действительная средняя скорость определится аналогично формуле (75):

$$v_d = \frac{7015}{0,0134 \cdot 129 \text{ 100}} = 4,05 \text{ м/сек.} \quad (108)$$

Аналогично предыдущему определим зависимость

$$\delta = f_1(v);$$

подобно уравнению (105), получим:

$$A = \frac{4,52 \cdot 1930 \cdot 0,000000000607}{13,11} = 0,000000403;$$

следовательно,

$$\delta = 0,000000403 t, \quad (108a)$$

а из формулы (108), так как $t = 129 \text{ 100}$ секунд,

$$v_d \cdot t = \frac{7015}{0,0134} = 523 \text{ 500}$$

и

$$t = 523 \text{ 500}/v_d;$$

подставляя в формулу (108a), имеем:

$$\delta = 0,211/v_d. \quad (109)$$

Вычисленная по формуле (109) толщина пленки для различных скоростей дутья приведена в табл. 38.

Таблица 38

Скорость в м/сек	Толщина пленки в мм	Скорость в м/сек	Толщина пленки в мм	Скорость в м/сек	Толщина пленки в мм	Скорость в м/сек	Толщина пленки в мм
1	2,11	6	0,35	20	0,11	40	0,05
2	1,05	8	0,26	25	0,08	45	0,05
3	0,70	10	0,21	30	0,07	50	0,04
4	0,52	15	0,14	35	0,06	100	0,021
5	0,42						

Из сравнения данных табл. 37 и 38 видно, что соотношения скоростей и толщины пленки обоих случаев близки. Например,

для наиболее ходового режима при $v_d = 4$ м/сек имеем для случая газификации топлива в газогенераторе НАТИ-III толщину пленки, равную 0,55 мм; для случая работы скоростного генератора НАТИ $\delta = 0,52$ мм, так что зависимость

$$\delta = f(v)$$

в обоих случаях представляется кривыми, весьма близко идущими друг к другу и практически сливающимися.

Ввиду того что генератор НАТИ-III при расчетной скорости прохождения воздуха по зазорам топлива в 2,88 м/сек нуждается в восстановительной зоне, а скоростной генератор НАТИ при скорости 4 м/сек не нуждается в восстановительной зоне, критическая скорость, лежит между 2,9 и 4 м/сек (скорость действительная, т. е. с поправкой на температуру).

Следующее обстоятельство заставляет полагать, что эта критическая скорость не более 3 м/сек. Машина ГАЗ-АА с высокоскоростным генератором Мезина была в опытной эксплуатации, а следовательно, „тянула“ не только при 2200 об/мин, но также и на более ходовых оборотах 1200—1600 об/мин. При этом числе оборотов отбор газа на 25—30% менее расчетного, т. е. при скорости прохода воздуха по зазорам топлива около 3 м/сек была возможна высокоскоростная газификация. Если это так, то каким образом можно объяснить наличие зоны восстановления у генератора НАТИ-III (и многих других, работающих со скоростями около 3 м/сек)?

Дело в том, что при малых оборотах двигателя скорость прохождения воздуха при этом падает настолько, что процессы газификации идут в зоне горения с преобладающим выделением CO_2 . Следовательно, зона восстановления необходима в данном случае для обеспечения ровной работы двигателя на малых оборотах (восстановительный слой работает, главным образом, на малых оборотах).

В указанном освещении становится понятным, что высокоскоростной генератор должен рассчитываться на минимальный отбор газа (по двигателю) и критическую скорость. Принимая за критическую скорость 3 м/сек, сравним ее с подобной же в опытах Гроздовского и Чуханова. У них практически полная газификация получается при минимальной скорости 0,3 м/сек, считая на холодное дутье и свободное сечение камеры газификации.

Редуцируя нашу критическую скорость 3 м/сек по температуре и сечению камеры газификации, будем иметь согласно уравнению (100) свободное сечение (живое), равное 53,2% от полного, тогда скорость по полному сечению равна: $3 \cdot 0,532$ м/сек, что (при 0°С и давлении 760 мм рт. ст.) с поправкой на холодное дутье дает:

$$v_d = \frac{3 \cdot 0,532 \cdot 273}{(273 + 1100)} = 0,317 \text{ м/сек.}$$

Как видно, результат получился весьма близкий к данным опыта. Вот почему считаем за критическую скорость, т. е. ми-

нимально возможную скорость дутья для ведения процесса высокоскоростной газификации, около 3 м/сек (при $t = 1100^\circ\text{C}$ и живом сечении камеры газификации, равном 53,2% от полного) по зазорам топлива.

Если считать на холодное дутье и полное сечение камеры газификации, то критическая скорость для дров и древесного угля будет около 0,317 м/сек. Более точно величину этой скорости должны показать последующие работы в этой области.

Такова величина критической скорости; толщина же пленки, ей соответствующая (критическая толщина), для условий газификации будет около 0,7 мм.

Для последующих расчетов генератора мы принимаем: 1) за критическую скорость 3 м/сек, считая по зазорам топлива при температуре в 1100°C и давлении 760 мм рт. ст., и 2) за критическую толщину пленки в 0,7 мм. Указанные два параметра определяют основные размеры активной зоны, как это будет видно в выводах из предлагаемой теории.

Толщина пленки определяет высоту активной зоны, а скорость прохода воздуха по поперечному сечению камеры газификации — диаметр последней.

В заключение отметим еще одно обстоятельство, намеренно упущенное нами при описании теории, для того чтобы не усложнять последней. Дело в том, что скорость дутья воздуха влияет не только на толщину газовой пленки, но и на скорость выноса продуктов газификации из толщи пленки не помощью диффузии, а помощью ламинарного течения, имеющего место в периферической части пленки.

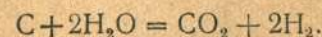
Таким образом для известных скоростей дутья, превышающих критическую скорость, наравне с выносом продуктов газификации из толщи пленки помощью процесса диффузии будет иметь место также вынос их с помощью быстрого тока газа. И это обстоятельство будет тем сильнее проявляться, чем больше скорость дутья и чем мельче куски топлива.

Ввиду отсутствия опытных данных весьма трудно установить скорость течения газового потока, хотя бы в периферических слоях пленки, почему и нет возможности судить о количественной стороне выноса из толщи пленки с помощью тока газа. Учитывая незначительную толщину пленки, соответствующую увеличенной скорости дутья, мы повторяем, что основной фактор — это скорость дутья и зависящая от нее толщина пленки.

В процессе газификации для получения более калорийного газа и для снижения высокой температуры, получаемой при воздушном дутье, вводятся пары воды. Последние вступают во взаимодействие с раскаленным углеродом топлива по реакции водяного газа:



и



В свете предлагаемой теории видно, что с увеличением скорости дутья диффузия паров H_2O через газовую пленку облегчена малой толщиной последней. Если по своей химической

природе скорость течения реакции водяного газа выше скорости диффундирования через [газовую пленку, то при уменьшении толщины ее увеличится и скорость получения водяного газа. Действительно, упоминавшиеся нами опыты в Институте азота [11] показали, что с увеличением скорости дутья соответственно увеличивается и количество прореагировавшей H_2O . Это исключительно интересный результат опытов. Если бы было иначе, то высокоскоростная газификация не могла, повидимому, рассчитывать на дальнейшее развитие. Опыты обнаружили истинную скорость реакции разложения водяного пара, следовательно, последняя так же, как и скорость горения углерода, велика по сравнению со скоростью диффузии через пленку.

Скорость же реакции.



очевидно, менее скорости диффузии, так как увеличение скорости дутья в тех же опытах не дало должного эффекта.

Предложенная нами теория, давая объяснение высокоскоростному процессу газификации твердого топлива, не может считаться вполне разработанной. Несомненно, коррективы, а быть может и изменения будут в нее внесены.

Ж. ВЫВОДЫ ИЗ ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКОЙ (ПЛЕНОЧНОЙ) ТЕОРИИ ГАЗИФИКАЦИИ

1. Основные реакции газификации твердого топлива есть реакции гетерогенного типа, а следовательно, в определенных условиях протекают при наличии двух фаз — твердой и газообразной.

На границе фаз образуется газовая пленка, толщина которой складывается из толщины неподвижной пленки, весьма тонкой, облегаящей куски топлива, и толщины ламинарного течения в непосредственной близости к поверхности топлива. Эта пленка может быть пройдена молекулами реагирующих веществ только с помощью диффузии.

2. Скорость горения (полного и неполного) углерода, примерно, в 4500 раз больше скорости диффузии через газовую пленку, а следовательно, процесс лимитируется не скоростью реакций, а скоростью диффузии через газовую пленку.

3. Рассмотрение процессов газификации твердого топлива есть рассмотрение процессов диффузии через газовую пленку вместе с процессами параллельно протекающих химических реакций.

4. Толщина газовой пленки не зависит от размеров кусков топлива. Средняя толщина пленки с необходимой точностью может быть подсчитана по формуле (71):

$$\delta = \frac{D \cdot g \cdot (C_0 - C_1) \cdot t}{n}$$

5. Толщина газовой пленки зависит от скорости движения воздуха по зазорам топлива, т. е. от скорости дутья. Для

условий газификации твердого топлива в транспортных газогенераторах имеет место [формула (107)] гиперболическая зависимость:

$$\delta \cdot v = 0,22.$$

6. Максимальная толщина газовой пленки (средняя для камеры газификации), допускающая значительный вынос CO , должна быть порядка 0,7 мм. Это — критическая толщина пленки. Скорость, соответствующая этой толщине пленки, — критическая скорость около 3 м/сек, считая по зазорам топлива с поправкой на среднюю температуру зоны (около 1100°С)

7. Концентрация кислорода по высоте активной зоны падает. [формула (76)] с расстоянием от плоскости подвода воздуха по логарифмической кривой

$$C = -10,91 \lg x + 23,21.$$

8. Средняя концентрация кислорода в цилиндрической камере газификации по формуле (80):

$$C_{cp} = \frac{l}{x_0 - x_1} \cdot \int_{x_1}^{x_0} (23,21 - 10,91 \cdot \lg x) dx.$$

9. Средняя концентрация кислорода в конусообразной камере газификации:

а) дутье подается из меньшего сечения (формула 93а);

$$C_{cp} = \frac{F_0}{V \cdot (b - H)^2} \int_{x_1}^{x_0} (b - H + x)^2 (23,21 - 10,91 \lg x) dx,$$

б) дутье подается из большого сечения (формула 83):

$$C_{cp} = \frac{F_0}{V \cdot b^2} \int_{x_1}^{x_0} (b - x)^2 (23,21 - 10,91 \lg x) dx.$$

ГЛАВА V

ПРИНЦИП РАСЧЕТА ВЫСОКОСКОРОСТНОГО ГАЗОГЕНЕРАТОРА

В основе данного расчета лежат выводы из предлагаемой нами физико-химической теории газификации в части критической толщины газовой пленки и критической скорости дутья. Принимаем для расчета следующие величины последних параметров: толщину пленки:

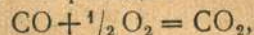
$$\delta = 0,07 \text{ см};$$

критическую скорость дутья по зазорам топлива при средней температуре зоны в 1100°С.

$$v_{кр} = 3 \text{ м/сек.}$$

Этой скорости при 0°С и давлении 760 мм рт. ст. соответствует скорость по зазорам топлива — 0,597 м/сек и, наконец, этой скорости соответствует при 0°С и давлении 760 мм рт. ст. скорость дутья, считая на полное сечение камеры газификации 0,317 м/сек.

Критическая скорость дутья обеспечивает указанную толщину пленки, а размер последней допускает непосредственный вынос из ее толщи окиси углерода. Если толщина пленки увеличивается, то диффундирующая окись углерода сквозь утолщенную пленку сгорает по реакции



не выходя из пределов последней, и вынос CO прекращается.

Таким образом протекают реакции в зоне горения обыкновенных генераторов с восстановительным слоем.

Если это так, то для ведения высокоскоростного процесса газификации необходимо создать такие условия, чтобы толщина пленки не превышала критическую, а следовательно, и скорость дутья не падала ниже критической даже при самых малых оборотах двигателя, т. е. самых малых отборах газа. Для соблюдения этого условия необходимо так подобрать сечение камеры газификации, чтобы минимально необходимый отбор газа для работы двигателя мог создать скорость подвода первичного воздуха не ниже критической. Конечно, можно заранее выбрать такую величину поперечного сечения камеры газификации, которая с большим избытком обеспечит необходимые скорости при малых отборах газа. Однако такое решение вопроса не является правильным, так как излишнее уменьшение сечения камеры приведет к повышенному сопротивлению последней, что не может не сказаться на мощности двигателя. Подсчитаем на основе данных предлагаемой теории газификации необходимую и достаточную величину поперечного сечения камеры газификации, а после этого и необходимую и достаточную высоту последней.

1. Вычисление размера поперечного сечения камеры газификации

При расчете размера сечения мы принимаем следующие обозначения:

$Q'_{\text{газ}}$ — часовой отбор сухого газа, считая на наименьшие практически необходимые обороты двигателя, отнесенный к 0°С и давлению 760 мм рт. ст. в м³/час,

L' — расход первичного воздуха для газификации, соответствующий минимальному отбору газа в $Q'_{\text{газ}}$ м³/час, отнесенный к 0°С и давлению 760 мм рт. ст. в м³/час;

L_0 — количество первичного воздуха, необходимого для образования 1 м³ сухого газа, в м³/м³;

F — сечение камеры газификации полное в м².

$F_{\text{ж}}$ — живое сечение камеры газификации в м²;

α_1 — коэффициент заполнения сечения; на основе расчетов в разборе теории он может быть принят равным 0,532 (для обычного размера чурок) $\alpha_1 = F_{\text{ж}}/F$;

$V_{\text{г}}$ — объем камеры газификации от фурм до колосниковой решетки или от последней до места отбора газа; под символом $V_{\text{г}}$ подразумевается необходимая и достаточная величина объема;

t — средняя температура зоны в °С (273° — поправка на абсолютную температуру).

Согласно определению критической скорости, имеем:

$$v_{\text{кр}} = \frac{L'(t + 273)}{273 \cdot F_{\text{ж}} \cdot 3600} \text{ м/сек},$$

но $F_{\text{ж}} = \alpha_1 F$, следовательно,

$$v_{\text{кр}} = \frac{L' \cdot (t + 273)}{273 \cdot 3600 \cdot \alpha_1 \cdot F} \text{ м/сек}.$$

Связывая критическую скорость с производительностью по двигателю по условию $L' = L_0 \cdot Q'_{\text{газ}}$, имеем:

$$v_{\text{кр}} = \frac{L_0 Q'_{\text{газ}} (t + 273)}{273 \cdot 3600 \cdot \alpha_1 \cdot F},$$

откуда и определим необходимую нам площадь сечения камеры:

$$F = \frac{L_0 Q'_{\text{газ}} (t + 273)}{273 \cdot 3600 \cdot \alpha_1 \cdot v_{\text{кр}}} \text{ м}^2. \quad (110)$$

Величины, входящие в состав выведенного выражения, могут быть найдены следующим образом. Обозначим:

N_0 — содержание азота в 100 молях генераторного сухого газа, выраженное в молях;

$N'_{\text{г}}$ — содержание азота в топливе, пошедшем на образование 100 молей газа, в молях;

L — количество воздуха, пошедшее на образование, при газификации, 100 молей газа, в молях;

тогда необходимое количество первичного воздуха, пошедшее на образование 1 м³ сухого газа, может быть найдено из следующих условий. Принимая содержание азота в воздухе в 79% и учитывая, что азот, содержащийся в газе, мог появиться лишь из воздуха и газифицируемого топлива, имеем количество азота, находящееся в 100 молях газа, обязанное своим происхождением азоту воздуха,

$$N_0 - N_{\text{г}} \text{ молей},$$

что в переводе на количество воздуха составит

$$L = \frac{N_0 - N_{\text{г}}}{0,79} \text{ молей}. \quad (111)$$

Таково количество воздуха, пошедшее на газификацию 100 молей газа; разделив его на 100, получим количество первичного воздуха в молях, пошедшее на образование 1 моля газа. Но согласно выводу из закона Авогадро объемы моля газа и воздуха при одинаковых условиях температуры и давления равны

между собой, поэтому отношение моль/моль можно рассматривать как отношение m^3/m^3 , а следовательно,

$$L_0 = \frac{L}{100} = \frac{N'_0 - N_T}{79} m^3/m^3. \quad (112)$$

Процентное содержание азота в газе N_0 , или, что то же самое, количество азота в молях, приходящихся на 100 молей газа, должно быть получено из анализа генераторного газа близким к рассчитываемой конструкции генератора.

Анализ генераторного газа среднего состава приведены в табл. 42, откуда видно, что содержание азота колеблется в различных конструкциях от 46—48 до 60—62%. Брать среднюю цифру не имеет смысла, надо выбрать близкую конструкцию к рассчитываемому генератору. Содержание азота в топливе весьма незначительно—всего около 1% по весу.

Считая выход сухого газа из 1 кг абсолютно сухого древесного топлива (березы) в 2,5 м³ при 0°С и давлении 760 мм рт. ст., имеем содержание азота топлива в 100 молях газа:

$$\frac{2240}{2,5 \cdot 100 \cdot 28} \text{ молей} = 0,32 \text{ моля.}$$

Азота же воздуха содержится в газе, как об этом упоминалось выше, от 46 до 62%. Как видно из сравнения этих цифр, поправка на содержание азота в топливе незначительна и не достигает 1% при вычислении потребного количества первичного воздуха. Поэтому в тех случаях, когда исходный состав газа берется соответственно конструкции, не совсем близко подходящей к проектируемой; при расчете количества потребного воздуха можно пренебречь членом N_T в формуле (112) и расчет производить по формуле

$$L_0 = \frac{N_0}{79} = 0,1266 N_0 m^3/m^3 \text{ газа.} \quad (113)$$

Разумеется, это относится к случаю, когда нас интересует только величина L_0 , а не составляется материальный баланс процесса. В этом случае надлежит пользоваться формулой (112).

Производительность газогенератора по двигателю разобрана Мезиным:

$$Q'_{\text{газ}} = \frac{Q'_{\text{см}}}{1 + \alpha \cdot L_2 + \omega} m^3/\text{час}, \quad (114)$$

где $Q'_{\text{см}}$ — часовое всасывание рабочей смеси генераторного газа с воздухом;
 L_2 — теоретически необходимое количество воздуха для сгорания 1 м³ генераторного газа;
 α — коэффициент избытка воздуха ($\alpha = 1,1 - 1,2$);
 ω — коэффициент объемного содержания паров воды в генераторном газе;
 $Q'_{\text{газ}}$ — часовой отбор сухого генераторного газа при условиях температуры и давления соответственно взятому коэффициенту подачи.

Различие в вычислении $Q_{\text{см}}$ для обыкновенного (низкоскоростного) и высокоскоростного генераторов будет заключаться в том, что в первом случае расчет будет вестись на наиболее ходовые

или максимальные обороты двигателя, а в нашем случае как раз наоборот—расчет должен вестись на минимальные обороты двигателя.

Количество засасываемой смеси в течение часа работы для четырехтактного двигателя определится из следующего выражения:

$$Q_{\text{см}} = 60 \cdot \eta_v \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot S \cdot i \cdot \frac{n}{2} m^3/\text{час}, \quad (115)$$

где η_v — коэффициент подачи двигателя при работе на генераторном газе (0,70—0,78);

d — диаметр цилиндра в м;

S — ход поршня в м;

i — число цилиндров;

n — число оборотов вала в минуту.

Согласно определению коэффициента подачи объем, вычисленный по формуле (115), будет отнесен к внешним условиям (P_0 и T_0), а следовательно, к этим условиям будет отнесен и объем сухого газа, вычисленный по формуле (114).

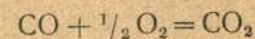
При расчете генератора удобнее привести его к нормальным физическим условиям, т. е. к 0°С и давлению 760 мм рт. ст., тогда

$$Q'_{\text{газ}} = Q_{\text{газ}} \cdot \frac{273}{T_0} \cdot \frac{P_0}{1,033} m^3/\text{час}. \quad (116)$$

Эту величину нам необходимо знать для подстановки в формулу (110).

Число оборотов принимается соответствующим минимально устойчивому режиму двигателя.

Теоретически необходимое количество воздуха для сгорания 1 м³ генераторного газа найдется из условий реакций горения отдельных компонентов, составляющих генераторный газ. Например, для реакции горения окиси углерода



необходимо на каждый моль окиси углерода 0,5 моля кислорода, или на 1 м³ окиси углерода необходимо 0,5 м³ кислорода. Если обозначить знаком CO, O₂ и т. д. содержание в долях единицы составляющих генераторного газа, то можно написать, что для сгорания окиси углерода в 1 м³ газа необходимо кислорода 0,5 = 0,5 CO, что в переводе на воздух даст $\frac{1}{0,21} \cdot 0,5 \text{ CO}$.

Исходя из химических уравнений горения, найдем, что воздуха необходимо для сгорания водорода $\frac{1}{0,21} \cdot 0,5 \text{ CO}$ и для сгорания

CH₄ $\frac{1}{0,21} \cdot 2 \text{ CH}_4$. Учитывая наличное количество кислорода в газе, будем иметь выражение для определения теоретически необходимого количества воздуха для сгорания 1 м³ газа:

$$L_2 = \frac{1}{0,21} [0,5 (\text{CO} + \text{H}_2) + 2 \text{CH}_4 - \text{O}_2] m^3/m^3, \quad (117)$$

Здесь CO , H_2 , CH_4 и O_2 выражены в долях единицы. Коэффициент объемного содержания паров воды найден из соотношения:

$$\omega = \frac{Q_{\text{пар}}}{Q_{\text{газ}}} = \frac{P_g}{P - P_g}, \quad (118)$$

где $Q_{\text{пар}}$ — объем паров воды, насыщающих объем газа ($Q_{\text{газ}}$) при температуре подхода последнего к смесителю;
 P_g — парциальное давление пара;
 P — суммарное давление смеси пара и газа перед смесителем.

При нормальном барометрическом давлении давление P влажного генераторного газа бывает от 0,93 до 1,00 кг/см^2 в зависимости от сопротивления генераторной установки.

Наши испытания генераторной установки типа Дейтц для двигателя СТЗ показали колебания этого давления от 1,00 до 0,99 кг/см^2 (при атмосферном давлении в 750 мм рт. ст.).

При применении высокоскоростных генераторов следует ожидать несколько меньших давлений. Опыт, проведенный нами при производстве вышеуказанных испытаний с уменьшением площади сечения воздухоподводящих отверстий в 4 раза, т. е. до 2 см^2 , показал, что сопротивление установки возросло до 900 мм вод. ст. (без смесителя), что даст при атмосферном давлении в 749 мм рт. ст. давление в

$$(74,9 \cdot 13,6 - 90) \cdot 0,001 = 0,93 \text{ кг/см}^2.$$

Так как в скоростных генераторах явится вполне возможным не переходить эту границу сопротивлений, то последняя величина может быть принята для расчета на нормальное атмосферное давление. Давление же пара, насыщающего газ, может быть найдено по табл. 39, так как оно зависит от температуры.

Таблица 39

t_s	$P_g \text{ кг/см}^2$	t_s	$P_g \text{ кг/см}^2$	t_s	$P_g \text{ кг/см}^2$
15	0,0174	40	0,0752	65	0,2547
20	0,0238	45	0,0977	70	0,3175
25	0,0323	50	0,1258	75	0,3929
30	0,0433	55	0,1602	80	0,4827
35	0,0573	60	0,2028	85	0,5893

В случае если пары не будут насыщать газ, определение ω следует производить по формуле:

$$\omega = \frac{\text{H}_2\text{O}'}{100},$$

где $\text{H}_2\text{O}'$ — содержание паров воды в молях на 100 молей сухого газа — определяется из расчета количества гигроскопической влаги топлива, водорода в газе и топливе [см. формулу (16)], где $\text{H}_2\text{O}' = \text{H}_2\text{O} = \frac{2240}{18} \text{ мол/100 мол.}$

2. Вычисление необходимой высоты активной зоны высокоскоростного генератора

Вывод построен в предположении цилиндрической формы камеры. Если поперечное сечение камеры газификации не постоянно по высоте, то необходимо пользоваться приемом, аналогичным вычислению толщины газовой пленки для этого случая и приведенным в изложении теории.

Толщина газовой пленки на основании формулы (71) равна

$$\delta = \frac{D \cdot g (C_0 - C_1) t}{n}.$$

Обозначим через b — величину активной поверхности топлива в м^2 на 1 м^3 насыпной последнего. Величины b приведены в табл. 32 и на фиг. 28, 29 и 30 на основании произведенных нами вычислений. V_r — объем камеры газификации в см^3 .

Тогда активная поверхность топлива, заключенная в камере, равна

$$g = \frac{b \cdot V_r \cdot 10^4}{10^6} = 0,01 \cdot b \cdot V_r \text{ см}^2, \quad (119)$$

а так как

$$V_r = F \cdot H \cdot 10^6 \text{ см}^3,$$

где H — высота активной зоны в м ;

F — площадь поперечного сечения активной зоны в м^2 ,

то

$$g = b \cdot F \cdot H \cdot 10^4;$$

подставляя это значение g в формулу (71), имеем:

$$\delta = \frac{D \cdot b \cdot F \cdot H (C_0 - C_1) t \cdot 10^4}{n};$$

отсюда искомая высота зоны будет

$$H = \frac{\delta \cdot n}{D \cdot b \cdot F \cdot (C_0 - C_1) \cdot t \cdot 10^4} \text{ м}. \quad (120)$$

Размерность входящих величин следующая: δ — в см , n — моли, D — $\text{см}^2/\text{сек}$, b — $\text{м}^2/\text{м}^3$, F — м^2 , t — сек и $(C_0 - C_1)$ — мол/см^3 ; причем величина F должна быть вычислена, исходя из необходимой скорости движения газа по зазорам топлива (формула 110).

3. Пример определения основных размеров камеры газификации высокоскоростного процесса для питания двигателя „Сталинец-60“

Форму камеры предполагаем цилиндрическую. Состав газа (в %) по объему для расчета принимаем следующий:

$$\frac{\text{CO}_2}{12,1} + \frac{\text{O}_2}{0,5} + \frac{\text{CO}}{18,8} + \frac{\text{CH}_4}{1,9} + \frac{\text{H}_2}{14,5} + \frac{\text{H}_2}{52,5}.$$

Возможно, что состав газа при высокоскоростном процессе будет иной, но это могут показать лишь последующие опыты. Взятый состав близок к составу газа, получаемому в камерах типа Берлие. Данному составу газа соответствовало топливо в виде чурок различных пород влажностью 17,5%.

Площадь поперечного сечения камеры определим по формуле (110):

$$F = \frac{L_0 Q'_{\text{газ}} \cdot (t + 273)}{273 \cdot 3600 \cdot \alpha_1 \cdot v_{\text{кр}}} \text{ м}^2.$$

Найдем цифровое выражение всех выходящих величин:

$$L_0 = \frac{N_0 - N_T}{79} \text{ м}^3/\text{м}^3$$

(согласно составу газа $N_0 = 52,5\%$), где N_T найдется из условия содержания азота в топливе, равного около 1% [5]. Например, содержание азота в % по весу в стволовой древесине для различных пород дерева, считая на абсолютно сухое состояние, равно: дуб 1,28, бук 0,93, береза 1,12, ива 0,98, осина 0,98, пихта 0,94%.

Принимаем выход сухого газа из 1 кг абсолютно сухого дерева в 2,5 м³/кг при 0°С и давлении 760 мм рт. ст., тогда количество азота топлива, содержащееся в 100 молях газа, будет

$$\frac{22,4 \cdot 100}{2,5 \cdot 100 \cdot 28} = 0,32 \text{ моля,}$$

здесь: 28 — молекулярный вес азота,

22,4 — объем моля при 0°С и давлении 760 мм рт. ст.

Цифру процентного содержания азота в газе 52,5% можно рассматривать как содержание азота в 100 молях газа, поэтому, пользуясь уравнением (112), имеем:

$$L_0 = \frac{5,25 - 0,32}{79} = 0,66 \text{ м}^3/\text{м}^3. \quad (121)$$

Часовой отбор сухого генераторного газа при условиях температуры и давления соответственно взятому коэффициенту подачи определится по формуле (114):

$$Q_{\text{газ}} = \frac{Q_{\text{см}}}{1 + \alpha L_2 + \omega} \text{ м}^3/\text{час},$$

что при 0°С и давлении 760 мм рт. ст. по формуле (116) дает:

$$Q'_{\text{газ}} = Q_{\text{газ}} \frac{273}{T_0} \cdot \frac{P_0}{1,033} \text{ м}^3/\text{час}.$$

Эта величина нам необходима для подстановки в формулу (110). Согласно формуле (115) получаем:

$$Q_{\text{см}} = 60 \eta_D \frac{\pi d^2}{4} S \cdot i \cdot \frac{n}{2} \text{ м}^3/\text{час}.$$

Коэффициент подачи двигателя, работающего на генераторном газе при давлении всасывания $P_a = 0,85$, температуре смеси в +37°С (310° абс.) и давлении атмосферы в 1 ат (735,6 мм рт. ст.), будет

$$\eta_D = 0,74.$$

Число оборотов для расчета принимаем $n = 300$ об/мин для обеспечения должного качества газа на малых оборотах и больших крутящих моментах. Остальные величины, входящие в формулу (115), будут

$$D = 0,165 \text{ м},$$

$$S = 0,216 \text{ м},$$

$$i = 4$$

тогда

$$Q_{\text{см}} = 60 \cdot 0,74 \cdot \frac{3,14 \cdot 0,165^2}{4} \cdot 0,216 \cdot 4 \cdot \frac{300}{2} = 123,0 \text{ м}^3/\text{час}. \quad (122)$$

Этот объем будет при +37°С и давлении 735,6 мм рт. ст. Коэффициент избытка воздуха принимаем

$$\alpha = 1,1. \quad (123)$$

Теоретически необходимое количество воздуха для сгорания 1 м³ газа определится из формулы (117):

$$L_2 = \frac{1}{0,21} [0,5(0,188 + 0,145) + 2 \cdot 0,019 - 0,005] = 0,953 \text{ м}^3/\text{м}^3. \quad (124)$$

Коэффициент объемного содержания воды в газе найдется из формулы (118):

$$\omega = \frac{P_s}{P - P_s}.$$

Парциальное давление паров воды насыщающих газ при температуре 40°С, найденное из табл. 39, равно 0,0752 кг/см².

Принимая $P = 0,95$ ат, имеем:

$$\omega = \frac{0,0752}{0,95 - 0,0752} = 0,086. \quad (125)$$

Подставляя данные из формул (122—125) в формулу (114), имеем:

$$Q_{\text{газ}} = \frac{123,0}{1 + 1,1 \cdot 0,953 + 0,086} = \frac{123,0}{2,134} = 57,7 \text{ м}^3.$$

Приводя этот объем к 0°С и давлению 760 мм рт. ст., имеем:

$$Q'_{\text{газ}} = 57,7 \cdot \frac{273}{(273 + 37)} \cdot \frac{735,6}{760} = 49,2 \text{ м}^3.$$

Коэффициент заполнения сечения для обычных размеров чурок (5 × 5 × 6 см) $\alpha_1 = 0,532$, что вычислено нами выше.

Критическая скорость $v_{кр} = 3 \text{ м/сек.}$

Определяем по формуле (110) площадь сечения зоны высокоскоростного генератора:

$$F = \frac{L_0 \cdot C'_{\text{газ}} (t + 273)}{273 \cdot 3600 \cdot \alpha_1 \cdot v_{кр}} = \frac{0,66 \cdot 49,2 \cdot (1100 + 273)}{273 \cdot 3600 \cdot 0,532 \cdot 3} = 0,0285 \text{ м}^2,$$

где $t = 1100^\circ$ — средняя температура активной зоны;
 $F = 285 \text{ см}^2$,

Высоту камеры газификации найдем из условия критической толщины газовой пленки, принятой нами в $0,7 \text{ мм}$ по формуле (120):

$$H = \frac{\delta \cdot n}{D \cdot b \cdot F \cdot (C_0 - C_1) t \cdot 10^4},$$

где $\delta = 0,07 \text{ см.}$

Коэффициент диффузии D при средней температуре зоны в 1100°C равен $4,52$

$$F = 0,0285 \text{ м}^2.$$

При топливе среднего размера в $5 \times 5 \times 6 \text{ см}$ (соответственно чуркам $V = 150 \text{ см}^3$ или углю $150 \cdot 0,52 = 78 \text{ см}^3$) $b = 69 \text{ м}^2/\text{м}^3$, согласно фиг. 28.

Разность концентраций $C_0 - C_1$ кислорода на границах пленки равна средней концентрации кислорода в зоне и согласно формуле (82) для цилиндрической формы камеры газификации равна $6,02\%$ или в переводе на измерение в $\text{мол}/\text{см}^3$ согласно формуле (72а),

$$C_0 - C_1 = 6,02/22,4 \cdot 5,04 \cdot 10^8.$$

Время, соответствующее диффундированию n молей кислорода через пленку найдется из условий образования 100 молей газа в проектируемом высокоскоростном генераторе, считая отбор газа по минимальным оборотам двигателя.

Объем 100 молей равен 2240 м^3 при 0°C и давлении 760 мм рт. ст. , отбор газа при тех же физических условиях равен $49,2 \text{ м}^3/\text{час}$, тогда время образования 100 молей газа равно

$$t = \frac{2240 \cdot 3600}{49,2} = 164000 \text{ сек.}$$

На образование 100 молей газа пошло $0,66 \cdot 100 = 66 \text{ кг}$ молей воздуха, что видно из формулы (121). Это дает количество израсходованного (продиффундировавшего через пленку) кислорода

$$n = 0,21 \cdot 66 = 13,85 \text{ молей.}$$

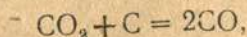
$$H = \frac{\delta \cdot n}{D \cdot b \cdot F \cdot (C_0 - C_1) t \cdot 10^4} = \frac{0,07 \cdot 13,85 \cdot 22,4 \cdot 5,04 \cdot 10^8}{4,52 \cdot 69 \cdot 0,0285 \cdot 6,02 \cdot 164000 \cdot 10^4}; (125б)$$

откуда необходимая и достаточная высота зоны газификации при применении кусков топлива (дерева) размером $6 \times 5 \times 5 \text{ см}$ (или угля со средним размером кусков около 78 см^3) равна

$$H = 0,1247 \text{ м, или в мм } H = 124,7 \text{ мм} \approx 125 \text{ мм.}$$

Приведенный расчет произведен методом, имеющим мало общего с принятым в расчете транспортных газогенераторных установок; мало того, предложенные вычисления размеров камеры газификации в принципе отличаются от таковых же по имеющимся методам расчета.

В то время как расчет генераторов с восстановительным слоем ведется на необходимое время контакта для должного течения реакции



расчет, предложенный нами, ориентируется на процессы диффузии через газовую пленку, которая является фактором, регулирующим скорость и качество реакций.

Вычисленные размеры камеры резко отличаются от имеющих уже в эксплуатации и вычисляемых на основе существующей теории.

Для сравнения вычисленных нами размеров камеры с имеющимися размерами для некоторых конструкций приводится табл. 40, где $F \text{ см}^2$ — площадь сечения камеры на уровне фурм и $H \text{ см}$ — расстояние от плоскости, проходящей через фурмы до колосников.

Таблица 40

№ по пор.	Конструкция газогенераторов	Для „Сталинец-60“		№ по пор.	Конструкция газогенераторов	Для „Сталинец-60“	
		F см ²	H см			F см ²	H см
1	Автодор-1	1257	40	5	СВК-7	2900	48
2	Д-8-С	1018	35	6	НАТИ-ЧТЗ	707	—
3	Д-8	1100	37,5	7	Васган	908	29,5
4	НАТИ Г-13	679	36	8	ЦНИИВТ-3	1257	45
				9	Вычислено нами	285	12,5

Как видно из табл. 40, вычисленные нами величины H и F не походят на соответствующие параметры ни одного из существующих типов генераторов; они значительно менее их.

Так, площадь сечения на уровне фурм от 2,5 до 10 раз, а высота от 2,5 до 3,5 раз больше вычисленных нами.

Найденные параметры необходимо проверить экспериментальным путем.

Уменьшение зоны газификации до 12—13 см даст возможность в 2—2,5 раза и более уменьшить нижнюю часть генератора, что весьма важно для генератора транспортного типа.

4. Зависимость высоты кислородной зоны от размеров кусков топлива

Общая зависимость высоты активной (кислородной) зоны от размера кусков топлива при условии осуществления высокоскоростной газификации может быть выведена на основе зависимости между параметрами, приведенной в формуле (125б).

Положим, что в камере поперечного сечения $0,0285 \text{ м}^3$ газифицируются дрова (фактически газифицируется древесный уголь, так как в камеру газификации при обратном процессе поступает уже обуглившаяся древесина) различного размера.

В формуле (125б) все величины остаются без изменения, за исключением величины b , которая растет с уменьшением кусков; это видно из соответствующей кривой. Тогда зависимость между высотой и b можно представить следующим образом:

$$H \cdot b = E = \text{const},$$

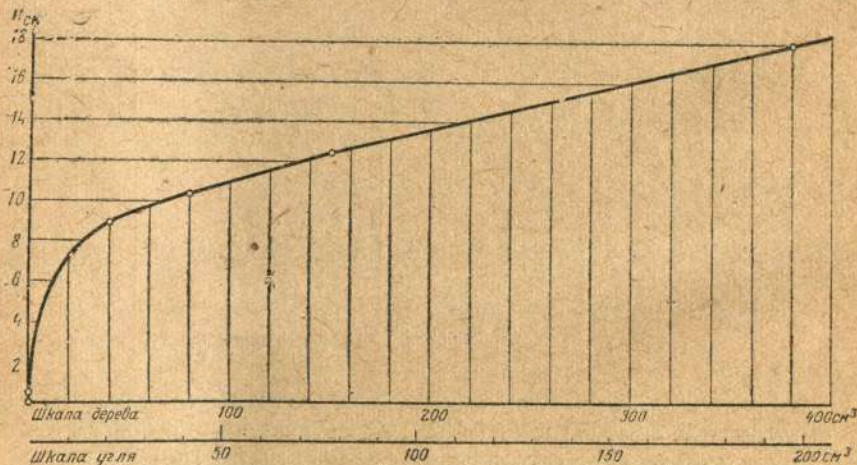
где E определится из формулы (125б):

$$E = \frac{\delta \cdot n}{D \cdot F(C_0 - C_1)t \cdot 10^4} = \frac{0,07 \cdot 13,85 \cdot 22,4 \cdot 5,04 \cdot 10^8}{4,52 \cdot 0,0285 \cdot 6,02 \cdot 164\,000 \cdot 10^4} = 8,6,$$

$$H \cdot b = 8,6 \quad (126a)$$

при размерности H в м и размерности b $\text{м}^2 \text{ м}^2$.

Так как каждому значению b соответствует свой объем угля, то уравнение (126a) фактически связывает величину кислородной зоны с размерами кусков топлива. Данные вычисления по этой формуле представлены на табл. 41 и фиг. 37.



Фиг. 37. Диаграмма зависимости толщины кислородной зоны от размеров кусков топлива.

Коэффициент объемного сокращения древесины при обугливания вычислен нами по данным инж. Коробкина ($\rho = 0,52$).

По нашему расчету, величина кислородной зоны для скоростного процесса газификации при применении кусков угля 2—5 мм получилась равной 5,7 мм. К каким скоростям относится эта высота зоны? Она относится к скоростям, обеспечивающим ведение процесса газификации без восстановительного слоя, а не только к критической скорости. Это видно из самого смысла вывода выражения высоты активной зоны. Например, увеличив вдвое скорость, мы уменьшаем вдвое время образования газа и также вдвое уменьшаем толщину газовой пленки, следовательно, высота остается без изменения. Поэтому слой топлива, вычисленный

Таблица 41

№ по пор.	Размер древесных чурок в см	Объем чурки в см^3	ρ	Средний объем угля в см^3	В	H	$H_{окр}$
					$\text{м}^2/\text{м}^3$	в м	в см
1	7,75 × 7 × 7	380	0,52	197,0	48	0,179	18
2	6 × 5 × 5	150	0,52	78,0	69	0,125	13
3	5 × 4 × 4	80	0,52	41,6	83	0,104	10
4	4 × 3 × 3,33	40	0,52	20,8	93	0,090	9
—	—	—	0,52	0,011	1510*	0,0057	0,6

по критической скорости, будет достаточным и для работы на скоростях выше критической, иначе вычисление по последней теряло бы смысл.

По данным Гроздовского и Чуханова [11], кислородная зона при применении древесного угля от 2,5 до 5 мм изменялась в пределах от 8,2 до 4 мм при различных скоростях дутья. По приведенной кривой в указанной работе Гроздовского и Чуханова высота зоны в 5,7 мм соответствует скорости около 0,5 м/сек (на полное сечение трубы при 0°С и давлении 760 мм рт. ст.), что дает действительную скорость по зазорам топлива:

$$v_d = 0,5 \frac{1373}{273 - 0,400} = 6,3 \text{ м/сек},$$

где $0,400 = a_1$ — коэффициент заполнения сечения для частиц топлива 2—5 мм.

Так как эта высота относится к средним точкам кривой и весьма ходовой скорости 6,3 м/сек (скорость, равная получаемой в рассчитанной нами камере при 650 об/мин), то нужно считать, что вычисления по предлагаемому нами методу и предлагаемая пленочная теория верны.

ГЛАВА VI

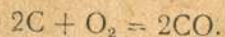
РАБОТА ГЕНЕРАТОРА С ВОССТАНОВИТЕЛЬНЫМ СЛОЕМ С ТОЧКИ ЗРЕНИЯ ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКОЙ ТЕОРИИ ГАЗИФИКАЦИИ

Обычно в транспортных генераторах устройство камеры газификации обеспечивает большую скорость прохода воздуха через фурмы порядка 15—40 м/сек и незначительную скорость движения воздуха (газа) по поперечному сечению камеры газификации.

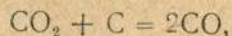
Эти параметры и определяют ход процесса. При большой скорости воздуха по выходе из фурм ближайшие к ним куски топлива окружены пленкой весьма малой толщины.

* Цифра 1510 найдена нами путем непосредственных замеров поверхности мелкого угля с последующим перечислением на 1 насыпной м³. Размер взятых угольков был подобран близким к таковому же в опытах Гроздовского и Чуханова с тем, чтобы найденные нами теоретическим путем цифры сравнить с опытными данными.

Поэтому здесь создаются условия для течения реакции:



Однако при проходе по зазорам ближайших кусков скорость значительно снижается, приближаясь к скорости газового потока по поперечному сечению камеры. В результате имеем более толстую газовую пленку, а следовательно, и преимущественный вынос CO_2 , так как CO за время диффундирования через толстую пленку сгорает в CO_2 . В результате мы получаем в газе и CO и CO_2 . Но в случае малых скоростей по поперечному сечению имеем большее содержание CO_2 , чем CO , отсюда и возникает необходимость зоны восстановления. Что же касается до протекания реакции восстановления



то нужно сказать, что толщина пленки на ее протекании отражается мало, так как процесс лимитируется не скоростью диффузии, а скоростью реакции [11].

С точки зрения физико-химической теории становится понятным механизм получения газа в генераторах типа Gohin-Poulepc. В литературе имеются описания работы этого генератора, причем производится искусственное и натянутое деление небольшого активного слоя грушеобразной формы на зону горения и зону восстановления. Однако стремление объяснить работу этого генератора с помощью имеющейся теории, базирующейся на процессах восстановления, упирается в возможность процессов восстановления при ничтожном времени контакта с раскаленным углеродом топлива.

Малое время контакта объясняется высокой скоростью газового потока при малом сечении активного слоя. Здесь, несмотря на крайне незначительное время контакта, газ получается хорошего качества, а это может быть объяснено лишь с точки зрения предлагаемой теории. Следовательно, генераторы типа Gohin-Poulepc являются скоростными генераторами. Действительно, высота активной зоны этого генератора около 20 см, что близко к нашим вычислениям.

Генераторы этого типа для получения вполне доброкачественного газа не нуждаются в долгом времени разогрева активного слоя до температур возможного течения процессов восстановления. Практически, очевидно, достаточно разогреть небольшую (узкую) активную зону, и генератор даст хороший газ, так как при холодном состоянии он запускается за несколько десятков секунд (45—50). В то же время на пуск другого угольного генератора с безусловным наличием восстановительного слоя типа Panhard et Levassor затрачивалось в среднем 16,5 минут (от 14 до 24 минут).

Отсюда можно сделать такой вывод, что работа генератора с восстановительным слоем начинает протекать нормально только после достаточного прогрева последнего. В генераторах же скоростных, где идет непосредственный вынос CO , нужен лишь розжиг узкой части активного слоя. Это вяжется хорошо с теорией и подтверждает ее на опыте.

ДАННЫЕ ДЛЯ РАСЧЕТА ГЕНЕРАТОРА¹

1. Состав газа

К настоящему времени имеется целый ряд исследований состава газа у самых разнообразных типов транспортных газо-генераторов. Вычисление состава газа связано с большим числом допущений, которые приходится брать, ориентируясь на работу существующих генераторов. Например, для определения констант равновесия приходится задаваться равновесной температурой; для дальнейших расчетов — содержанием в газе азота и пр. Следовательно, так или иначе, а ориентироваться приходится на процессы, протекающие в имеющихся генераторах. Поэтому значительно проще, а для многих случаев и точнее, взять за основу расчета экспериментальные данные состава газа, полученные в сходных с проектируемым типом генератора, условиях.

Прежде чем привести данные по составу газа, полученные опытным путем, выясним максимально возможные выходы горючих газов для некоторых конкретных условий.

Случай I

Рассмотрим случай газификации древесного угля без присадки воды. Так как уголь в генераторе, прежде чем попасть в зону восстановления, проходит при прямом процессе через температуру около 600—700°С, а при обратном — до 1300°С, то в нем содержится весьма значительное количество углерода. Возьмем 100 кг древесного угля, который при температуре обугливания свыше 600°, по данным проф. К. И. Ногина, содержит в процентах:

$$\frac{C}{90,36} + \frac{H_2}{2,74} + \frac{O_2}{5,72} + \frac{A(\text{зола})}{1,18}$$

Полагаем, что в генераторе созданы условия для полного восстановления CO_2 в CO и для течения реакции



причем наличие воды связано только лишь с присутствием водорода в угле.

Часть водорода угля находится в связанном состоянии с кислородом и часть в свободном. Подсчитаем общее количество воды, полученное в результате горения водорода топлива (связанного и несвязанного) — 2,74 кг:

$$H_2 + \frac{1}{2} O_2 = H_2O$$

В кг 2 + 16 = 18

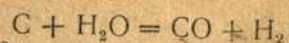
$$2,74 + 8 \cdot 2,74 = 9 \cdot 2,74.$$

Получено: воды $9 \cdot 2,74 = 24,66$ кг.

Израсходовано: кислорода $8 \cdot 2,74 = 21,92$ кг.
водорода 2,74 "

¹ С восстановительной зоной (не скоростного).

Это количество воды прореагирует по реакции водяного газа:



В кг $12 + 18 = 28 + 2$

$$\frac{2}{8} \cdot 24,66 + 24,66 = \frac{14}{9} \cdot 24,66 + \frac{1}{9} \cdot 24,66 \text{ кг.}$$

Получено: окиси углерода $\frac{14}{9} \cdot 24,66 = 38,4 \text{ кг}$

водорода $2,74 \text{ кг.}$

Израсходовано: углерода $\frac{2}{8} \cdot 24,66 \dots 16,45 \text{ кг,}$

воды $24,66 \text{ кг.}$

Оставшееся количество углерода $90,36 - 16,45 = 73,91 \text{ кг}$ ввиду отсутствия воды прореагирует по реакции воздушного газа:



В кг $12 + 16 = 28$

" $1 + \frac{4}{3} = \frac{7}{3}$

" $73,91 + \frac{4}{3} \cdot 73,91 = \frac{7}{3} \cdot 73,91.$

Получено: окиси углерода $\frac{7}{3} \cdot 73,91 = 172,1 \text{ кг.}$

Израсходовано: кислорода $\frac{4}{3} \cdot 73,91 = 98,5 \text{ кг,}$

углерода $73,91 \text{ кг.}$

Итого: пошло на газификацию: $C = 90,36 \text{ кг, } H_2 = 2,74 \text{ кг, } O_2 = 21,92 + 98,5 = 120,42 \text{ кг,}$ в том числе кислорода из воздуха $120,42 - 5,72 = 114,7 \text{ кг.}$ Зола составляла $1,18 \text{ кг.}$

Итого продуктов газификации получено:

$CO = 38,4 + 172,1 = 210,50 \text{ кг,}$

$H_2 \dots \dots \dots 2,74 \text{ кг,}$

$N_2 = \frac{114,7 \cdot 76,8}{23,2} = 379,40 \text{ кг.}$

Мы принимаем, что кислорода в воздухе по весу $23,2\%$ и по объему 21% .

Переводя весовые количества газовых компонентов в объемные и пересчитывая на проценты, получим следующий состав газа:

$$\frac{CO}{33,3} + \frac{H_2}{6,8} + \frac{N_2}{59,9}$$

Общий объем газа при $0^\circ C$ и давлении 760 мм рт. ст. равен 506 м^3 . Выход сухого газа из 1 кг угля $506 : 100 = 5,06 \text{ м}^3/\text{кг.}$

Таков наилучший состав генераторного газа при газификации хорошего кучного угля с помощью сухого воздуха.

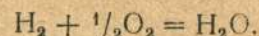
Случай II

Если считать образование угля в генераторе приближающимся к условиям получения печного угля с доступом воздуха при температуре около $500^\circ C$, то наилучший состав газа при воздушном дутье виден из приведенных ниже расчетов.

В 100 кг угля содержится [8]:

$$\frac{C}{84,18} + \frac{H}{3,32} + \frac{O}{11,72} + \frac{A \text{ (зола)}}{0,78} \text{ кг.}$$

В результате горения водорода:



В кг $= 3,32 + 8 \cdot 3,32 = 9 \cdot 3,32.$

Получено: воды $- 9 \cdot 3,32 = 29,9 \text{ кг.}$

Израсходовано: кислорода $8 \cdot 3,32 = 26,57 \text{ кг,}$
водорода $3,32 \text{ кг.}$

При реакции водяного газа



$$\frac{2}{3} \cdot 29,9 + 29,9 = \frac{14}{9} \cdot 29,9 + \frac{1}{9} \cdot 29,9.$$

Получено: окиси углерода $46,5 \text{ кг,}$
водорода $3,32 \text{ кг.}$

Израсходовано: углерода . . . $19,9 \text{ кг,}$
воды $29,9 \text{ кг.}$

Оставшееся количество углерода $84,18 - 19,9 = 65,09 \text{ кг}$ прореагирует по реакции воздушного газа.

В кг $65,09 + \frac{4}{3} \cdot 65,09 = \frac{7}{3} \cdot 65,09.$

Получено: окиси углерода . . . $152,0 \text{ кг.}$

Израсходовано: кислорода . . . $86,8 \text{ кг,}$
углерода . . . $65,09 \text{ кг.}$

Итого пошло на газификацию: $C - 84,18 \text{ кг.}$
 $H_2 - 3,32 \text{ кг.}$

$O_2 = 26,57 + 86,80 = 113,37,$

в том числе из воздуха $113,37 - 11,72 = 101,65.$

Итого получено продуктов газификации:

$CO = 46,5 + 152,0 = 198,5 \text{ кг,}$

$H_2 \dots \dots \dots 3,32 \text{ кг.}$

$N_2 = \frac{101,65 \cdot 76,8}{23,2} = 336,5 \text{ кг,}$

что в объемных процентах дает состав газа:

$$\frac{\text{CO}}{34,2} + \frac{\text{H}_2}{7,9} + \frac{\text{N}_2}{57,9}$$

Общий объем газа при 0°С и давлении 760 мм рт. ст. равен 464,4 м³.

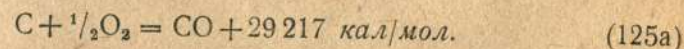
Выход сухого газа из 1 кг угля $\frac{464,4}{100} = 4,64 \text{ м}^3/\text{кг}$.

Как видно, состав полученного газа близок к полученному в первом случае.

Теперь, зная наилучший состав газа, получаемого путем газификации древесного угля сухим способом, попытаемся решить вопрос, насколько совершенно используется в данном случае тепло, получаемое вследствие течения экзотермических реакций.

Целью газификации и является преобразование тепловой энергии, выделяемой при горении (полном или неполном), в химическую энергию газа с тем, чтобы, сжигая газ, последней воспользоваться.

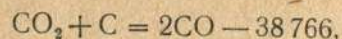
Подсчитаем приход и расход тепла для случая II. Реакция образования CO экзотермична:



Мы не упоминаем промежуточных стадий образования CO в генераторах с восстановительным слоем:



и



так как тепловой эффект не зависит от промежуточных стадий (закон Гесса). Действительно, складывая эти два химических уравнения, сокращая на CO₂ и деля на два, получим уравнение (125a).

Приход тепла

По реакции воздушного газа прореагировало $\frac{65,09}{12}$ молей углерода, что дает количество выделенного тепла

$$\frac{65,09}{12} \cdot 29\,217 = 158\,700 \text{ кал}$$

от горения углерода.

По реакции



считая, что на 1 моль H₂ необходимо 0,5 моля O₂, имеем количество теплоты в результате течения этой реакции:

$$\frac{14,85 \cdot 2}{32} \cdot 57\,568 = 53\,500 \text{ кал,}$$

14,85 — количество кислорода в кг, пошедшее на горение несвязанной части водорода топлива (связанный водород не может дать теплового эффекта).

Итого по приходу 212 200 кал.

Расход тепла на течение эндотермических реакций.

По реакции водяного газа прореагировало углерода 19,9 кг, или $\frac{19,9}{12}$ молей. Согласно реакции (125б) на каждый моль углерода необходимо затратить тепла, 28 351 кал, а всего $\frac{19,9}{12} \cdot 28\,351 = 47\,000 \text{ кал}$.

Сравнивая приход с расходом, видим, что остается не использованным тепла 212 200 — 47 000 = 165 200 кал, что дает 78% от всего выделенного тепла или только 22%¹ теплоты используется по прямому назначению.

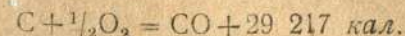
Так как неиспользованная теплота должна выделиться при ведении сухого процесса путем лучеиспускания, конвекции, в физическое тепло газов и пр., то для таких огромных потерь необходима и большая температура. Последняя в этом случае, как видно, будет поддерживаться на весьма высоком уровне. Это очень невыгодно, так как много энергии будет пропадать даром. Вот почему при газификации угля обычно добавляют в зону высоких температур пары воды. Этим достигается более совершенное теплоиспользование, так как излишнее тепло идет на течение эндотермической реакции водяного газа.

Случай III

Посмотрим, какой наилучший состав газа можно получить при полном отсутствии тепловых потерь, т. е., чтобы все тепло эндотермических реакций использовалось на течение эндотермических реакций, причем попрежнему будем считать созданными все условия для полного получения CO и H₂ (а следовательно, CO₂ отсутствует). Состав угля возьмем для расчета соответствующим случаю II, т. е. в 100 кг угля содержится:

$$\frac{\text{C}}{84,18} + \frac{\text{H}}{3,32} + \frac{\text{O}}{11,72} + \frac{\text{A (зола)}}{0,78}$$

Один моль углерода, сгорая по реакции воздушного газа, дает тепла по формуле (125a):

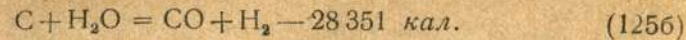


¹ Во избежание недоразумения напомним, что 22% не к. п. д. газогенератора, а лишь процент использования части тепловой энергии топлива, полученной в результате неполного горения до CO (а не до CO₂).

$$\text{К. п. д. процесса } \eta_t = \frac{4,64(30,35 \cdot 34,2 + 25,7 \cdot 7,9)}{7300} = 0,79,$$

где 4,64 — выход газа из 1 кг угля в м³/кг;
7300 — тепловая способность угля в кал/кг; выражение в скобках — тепловая способность газа в кал/м³.

Один моль углерода, реагируя по реакции водяного газа поглощает



Отсюда делаем вывод, что на тепло, полученное от неполного сгорания 12 кг углерода, могут прореагировать по реакции водяного газа-углерода:

$$\frac{29217}{28351} = 12,4 \text{ кг,}$$

или из 100% углерода для получения теплового равновесия без учета потерь должно прореагировать углерода:

а) по реакции воздушного газа 49,2%; б) по реакции водяного газа 50,8%.

Учитывая, что в составе взятого угля 11,72 кг кислорода, и исходя из соотношения



имеем количество связанного водорода угля:

$$\frac{1}{8} \cdot 11,72 + 11,72 = \frac{9}{8} \cdot 11,72,$$

т. е.

$$\frac{11,72}{8} = 1,47 \text{ кг.}$$

Тогда несвязанного водорода угля будет: $3,32 - 1,47 = 1,85 \text{ кг.}$

Тепло от сгорания этого количества водорода будет

$\frac{1,85}{2} \cdot 57,568 = 53200 \text{ кал.}$ Израсходовано кислорода из воздуха на сжигание 1,85 кг, водорода $1,85 \cdot 8 = 14,8 \text{ кг.}$

Согласно условиям это тепло пойдет на течение реакции водяного газа, причем за счет 53200 кал тепла прореагирует

углерода $\frac{53200}{28351} \cdot 12 = 22,5 \text{ кг.}$ Осталось углерода 61,68 кг от взятых 84,18 кг.

Чтобы выдержать соотношение между приходом и расходом тепла, 49,2% этого углерода должны прореагировать по реакции воздушного газа и 50,8% — по реакции водяного газа, что дает в абсолютных величинах:

а) по реакции воздушного газа $61,68 \cdot 0,49,2 = 30,33 \text{ кг,}$

б) " " водяного " $61,68 \cdot 0,508 = 31,35 \text{ кг.}$

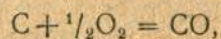
Всего прореагировано по реакции

водяного газа $31,35 + 22,5 = 53,85 \text{ кг,}$

воздушного 30,33 кг.

Итого 84,18 кг.

В результате течения реакции воздушного газа

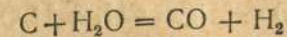


$$30,33 + \frac{4}{3} \cdot 30,33 = \frac{7}{3} \cdot 30,33.$$

Получено: окиси углерода $\frac{7}{3} \cdot 30,33 = 70,7 \text{ кг.}$

Израсходовано: кислорода $\frac{4}{3} \cdot 30,33 = 40,4 \text{ кг.}$

По реакции водяного газа:



В кг $53,85 + \frac{3}{2} \cdot 53,85 = \frac{7}{3} \cdot 53,85 + \frac{1}{6} \cdot 53,85.$

Получено: окиси углерода $\frac{7}{3} \cdot 53,85 = 125,6 \text{ кг.}$

водорода $\frac{1}{6} \cdot 53,85 = 8,97 \text{ кг.}$

Израсходовано: углерода 53,85 кг,

воды $\frac{3}{2} \cdot 53,85 80,8 \text{ кг.}$

Всего израсходовано кислорода из воздуха:

на сгорание водорода (несвязанного) 14,8 кг,

на реакцию-воздушного газа 40,4 кг

Итого 55,2 кг,

что в переводе на азот воздуха дает $N_2 = \frac{55,2 \cdot 76,8}{23,2} = 182,7 \text{ кг.}$

Подсчет состава газа произведен в табл. 42.

Таблица 42

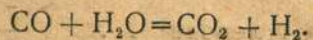
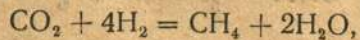
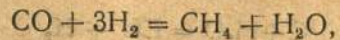
Газ	Всего в кг	Вес м ³ /кг при 0° С и давлении 760 мм рт.ст.	м ³ 0° С и давлении 760 мм рт.ст.	% по объему
CO	70,7 + 125,6 = 196,30	1,250	157,0	39,0
H ₂	8,97	0,090	99,6	24,7
N ₂	182,70	1,251	146,1	36,3
Итого . . .	—	—	402,7	100%

Таков наилучший состав газа, полученного из древесного угля при паровоздушном дутье и отсутствии тепловых потерь¹. Практически тепловые потери (вследствие теплопередачи, с отходящими газами и пр.), не дают возможности получения столь высококачественного газа; кроме того, в практических условиях очень трудно получить полное восстановление CO₂ до CO и полное разложение H₂O углем. Поэтому за счет CO

¹ При отсутствии метана которого бывает обычно не более 2 ÷ 3%.

будет всегда присутствовать CO_2 и за счет той же CO и H_2 , полученных по реакции водяного газа — H_2O . Кроме того, между компонентами генераторного газа при определенных условиях идут реакции, ухудшающие его состав.

Например:



Ход этих реакций сопровождается выделением тепла, а следовательно, и напрасной потерей химической энергии, так как газ все равно приходится охлаждать, потому что в транспортных генераторных установках физическое тепло газов используется лишь в весьма малой степени (подогрев бункера, воды, воздуха и пр.).

Из теоретического обзора состава газа вытекает, что мы сможем получить тем лучший состав газа, чем лучше будем бороться с различными тепловыми потерями. Тогда мы сумеем превратить наибольшее количество теплоты экзотермических реакций в химическую энергию газа. Конечно, необходимо идти не по линии увеличения температур процесса, а по линии использования излишков тепла на реакцию водяного газа, так как с увеличением температуры процесса растут очень быстро потери на теплопередачу, происходит плавление золы, быстрый износ жароупорных материалов и пр.

Довольно невысокая температура, имеющая место в древесных генераторах транспортного типа по опрокинутому процессу, замеренная нами при испытаниях, объясняется поступлением паров воды из древесины (гигроскопическая влага + химическая вода).

Таким образом употребление древесины само собой разрешает вопрос с подачей паров воды. Однако необходимо заметить, что в данном случае всегда имеет место излишек подаваемой воды, так как для процессов водяного газа вполне достаточно химической влаги топлива, в котором всегда имеется еще и гигроскопическая вода. Древесный генератор опрокинутого процесса будет тем лучше работать с (большим к. п. д.), чем менее гигроскопической влаги в чурках, т. е. чем суше топливо. Практически из-за условий хранения придется ограничиться 15—20% влажностью топлива (чурок), так как хранение древесного топлива с меньшей влажностью требует теплых помещений или герметических камер.

Как говорилось выше, расчет генераторного газа основан на целом ряде допущений, которые в значительной мере обесценивают результаты. Для иллюстрации главных допущений, на которых основан наиболее гибкий, наиболее применимый к разнообразным случаям практики метод проф. Грум-Гржимайло, приводим главнейшие: 1) в состав метана входит от $\frac{1}{20}$ до $\frac{1}{15}$ всего углерода топлива; больше при жирных углях, меньше

при тощих; при генераторном газе из каменного угля в состав CO_2 входит от $\frac{1}{5}$ до $\frac{1}{10}$ всего углерода; 2) в газе, дровяном, торфяном и буровугольном содержание CO_2 всегда больше, что обуславливается большим содержанием кислорода в топливе; 3) потеря на лучеиспускание на колосниках генератора принимается в 20% от прихода тепла на колосниках, включая тепло, приносимое накаленным коксом, а для всего генератора потеря составляет 40% от тепла всех реакций, происходящих в генераторе, и т. д.

Во избежание подобных расчетов, и особенно для случая опрокинутого процесса, считаем точнее и проще воспользоваться опытными данными. В табл. 43, на стр. 149, приведены собранные данные о составе газа различных генераторов транспортного типа.

2. Состав древесного топлива

Элементарный состав древесины различных пород отличается большим постоянством. Колебания состава по породам очень незначительны, например: содержание углерода колеблется от 48,5 до 50,2% от абсолютной сухой органической массы; содержание водорода — от 6,1 до 6,9%. Нами приведена табл. 44, (стр. 149), элементарного состава наиболее распространенных древесных пород. Таблица составлена по данным, приведенным у проф. К. И. Ногина, причем содержание азота взято по данным Ланге, а теплотворная способность — по данным Лузина (7).

Содержание золы не есть величина постоянная; содержание изменяется в зависимости от того, какая часть дерева сжигается: в сучьях золы более, в ветках и листьях еще более. Если древесина срублена весной, то золы более, так как древесный сок богат веществами минерального происхождения. Про большинство древесных пород можно сказать, что средний зольный остаток от прокалывания в тигле абсолютно сухой древесины составляет обычно от 0,3 до 1% [30].

Состав древесного угля колеблется в зависимости от температуры выжига, причем с увеличением последней от 110 до 150° С количество углерода в беззольной и сухой массе его растет с 50,58 до 99,73%, а количество водорода падает с 6,24 до 0,09% (В. А. Коробкин).

Элементарный состав древесного угля, полученного различными способами из древесины различных пород, приведен в табл. 45 на стр. 150.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ОСНОВНЫХ РАЗМЕРОВ ГАЗОГЕНЕРАТОРА

После вывода основных формул газогенераторного процесса определение большинства этих размеров не представляет большой трудности. Расчет надлежит вести на определенное топливо и предполагаемый состав газа. Выбор топлива обусловлен местом будущей работы установки. Например, в условиях лесотранспорта следует ориентироваться на древесное топливо. Выбор состава газа производится по имеющимся опытным данным, полученным при испытании сходной газогенераторной установки. Состав газа различных генераторов приведен в табл. 43.

Таблица 43

№ по пор.	Тип газогенератора	Вид топлива	Влажность абс. в %	Содержание газов в % по объему						Нижшая теплотворная способность ккал/м ³
				CO	H ₂	CH ₄	O ₂	CO ₂	N ₂	
1	Берлие	Березовые чурки	47	15,2	14,0	2,7	1,8	13,3	53,0	1048
2	НАТИ-III	То же	20	18,6	14,9	3,4	0,6	13,0	49,5	1240
3	Имберг	Еловые чурки	—	21,7	13,7	2,4	0,8	9,5	51,9	1219
4	Д-6(Декаленкова)	Березовые чурки	12	11,0	12,3	1,2	3,8	12,2	59,5	772
5	Д-8	То же	—	15,4	12,2	2,6	4,2	9,5	56,1	1028
6	Автотор 1	"	38	12,6	14,2	3,1	0,5	14,5	55,1	1035
7	"	"	30	17,2	13,3	3,4	0,3	9,9	55,9	1051
8	"	Кагушки	13	19,0	12,4	3,1	0,5	8,6	56,4	1160
9	"	Щепа	23	20,0	12,1	2,5	0,4	8,5	56,5	1131
10	СВК-4	Дрова-швырок	—	16,1	11,2	1,8	0,4	12,8	57,7	933
11	СВК-7	Дрова 33 см	—	19,7	11,5	2,4	0,4	11,4	54,6	1003
12	СВК-7	То же	—	17,0	14,3	0,9	0,2	12,4	55,2	963
13	СВК-7	"	—	16,4	10,5	2,1	0,4	12,8	57,8	951
14	СВК-7	Дрова 50-см	—	13,7	11,3	0,6	0,2	13,4	60,8	760
15	СВК-7	То же	—	14,0	12,9	1,2	0,4	14,0	57,5	862
16	СВК-7	"	—	14,1	12,5	0,5	0,2	14,8	57,9	793
17	ЦНИИВТ-1	Сосновые чурки	—	19,1	14,6	2,0	0,5	11,9	51,9	1124
18	ЦНИИВТ-3	Чурки разных пород	17,5	18,8	14,5	1,9	0,5	12,1	52,2	1104
19	ЦНИИВТ для СТЗ	Березовые чурки	35	16,2	16,7	0,65	0,6	12,8	52,47	973
20	ЦНИИВТ для ЧТЗ	Сосна—ель 33 см	25	17,0	13,7	1,1	0,2	13,0	55,0	965
21	ЦНИИВТ	То же	25	18,5	15,3	0,9	0,4	12,2	52,7	1034
22	ЦНИИВТ для двух ЧТЗ	Сосна—ель 10×5×5 см	20	18,8	17,0	1,37	0,3	12,8	49,7	1130
23	Сев-НИИЭЛП для СТЗ	Ель 6×5×5 см	10,0	16,1	15,4	1,2	1,4	9,1	56,8	988
24	То же	То же	9,4	12,9	13,1	2,6	1,8	10,5	59,1	952
25	"	"	10,0	14,7	13,2	1,7	0,9	9,1	60,4	951
26	Дейтц	Буковые чурки	—	15,7	9,9	3,5	0,5	11,9	58,5	1045

Продолжение табл. 43

№ по пор.	Тип газогенератора	Вид топлива	Влажность абс. в %	Содержание газов в % по объему						Нижшая теплотворная способность ккал/м ³
				CO	H ₂	CH ₄	O ₂	CO ₂	N ₂	
27	Обербексбах	Еловые чурки	—	16,7	12,0	4,1	2,7	12,9	51,6	1160
28	Кромаг	Смесь бука и ели	—	21,0	18,5	0,9	0,2	9,7	49,7	1164
29	"	Еловые чурки	—	20,9	16,6	1,5	0,1	9,8	51,2	1188
30	"	Буковые чурки	—	24,2	17,8	1,3	0,2	9,8	46,7	1301
31	Гумбольдт Дейтц	Чурки разных пород	13	21,9	11,5	3,1	1,6	8,2	53,7	1231
	"	То же	13	19,8	11,5	3,3	2,9	8,8	53,7	1290
	"	"	13	18,2	10,9	3,2	3,2	9,5	58,0	1112
32	Абоген	Древесный уголь	—	31,2	6,3	2,9	—	2,5	57,1	1362
	"	То же	—	31,7	5,6	2,6	—	2,4	58,7	1333
	"	"	—	31,4	5,8	2,2	—	3,5	58,1	1296
33	У-5	"	—	28,6	2,1	2,3	0,5	5,2	61,3	1123
34	Ганза	(с подачей пара)	—	28,5	10,0	2,6	—	1,8	57,1	1412

Таблица 44

№ по пор.	Наименование дерева	Состав в % по весу				Золы в % от абс. сухо-го дерева	Нижшая теплотворная способность органической массы в ккал/кг
		С	Н	О	N		
1	Дуб	49,4	6,1	43,2	1,3	1,58	4390
2	Бук	48,5	6,3	44,3	0,9	0,99	4500
3	Береза	48,6	6,4	43,9	1,1	0,81	4460
4	Клен	49,8	6,3	43,9	—	—	4440
5	Ильм	50,2	6,4	43,4	—	—	—
6	Ясень	49,4	6,1	44,5	—	—	—
7	Липа	49,4	6,9	43,7	—	—	4540
8	Тополь	49,7	6,3	44,0	—	—	—
9	Ель	49,6	6,4	43,1	0,9	0,80	4510
10	Сосна	49,9	6,3	43,8	—	1,22	4560
11	Пихта	50,0	6,4	42,7	0,9	—	—
12	Лиственница	50,1	6,3	43,6	—	—	4465

Таблица 45

№ по пор.	Название угля	Состав в % по весу				Теплотворная способность низшая
		С	Н	Ог	Зола	
1	Березовый печной	78,9	3,2	16,2	1,7	6512
2	Сосновый "	78,6	3,9	16,6	0,9	6646
3	Еловый "	77,6	3,7	17,7	1,0	6501
4	Осиновый "	73,04	4,74	20,97	2,09	7385
5	Березовый кучной	88,3	2,0	7,9	1,8	7320
6	Сосновый "	87,0	2,5	9,1	1,4	7312
7	Еловый "	86,8	2,1	9,9	1,2	—
8	Ольховый "	88,37	1,65	8,14	1,84	—
9	Осиновый "	85,92	3,43	8,56	1,25	—

Элементарный состав в весовых процентах древесины различных пород приведен в табл. 44 и состав древесного угля — в табл. 45.

При расчете газогенератора особое внимание надо обращать на увязку производительности газогенератора по двигателю.

1. Производительность газогенератора по двигателю

Каждый газогенератор должен рассчитываться на отдачу определенного количества газа в единицу времени. Количество образованного газа должно обеспечить бесперебойную работу двигателя. Расчет производительности генератора по количеству засасываемой смеси двигателем изложен в главе "Принцип расчета высокоскоростного генератора" (формулы 114—119).

Для целей расчета производительности генератора нет необходимости вводить поправку на содержание пара в газе, так как $\omega = \frac{P_s}{P - P_s}$ — очень незначительная величина при условии надлежащего охлаждения газа: например, при $t = 40^\circ\text{C}$ $\omega = 0,08$, поэтому эта поправка может быть упущена. Тогда формула производительности примет вид

$$Q = \frac{Q_{см}}{1 + \alpha \cdot L_2} \quad (126)$$

где $Q_{см}$ — часовое потребление смеси двигателем в $\text{м}^3/\text{час}$;
 L_2 — теоретически необходимое количество воздуха для сгорания 1 м^3 генераторного газа (сухой) в $\text{м}^3/\text{м}^3$;
 α — коэффициент избытка воздуха ($\alpha = 1,1 - 1,2$).

$$Q_{см} = 60 \eta_v \frac{\pi d^2}{4} \cdot S \cdot i \cdot \frac{n}{2} \text{ м}^3/\text{час},$$

откуда, произведя в формуле (115) арифметические действия, имеем:

$$Q_{см} = 23,55 \cdot \eta_v \cdot d^2 \cdot S \cdot i \cdot n;$$

подставив в формулу производительности, получим:

$$Q_{газ} = \frac{23,55}{1 + \alpha \cdot L_2} \cdot \eta_v \cdot d^2 \cdot S \cdot i \cdot n, \quad (127)$$

где η_v — коэффициент подачи двигателя на газе ($\eta_v = 0,70 - 0,78$);

d — диаметр цилиндра двигателя в м ;

S — ход поршня в м ;

i — число цилиндров;

n — число оборотов коленчатого вала в об/мин.

Теоретически необходимое количество воздуха по формуле (117):

$$L_2 = \frac{1}{21} \left[0,5 \left(\text{CO} + \text{H}_2 \right) + 2 \text{CH}_4 - \text{O}_2 \right] \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

здесь CO , H_2 , CH_4 и O_2 выражены в процентах по объему.

Следует помнить, что объем согласно определению коэффициента подачи отнесен к внешним условиям, а все формулы расчета генераторного процесса выведены для нормальных условий, поэтому производительность генератора с поправкой на температуру и давление по формуле (116) будет (при 0°C и давлении 760 мм рт. ст.):

$$Q'_{газ} = Q_{газ} \frac{273}{T_0} \cdot \frac{P_0}{1,033} \text{ м}^3/\text{час},$$

где T_0 — температура (абс.) окружающего воздуха, соответствующая данному коэффициенту подачи (обычно берется $T_0 = 273 + 15^\circ\text{C}$);

P_0 — давление атмосферы, соответствующее данному коэффициенту подачи в кг/см^2 (обычно 1 кг/см^2).

Подсчет производительности газогенератора можно произвести значительно проще, но несколько грубее, ориентируясь на количество потребляемого твердого топлива в час. Потребление дров на 1 л. с. ч. зависит от конструкции генератора и самого двигателя.

Для обычного типа автомобильного двигателя при степени сжатия 7—8 расход сухого твердого топлива ($W_{абс} = 10\%$) на полном дросселе — около 0,9 кг/л. с. ч. (чурки твердых пород). При использовании чурок мягких пород вследствие большего отпада расход может повыситься до 1,0 кг/л. с. ч.

При степени сжатия, соответствующей работе на бензине, расход чурок твердых пород $W_{абс} = 10\%$ от 1,15 до 1,25 кг/л. с. ч.

Для грубого подсчета можно принять расход дров при повышенной степени сжатия около 7 и рабочей влажности $W_{абс} = 15 - 18\%$, равным от 0,90 до 1,15 кг/л. с. ч. (на газовую л. с.).

Для расчета будут использованы следующие основные соотношения, ранее выведенные нами для расчета:

а) Выход сухого газа из 1 кг твердого топлива при нормальных условиях (0°C и давлении 760 мм рт. ст.):

$$E = \frac{186,7 (C_1 - C_n)}{\text{CO} + \text{CO}_2 + \text{CH}_4} \text{ м}^3/\text{кг}, \quad (127a)$$

где C_T — количество углерода в 1 кг топлива в рабочем состоянии (влажном) в кг/кг;
 C_{II} — потери углерода на сажу и пр., $C_{II} = 0,013$ до $0,014$ кг/кг топлива в рабочем состоянии;
 CO , CO_2 и CH_4 — в % по объему согласно взятому составу газа.

б) Содержание воды в расчете на 1 м³ сухого генераторного газа при нормальных условиях:

$$H_2O = \frac{1}{E} (0,01 W_{отн} + 9 H_T) - 0,00804 (H_2 + 2CH_4) \text{ кг/м}^3, \quad (127'a)$$

где E — выход сухого газа из 1 кг топлива при нормальных условиях в м³/кг;
 $W_{отн}$ — относительная влажность топлива в %;
 H_T — количество водорода по элементарному составу на 1 кг топлива в рабочем состоянии в кг/кг;
 H_2 и CH_4 — составляющие газа в % по объему.

в) Выход влажного газа из 1 кг топлива при нормальных условиях

$$E_1 = E (1 + 1,245 \cdot H_2O) \text{ м}^3/\text{кг}. \quad (127''a)$$

г) Расход первичного воздуха на получение 1 м³ сухого газа составит

$$L_0 = \frac{N_2}{79} - \frac{1,013 \cdot N_T}{E} \text{ м}^3/\text{м}^3, \quad (127б)$$

где N_2 — содержание азота в газе в процентах по объему;
 N_T — количество азота по элементарному составу в 1 кг топлива в рабочем состоянии в кг/кг;
 E — выход сухого газа из 1 кг топлива в м³/кг.

д) Расход первичного воздуха на 1 час работы генератора 0°С и давлении 760 мм.

По количеству газа:

$$L = L_0 Q'_{\text{газ}} = Q'_{\text{газ}} \left(\frac{N_2}{79} - \frac{1,013 \cdot N_T}{E} \right) \text{ м}^3/\text{час}, \quad (128)$$

где $Q'_{\text{газ}}$ — расход газа в м³/час;
 L_0 — расход первичного воздуха м³/м³.

По расходу твердого топлива в рабочем состоянии:

$$L = L_0 \cdot E \cdot G = G \left(\frac{E \cdot N_2}{79} - 1,013 \cdot N_T \right) \text{ м}^3/\text{час}, \quad (129)$$

где G — расход топлива кг/час;
 E — выход сухого газа в м³/кг [см. формулу (127а)],

2. Размер бункера

Размер бункера определяется: габаритом машины, характером топлива и заданным временем максимальной продолжительности работы с одной загрузкой топлива.

Если обозначим через:

V_6 — объем бункера в м³,

G — часовой расход дров в кг/час,
 Z — максимальное число часов работы с одной загрузкой,
 γ — насыпной вес топлива в кг/м³, тогда объем бункера

$$V_6 = \frac{G \cdot Z}{\gamma} \text{ м}^3,$$

при определении производительности по газу

$$G = \frac{Q'_{\text{газ}}}{E}$$

и, следовательно,

$$V_6 = \frac{Q'_{\text{газ}} Z}{E \gamma}, \quad (129a)$$

или, если вести расчет по твердому топливу, то

$$G = g \cdot N_e \text{ кг/час},$$

где N_e — эффективная газовая мощность двигателя;
 g — расход дров в кг/л. с. ч. (0,9—1,2).

Максимальное число часов работы с одной загрузкой различно и колеблется у различных установок от 1,5—2 часов (чурки мягких пород) и до 2—3 часов (чурки твердых пород).

Если для Z принять большие значения, то генератор получается слишком громоздким и трудно вписывается в габариты машины. Для других видов горючих, например антрацита, разумеется, величина Z может быть значительно изменена.

Отношение высоты бункера к его диаметру колеблется обычно от 1,5 до 2,0 и определяется, исходя из габаритов машины.

3. Размеры камеры газификации

Руководствуясь конструктивными соображениями, размеры камеры газификации для древесного угля делают самой разнообразной формы и размеров. Процесс газификации угля, как известно, протекает очень устойчиво, и в получаемом газе отсутствует смола. По-иному протекает процесс газификации дров. Последние содержат значительное количество смол, которые, выделяясь в зоне сухой перегонки, могут пройти зону высоких температур не разложившись и поступить в газ, что повлечет за собой засмоливание двигателя. Наличие смол в газе в количестве, отражающемся на работе двигателя, указывает на плохую работу камеры, по поперечному сечению которой, очевидно, имеются места с невысокой температурой. Эти места и служат „смолопроводами“ из генератора в газ; надо придавать камере такие размеры и конструкцию, чтобы поясом высокой температуры охватило все сечение газогенератора, тогда смола, проходя этот пояс, разлагается.

Для осуществления указанного имеются два приема.

Первый прием вытекает из данных нашего опыта с различными способами подвода воздуха. Как указывалось выше,

несмотря на низкую напряженность горения (всего лишь $165 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$)¹, на уровне фурм засмоливания не наблюдалось.

Первый прием заключается в том, что для поддержания высокой температуры в центре камеры надо туда подводить дополнительный воздух путем центрального сопла. Это мероприятие вполне гарантирует от засмоливания даже при низкой напряженности горения.

Напомним, что опыты, проведенные с подобной напряженностью горения, но без центрального подвода воздуха, дали сильное засмоление двигателя. Отсюда делаем вывод, что при наличии комбинированного подвода воздуха напряженность горения камеры газификации может быть понижена до $160 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$ без опасения засмоления двигателя.

Второй прием—это создание камеры газификации высокой напряженности. Дело в том, что при достаточном сужении камеры можно достигнуть ровного охвата высокой температурой всего поперечного сечения камеры.

Опытным путем найдено, что величина необходимой и достаточной для этого напряженности горения находится около $500\text{—}800 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$. Большинство имеющихся работоспособных конструкций генераторов на древесном топливе имеет напряженность горения около 500. Однако лучшие установки имеют напряженность горения до $700\text{—}800 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$.

Опыт работы с генераторными установками показал, что кроме жаронапряженности имеются и еще два важных фактора, обеспечивающих хорошую работу установки,—это форма камеры газификации и скорость поступления первичного воздуха.

При эксплуатации генераторных машин ЗИС-5 с генератором Декаленкова было обнаружено систематически повторяющееся засмоление, хотя $q = 450 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$. Объясняется это тем, что при работе на малых оборотах напряженность горения резко падала, а вместе с ней падала и скорость входа первичного воздуха через фурмы; в результате неразложившаяся смола проходила в газ через недостаточно раскаленную среднюю часть камеры.

Скорость первичного воздуха обычно берется $25\text{—}40 \text{ м/сек}$. Более высокая скорость связана с большим сопротивлением, почему не может быть рекомендована; при слишком малой—воздух недостаточно глубоко проникает в толщу топлива.

Форма камеры должна быть таковой, чтобы, при прочих равных условиях, обеспечить хорошее качество газа на малых оборотах. Говоря иными словами, необходима такая форма, чтобы переменный режим двигателя чувствовался меньше.

Очевидно, что генератор Д-10 не удовлетворяет этим условиям. Тип камеры Берлие, найденный опытным путем, наиболее подходит для решения этой задачи. Испытания в лабораторных и производственных условиях генераторов с камерами по типу Берлие показали, что этот тип камеры

¹ Напряженность горения — количество кг топлива, сгорающего на уровне фурменного пояса на 1 м^2 последнего в час.

(фиг. 38) наиболее полно удовлетворяет всем условиям работы на древесном топливе. Сужение камеры этого типа посередине имеет большое значение, а именно:

1. При малых отборах газа скорость первичного воздуха мала, почему он имеет тенденцию течь вниз близко к стенке камеры, образуя в суженном месте пояс высоких температур. Если для основного сечения D_1 режим малых оборотов недостаточен, то он вполне достаточен для суженного места. Таким образом смолы, пройдя даже главное сечение, обязательно подвергнутся действию высоких температур в горле камеры.

2. Горловина предохраняет очень активный и хрупкий уголь зоны восстановления от раздавливания и размельчения при тряске, принимая на себя часть давления топлива.

3. Так как вокруг камеры обычно насыпается слой угля до суженного места, то благодаря последнему увеличивается площадь отбора газа, а следовательно, и скорость последнего, что уменьшает унос мелких угольков и золы. Благодаря своим хорошим качествам камера типа Берлие быстро распространилась в различных конструкциях генераторов с теми или иными отклонениями от принципиальной схемы.

Произведем определение размеров этого типа камеры газификации как наиболее сложного. Для камер другого типа, например, цилиндрических, достаточно положить $D_1 = D_2 = D_3$. Нужно сказать, что наряду с камерой Берлие вполне успешно работают конструкции с цилиндрической камерой, но последние получили распространение там, где режим работы более постоянен.

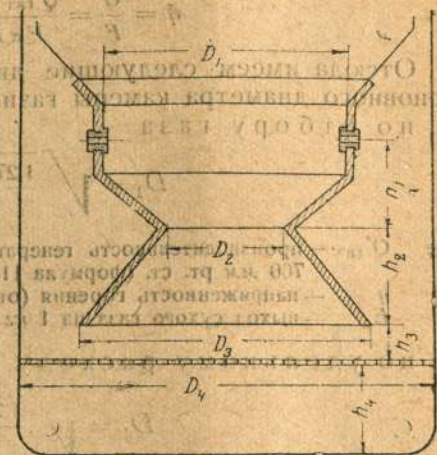
Генераторные установки с камерами подобного типа, изготовленные и спроектированные силами ЦНИИВТ, показали себя с весьма хорошей стороны. Заметим, что при применении цилиндрической формы большей частью используется шамотная обмуровка, и камера делается сравнительно с Берлие большей высоты. Установки, спроектированные и испытанные в ЦНИИВТ, предназначаются для работы на водном транспорте.

Нижеприведенный расчет ведется в предположении работы генератора с восстановительным слоем. Принцип расчета скоростного генератора изложен выше.

Главный диаметр камеры D определится из условия заданной напряженности горения, которая для древесных генераторов принимается $q = 600\text{—}800 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$.

Площадь сечения по фурмам равна

$$F = \frac{\pi D_1^2}{4} \text{ м}^2,$$



Фиг. 38. Схема камеры по типу Берлие.

Расход дров в час двигателем:
по отбору газа

$$G = \frac{Q'_{\text{газ}}}{E} \text{ кг/час,}$$

по удельному расходу топлива

$$G = g \cdot N_e \text{ кг/час.}$$

Согласно определению напряженности горения

$$q = \frac{G}{F} = \frac{Q'_{\text{газ}} \cdot 4}{E \pi D_1^2} = \frac{4g \cdot N_e}{\pi D_1^2}.$$

Отсюда имеем следующие две формулы для определения основного диаметра камеры газификации:
по отбору газа

$$D_1 = \sqrt{\frac{1,27 \cdot Q'_{\text{газ}}}{q \cdot E}} \text{ м,} \quad (131)$$

где $Q'_{\text{газ}}$ — производительность генератора в $\text{м}^3/\text{час}$ при 0°C и давлении 760 мм рт. ст. (формула 116);
 q — напряженность горения (от 600 до 800 $\text{кг}/\text{м}^2 \text{ час}$);
 E — выход сухого газа из 1 кг рабочего топлива;

по удельному расходу топлива

$$D_1 = \sqrt{\frac{1,27 \cdot g \cdot N_e}{q}}, \quad (132)$$

где q — напряженность горения;
 g — расход дров в рабочем состоянии на одну газовую л. с. ч. (0,9—1,2 кг);
 N_e — газовая мощность двигателя в л. с.

Остальные размеры можно найти, ориентируясь на соотношение размеров в современной конструкции камеры Берлие. В табл. 46 приведены основные размеры камеры газификации последних моделей газогенераторов фирмы Берлие.

В расчете можно принять:

$$D_2 = 0,45 D_1; \quad h_1 = 0,36 D_1; \quad D_3 = D_1.$$

Последнее равенство преследует лишь цель облегчить работу по приварке фурименного кольца; если это не явится существенным, то размер D_3 может быть взят по конструктивным соображениям с расчетом, чтобы не стеснить сечения пути газа из камеры газификации к выходу.

Что же касается до общей высоты камеры $h_1 + h_2$, то ориентировочно она может быть взята $h_1 + h_2 \approx 0,7 D_1$ с последующими проверками.

Так как падение температуры в зоне восстановления ниже 700°C вызывает резкое ухудшение качества газа, то эта высота ($h_1 + h_2$) не должна быть больше расстояния от фурм до слоя угля с указанной температурой.

Для ориентировки привожу выравненные данные (табл. 47) наших замеров температур для транспортного генератора с конусообразной формой камеры, работающей на дровах (по типу

Дейти), причем на распределение этих температур по высоте не влияет принцип подачи воздуха.

Так как данный тип генератора рассчитывается на работу восстановительного слоя, то высота камеры ($h_1 + h_2$) должна быть больше вычисленных нами высот активной зоны для скоростных генераторов. Для условий газификации древесины эти высоты для скоростных генераторов могут быть приняты по данным табл. 48.

Если имеется колосниковая решетка, то расстояние h_3 не должно быть менее 50 мм. Расстояние h_4 — см. „Размеры зольника“. При конструировании следует по возможности сократить вредные пространства с температурой $500-600^\circ\text{C}$ вокруг камеры газификации.

Высота цилиндрической или конической камеры газификации должна быть больше высоты камеры типа Берлие по причине менее выгодной формы (сравнительно меньший, чем у Берлие, путь газа по углю и большая возможность прохождения смол). Полную высоту такой камеры

$$H = h_1 + h_2 \text{ можно принять}$$

$$H = (\text{от } 0,8 \text{ до } 1,3) D_1.$$

Следует отметить, что распределение температур по высоте камеры, приведенное в табл. 47, относится к случаю размера D_1 около 450 мм и размеров чурок около $6 \times 5 \times 5 \text{ см}$. При значительном увеличении диаметра следует ожидать удлинения зоны высокой температуры.

Исходя из физико-химической теории газификации, по мере увеличения кусков топлива увеличивается и величина кислородной зоны. По аналогии можно заключить, что и для генераторов с восстановительным слоем величина активной зоны должна увеличиваться с укрупнением кусков топлива. Действительно, практика показывает на существование подобной зависимости. Это видно из сопоставления конструкций газогенераторов, работающих на длинных дровах и работающих на чурках. Размеры высоты в $(1,2 \div 1,3) D_1$ относятся к конструкциям цилиндрической камеры для крупных дров и $(0,8 \div 1,2) D_1$ для конструкций на чурках.

Таблица 46

Назначение газогенератора	Размер в мм						В долях единицы	
	D_1	D_2	D_3	D_4	h_1	$h_1 + h_2$	$h_3 + h_4$	$h_3 + h_4$
Для грузовых машин	360	165	345	556	130	240	93	0,26
Для легковых машин	275	120	295	500	95	200	76	0,27

Таблица 47

Расстояние от фурм книзу в мм	Температура слоя угля в °С	Расстояние от фурм книзу в мм	Температура слоя угля в °С
0	1250	300	800
100	1020	350	760
200	880		

Таблица 48

Объем средн. куска топлива в см³	Высота активн. зоны¹ газогенератора в мм	Объем средн. куска топлива в см³	Высота активн. зоны¹ газогенератора в мм
40	90	200	136
80	104	300	160
100	110	400	184

4. Число и размер фурм

Эти данные определяются, исходя из количества поступающего в единицу времени первичного воздуха и необходимой скорости входа. Расход первичного воздуха в час может быть определен и по количеству газа, вырабатываемого в час генератором и по количеству израсходованного твердого топлива.

Расход первичного воздуха (при 0°С и давлении 760 мм рт.ст.) в час по газу определяется по формуле (128):

$$L = Q'_{\text{газ}} \left(\frac{N_2}{79} - \frac{1,013 \cdot N_T}{E} \right) \text{ м}^3/\text{час},$$

где $Q'_{\text{газ}}$ — расход сухого газа (при 0°С и давлении 760 мм) в м³/час;
 N_2 — количество азота и газа в % по объему;
 N_T — количество азота в топливе кг/кг в рабочем состоянии (влажном);
 E — выход газа из 1 кг топлива в рабочем состоянии м³/кг.

Расход первичного воздуха (при 0°С и давлении 760 мм рт.ст.) в час по твердому топливу определяется по формуле (129):

$$L = G \left(\frac{E \cdot N_2}{79} - 1,013 \cdot N_T \right) \text{ м}^3/\text{час},$$

где G — расход твердого топлива в рабочем состоянии в кг/час.
 Так как температура входа воздуха в фурмы не равна нулю, то для определения истинной скорости воздуха необходимо взять поправку на последнюю. Поправку на давление вводить не следует, так как давление у фурм близко к атмосферному.

Если температура входящего воздуха будет t °С, то истинный объем последней при том же давлении будет

$$L = G \left(\frac{E \cdot N_2}{79} - 1,013 \cdot N_T \right) \frac{273 + t}{273} \text{ м}^3/\text{час}. \quad (133)$$

¹ Для скоростного газогенератора.

Обозначив площадь сечения фурм F_{ϕ} см², имеем:

$$0,36 \cdot E_{\phi} \cdot v_{\text{в}} = L';$$

отсюда получим;

$$F_{\phi} = \frac{L'}{0,36 \cdot v_{\text{в}}} = 2,78 \frac{L'}{v_{\text{в}}}, \quad (134)$$

где L' — расход первичного воздуха при температуре входа в фурмы в м³/час;
 $v_{\text{в}}$ — скорость первичного воздуха в м/сек.

Скорость входа первичного воздуха в фурмах у существующих генераторов транспортного типа колеблется от 13 до 40 м/сек. В камерах типа Берлие рекомендуется скорость 30—40 м/сек. В цилиндрических камерах с увеличенной активной зоной скорость входа воздуха может иметь значения до 14 м/сек. При такой или несколько повышенной скорости работают генераторы ЦНИИ — Лесосплава и ЦНИИВТ, причем засмоление двигателя не наблюдается (при активной зоне до 1,3—1,4 D_1).

Скорость входа воздуха в м/сек для некоторых конструкций следующая: Имберт 24, Дейтц 19, Вастан 35, Автодор-1 13 и ЦНИИВТ 14 м/сек.

Зная площадь сечения всех фурм F_{ϕ} см² и задаваясь числом их n , находят диаметр фурмы

$$n \cdot \frac{\pi d^2}{4} = F_{\phi}; \quad d = 2 \sqrt{\frac{F_{\phi}}{\pi n}}. \quad (135)$$

Число фурм для камер типа Берлие не должно быть большим. Например, для $D_1 = 275$ мм фирма Берлие принимает 8 фурм, а для $D_1 = 360$ мм — 10 фурм.

Для других типов число указать трудно, так как существуют самые разнообразные комбинации. Однако, скажем, что вряд ли целесообразно брать размер фурм диаметром меньше 7 мм.

Кроме фурменной подачи, как известно, существует еще щелевая подача воздуха. Расчет последней ничем не будет отличаться от только что приведенного, только ширина щели определяется из расчета ее протяжения по периферии камеры. Как показали опыты применения щелевой подачи, последняя не оправдала возлагавшихся на нее надежд.

Под влиянием высокой температуры и тряски при езде щель коробилась, а после небольшого срока эксплуатации щель почти полностью закрывалась, и для подачи воздуха приходилось высверливать фурмы.

5. Размер зольника

Размер зольника должен быть таким, чтобы в нем могли поместиться зольные отходы за время хотя бы работы одной смены (около 8 часов). Меньшие размеры давать не целесообразно, так как это связано с лишними остановками двигателя для чистки зольника. Большие вызывают увеличение габаритов генератора и, главное, увеличивают пространство для

газа с $t=500-600^{\circ}\text{C}$, что способствует течению обратимых реакций в худшую сторону.

Объем зольника рассчитывается по формуле:¹

$$V_3 = \frac{k \cdot G \cdot Z \cdot A_3}{100 \gamma} \text{ м}^3, \quad (136)$$

где G — расход топлива в кг/час ;
 Z — число часов работы без чистки зольника (около 8);
 A_3 — процент потери в зольник от веса израсходованного топлива в рабочем состоянии;
 γ — насыпной вес зольниковых остатков (зола+мелкий уголь) в кг/м^3 ;
 k — коэффициент запаса, равный от 1,0 до 1,2.

Величина A_3 может быть принята для чурок 1,0—2,0% и для щепы 3,0—3,5%.

Насыпной вес зольниковых остатков можно принять γ : для мягких пород дерева 190 кг/м^3 и для твердых пород дерева 230 кг/м^3 .

Насыпной же вес сухого угля: для мягких пород 120—140 кг/м^3 и твердых пород (береза) 180 кг/м^3 . Вес золы около 300 кг/м^3 .

После определения объема зольника, ориентируясь на его поперечное сечение, находят высоту его h_4 (фиг. 38).

Чтобы не затруднять очистку генератора от зольных отходов, высота зольника не должна быть менее 50 мм.

6. Сечение газопровода

При испытании генераторной установки нами были замерены сопротивления течению газа различных участков ее. Весьма значительное сопротивление, как упоминалось ранее, оказывают газопроводы по сравнению с другими частями установки. Например, труба длиной в 1,3 м, изогнутая в середине по плавной кривой на 90° , давала сопротивление около 60 мм вод. ст. при скорости газа около 10 м/сек. Считая, что указанное сопротивление можно допустить, полагаем, что для расчетов конструкции газопроводов скорость течения газа в них можно принять 10—12 м/сек. Лишь в случае особой необходимости и при наличии коротких газопроводов за расчетную среднюю скорость потока принимается скорость в 15 м/сек.

Примем обозначения:

Расход газа $Q'_{\text{газ}}$ в $\text{м}^3/\text{час}$ при его действительной температуре (t) в данном месте газопровода рассчитаем по формуле:

$$Q''_{\text{газ}} = Q'_{\text{газ}} \frac{273+t}{273} \text{ м}^3/\text{час}. \quad (137)$$

Поправкой на давление здесь мы пренебрегаем.

¹ Так как в формуле не учтен частичный унос зольниковых остатков с газом а также уплотнение их при тряске машины, то полученный объем зольника обеспечит работу на несколько большее, чем Z часов, время.

Согласно определению скорости

$$v_{\text{г}} = \frac{Q'_{\text{газ}} \cdot 4 \cdot 10000}{3600 \cdot \pi \cdot d^2} = \frac{Q''_{\text{газ}}}{0,09 \cdot \pi \cdot d^2} \text{ м/сек},$$

где d — внутренний диаметр газопровода в см;
 $v_{\text{г}}$ — скорость газа, соответствующая температуре определяемого течения газопровода, в м/сек (10—12 м/сек).

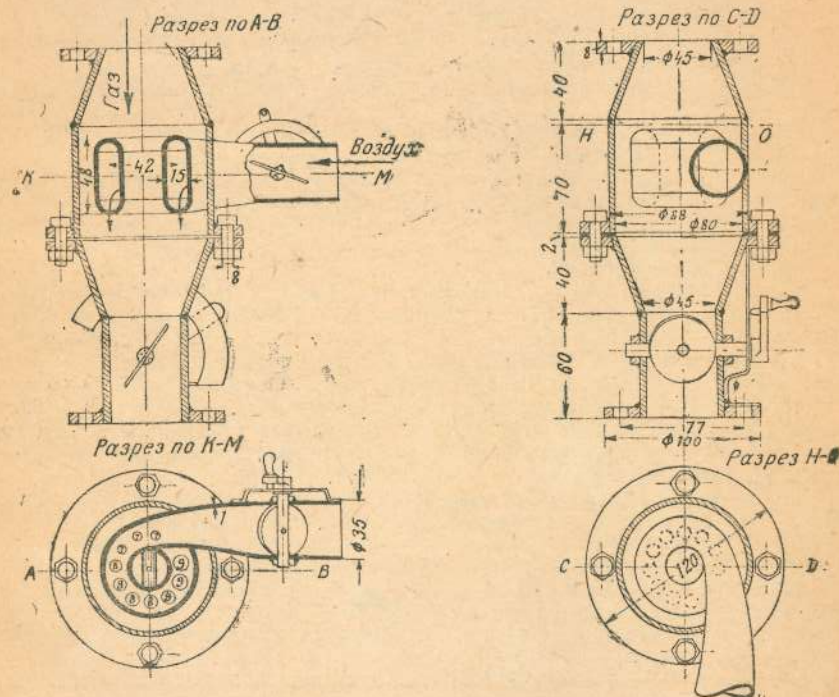
Отсюда, заменяя $Q''_{\text{газ}}$ по формуле (137) и решая относительно d , имеем:

$$d = 0,114 \sqrt{\frac{Q'_{\text{газ}} (273+t)}{v_{\text{г}}}} \text{ см}. \quad (138)$$

Что же касается до материального и теплового баланса генератора, то методы их расчета приведены были при составлении материального и теплового баланса испытанного нами генератора.

ПРИЛОЖЕНИЕ

Как видно из фиг. 39, смеситель состоит из корпуса и медной трубки изогнутой в кольцо. Корпус состоит из цилиндрической части и двух примыкающих к ней конусов. Медная трубка в своей прямой части выступает из корпуса



Фиг. 39. Схема смесителя для газогенераторной установки.

имеет круглое сечение внутренним диаметром 31 мм. В этом месте она снабжена дроссельной заслонкой. Загнутый в кольцо конец трубки имеет овальное сечение 15×44 мм и 10 просверленных отверстий (Ø 7—9 мм), направленных в сторону движения газа. Для усиления вращательного движения струек воздуха отверстия

высверлены наклонно; кроме того, для этой же цели проделаны три отверстия по внешней поверхности кольца диаметром в 5 мм (на чертеже не показаны). Оси отверстий по периферии направлены по касательным к внешней окружности кольца и расположены там на равных расстояниях друг от друга.

Качественный состав смеси регулируется дросселем в воздушной трубке, а количество поступающей смеси — при помощи дросселя в нижней части смесителя.

Для удобства ухода смеситель разбирается на две части, соединенные при помощи болтов. Размеры конструктивных деталей показаны на фиг. 39.

Хорошие результаты, полученные при работе со смесителем описанной конструкции, объясняются меньшим сопротивлением и лучшим смесеобразованием последнего. Поток газа с воздухом получает вращательное движение, струйки воздуха располагаются посреди двух струй газа, проходящих одна внутри, а другая снаружи кольца, все это способствует интенсивному перемешиванию при весьма малом сопротивлении.

СПИСОК ГЛАВНЕЙШЕЙ ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Д. Б. Гинзбург, Газогенераторные установки, ч. 1, Гизлегпром, 1936.
2. В. Уокер, В. Льюис, В. Мак-Адамс. Типовая химическая аппаратура, ОНТИ, Химгеорет, 1935.
3. Д. Чернобаев, Топливо, его горение и общие методы расчета заводских печей, ОНТИ, Укр. НАТИ, 1935.
4. Ф. Зейферт, Теория горения и техника сжигания, перев. 1936.
5. К. И. Ногин, Сухая перегонка дерева, Гослестехиздат, 1936.
6. Д. Ауфгейзер, Топливо и его горение; перев. Энергоиздат, 1933.
7. Г. Бэнбери, Сухая перегонка дерева, Гослестехиздат, перев., 1933.
8. П. Г. Лузин Справочник по топливу и топливосжиганию, Свердловск, 1933.
9. П. С. Толкованов, Дрова и их сжигание, Энергоиздат, 1932.
10. Н. И. Никитин, Химия древесины, Гослестехиздат, 1935.
11. М. К. Гроздовский, и З. Ф. Чуханов, Проблема горения углерода в современной технике, журн. „Сорена“, вып. III, 1936.
12. „Hütte“, т. I 1933.
13. „Hütte“, т. II 1935.
14. „Hütte“, т. III 1936.
15. А. А. Деревягин, Расчеты в лесохимии, ч. I, Всекоопиздат, 1935.
16. Дж. Эггерт, и Л. Гок, Учебник физической химии, Госхимметиздат, 1933.
17. Кюне и Кох, Опыт газификации механическим способом измельченного дерева. Technik in der Landwirtschaft, № 1, 1934, стр. 15—17.
18. Б. Р. Ребок, Материалы по изучению влияния свойств твердого топлива, на качество силового газа транспортных генераторов, Госэнергоиздат, 1932.
19. А. В. Дыбов, Испытание газогенераторных автомобилей в Загорске, журн. „Автотракторное дело“ № 9—10, 1936.
20. А. А. Ивакин, Итоги испытания грузовых газогенераторных автомобилей в производственных условиях, журн. „Мотор“ № 8—9, 1936.
21. Г. Р. Тренклер, Газогенераторы, перев. Энергоиздат, 1933.
22. А. Бродский, Физическая химия, ч. I, 1935.
23. К. И. Смольников и А. А. Умов, За качество и экономию древесного угля, Гослестехиздат, Свердловск, 1935.
24. Инж. А. А. Введенский, Советские газогенераторные автомобили, 1936.
25. Проф. В. Сороко-Новицкий, Испытание автомобильных двигателей, ОНТИ, 1935.
26. Шустер Фр., Энергетические основы газовой техники, ОНТИ, Харьков—Киев, 1936.
27. НАТИ, Испытание газогенераторной установки Фаун-Дейтц, 1936.
28. Technik in der Landwirtschaft, № 7, 1934. Кюне Г., Кох Ф. и Роммлер, Исследование древесноугольных газогенераторов.
29. Членов А. Г., Современные газогенераторы, ОНТИ, 1934.

30. Проф. Никитин Н. И., Химия древесины, Гослестехиздат, 1935.

31. Инж. К. И. Смольников и А. Умов, За качество и экономию древесного угля, Гослестехиздат, 1935.

32. С. Коссов, Газогенераторная установка НАТИ Г-14 для полутракторного грузовика ГАЗ-АА, журн. „Автотракторное дело“ № 9, 1936, стр. 278.

33. ATZ за 1935—1936 гг. и часть 1937.

34. ATZ, № 15, 1935, Финкбейнер, Применение твердых горючих в качестве источника энергии для автомашин.

35. ЦНИИМЭ, Разработка технической инструкции по сушке и хранению древесного топлива на тракторных и автомобильных газогенераторных базах (инж. Анучин, 1936).

36. Проф. Н. Р. Брилинг, Двигатели внутреннего сгорания, 1935.

37. Инж. В. Н., Болтинский, Конструкция и расчет тракторов и автомобилей, ч. I, Двигатели, 1935.

38. Кофман, Топливное хозяйство для лесотранспортных газогенераторов, журн. „Лесное хозяйство и лесоэксплуатация“ 1936, № 10.

39. НАТИ, Сводный отчет по обследованию эксплуатации газогенераторных автомашин на базах НКЛ, 1936.

40. ATZ № 23, 1936, стр. 587, Штромменгер, Технические и экономические предпосылки работы автомобилей на твердых и газообразных топливах.

41. Н. А. Костылев, Тепловые расчеты газогенераторов металлургических печей, 1933.

Кроме того, автор использовал различные материалы НАТИ, ЦНИИВТ, ЦНИИ Лесосплава, ВНИДИ, ЦНИИМЭ и др., а также журнальные статьи в журналах „Мотор“, „Лесное хозяйство и лесоэксплуатация“ и „Автотракторное дело“ за 1934—1937 гг.

ОГЛАВЛЕНИЕ

От автора	3
Глава I	
Сущность процесса газификации твердого топлива	5
Глава II	
Исследование процессов в газогенераторе транспортного типа	12
А. Температурный режим газогенератора	16
Б. Анализ генераторного газа	46
В. Ход охлаждения газа и разрежение в различных частях генераторной установки	49
Г. Мощность двигателя и расход топлива	56
Глава III	
Вывод основных формул расчета газогенераторного процесса	60
Глава IV	
Физико-химическая (пленочная) теория газификации твердого топлива	73
А. Факторы, влияющие на величину выхода окиси углерода	80
Б. Влияние площади поверхности соприкосновения фаз g на процессы газификации	86
В. Влияние коэффициента диффузии на процессы газификации твердого топлива	91
Г. Определение средней толщины газовой пленки и скорости дутья, ей соответствующей	93
Д. Влияние размера кусков топлива на толщину газовой пленки	114
Е. Зависимость толщины пленки от скорости движения воздуха	118
Ж. Выводы из физико-химической (пленочной) теории газификации	124
Глава V	
Принцип расчета высокоскоростного газогенератора	125
Глава VI	
Работа генератора с восстановительным слоем с точки зрения физико-химической теории газификации	137
Глава VII	
Данные для расчета генератора	139
Определение основных размеров газогенератора	147
Приложение	161

Замеченные опечатки

Стр.	Строка	Напечатано	Должно быть	По чьей вине
93	11 снизу	dc	de	авт.
136	13 сверху	$m^2 m^3$	m^2/m^3	тип.

№ 818. Вознесенский. Легкие газогенераторы.