

РАБОТКА  
ГОРЮЧИХ  
ГАЗОВ



ГОСХИМИДАТ

10553

662.6

Н 905

Нүсінова Г

Обработка Гора.

УиХ САУОР

25/1

К. А. П. ОБВЕЩАЮЩИЙ

1957 г.

*К читателю*

Прежде чем пользоваться книгой, исправьте следующие опечатки:

Стр.	Строка	Напечатано	Должно быть
22 126 173	3 снизу 1 сверху 19 и 20 снизу	последнего межэлектронное Для сравнения в табл. 10 приведены данные по растворимости некоторых других газов при тех же условиях	сопротивления межэлектродное исключить

Зак. 123. Нусинов «Обработка горючих газов».

662.6  
H205

Г. О. НУСИНОВ

Э43

На дом не выдается

# ОБРАБОТКА ГОРЮЧИХ ГАЗОВ

ПОД РЕДАКЦИЕЙ И. М. ГУРФИНКЕЛЯ

~~Наркомлес СССР.  
Центральн. Научно-Техническая Библиотека  
Кат. № 33072~~



ГОСУДАРСТВЕННОЕ НАУЧНО-ТЕХНИЧЕСКОЕ ИЗДАТЕЛЬСТВО  
ХИМИЧЕСКОЙ ЛИТЕРАТУРЫ  
МОСКВА 1942 ЛЕНИНГРАД

ГОСУДАРСТВЕННАЯ  
НАУЧНО-ТЕХНИЧЕСКАЯ  
БИБЛИОТЕКА

2572  $\frac{19}{59}$

В книге освещаются главнейшие из применяемых процессов обработки технических горючих газов (охлаждение, осушка, очистка от вредных примесей и балласта, улавливание ценных химических продуктов из газового потока), физические основы и химическая сущность этих процессов, их аппаратурное оформление, методы расчета и эксплуатационные данные.

Книга предназначена для проектировщиков, инженеров-производственников и студентов вузов соответствующей специальности.

ПРОВЕРЕНО

Уч. № 10557

1519

ПРОВЕРЕНО  
1957 г.

К читателю

*Издательство просит присылать Ваши замечания и отзывы об этой книге по адресу: Москва, Новая площадь, д. 10, подъезд 11, Госхимиздат*

Редактор Л. Н. Павлов

Подписано к печати 23/II 1942 г. Л6876. Печатных листов  $19\frac{3}{4}+1$  вклейка. Учетно-издат. листов 23. Типографских знаков 48960 в 1 печ. л. Тираж 1000 экз. Заказ типографии № 123. Цена в переплете 10 р. 25 к. Цена без переплета 9 р. 25 к.

Типография Профиздата. Москва, Крутицкий вал, дом 18.

## ПРЕДИСЛОВИЕ

В основу настоящей книги положен соответствующим образом переработанный и дополненный курс лекций, читавшихся автором в течение нескольких лет на кафедре пирогаемых процессов Московского химико-технологического института им. Д. И. Менделеева.

Составление книги стимулировалось тем, что при наличии целого ряда трудов, весьма обстоятельно разбирающих различные пути получения горючих газов, до сих пор остаются недостаточно освещенными и систематизированными в литературе разнообразные процессы последующей обработки их. Эти последние рассматриваются либо в виде отдельных кратких глав, притом чисто описательного характера, в различных общих курсах, либо под тем или иным углом зрения — в журнальной прессе, либо, наконец, в лучшем случае — в единичных монографиях по отдельным вопросам. Между тем вопросы обработки газа являются весьма существенным звеном в общем комплексе вопросов развитого газового хозяйства и требуют соответствующего к себе внимания.

Существующие способы обработки газа многочисленны и разнообразны как по самой своей природе, так и по своему конструктивному оформлению. Ясно, что ни один из них не является универсальным, годным для любых условий. Детально разобраться во всех этих способах и конструкциях, оценить их достоинства и недостатки, сопоставить экономичность, правильно подойти к расчету — задача нелегкая, особенно в условиях новых грандиозных масштабов производства.

Предлагаемая книга представляет собой попытку восполнить в какой-то мере указанный пробел. Сравнительно детально и последовательно освещая главнейшие из применяемых процессов обработки технических горючих газов, физические основы или химическую сущность этих процессов, их аппаратное оформление и эксплуатационные данные и содержа в себе ряд примерных расчетов аппаратов и установок, — книга может оказать известную помощь проектировщику, производственнику и студенту вуза соответствующей специальности.

Приводимый в книге материал базируется, с одной стороны, на некотором личном опыте автора, с другой — на значительном количестве литературных источников, из которых многие отмечены по ходу изложения в соответствующих сносках.

Раздел VI о сорбции углекислоты составлен совместно с кандидатом технических наук доцентом И. М. Каминским.

*Г. Нусинов*

# СОДЕРЖАНИЕ

Предисловие . . . . .	Стр. 3
-----------------------	--------

## РАЗДЕЛ I

Значение и сущность процессов обработки горючих газов	9
---	---

## РАЗДЕЛ II

### Охлаждение газа

1. Цель охлаждения . . . . .	13
2. Техника охлаждения . . . . .	13
а) Классификация аппаратов . . . . .	13
б) Воздушный холодильник . . . . .	14
в) Поверхностные водяные и воздушно-водяные холодильники . . . . .	16
г) Скрубберы с насадкой . . . . .	19
д) Трехступенчатый скруббер AVG . . . . .	25
е) Безнасадочные холодильники смешения . . . . .	26
ж) Каскадные и полочные скрубберы . . . . .	28
з) Прочие скрубберы . . . . .	29
3. Тепловой баланс процесса охлаждения . . . . .	30
4. Основные положения к расчету газовых холодильников . . . . .	36
а) Расчет хордового скруббера . . . . .	39
б) Расчет оросительного устройства в скруббере . . . . .	47

## РАЗДЕЛ III

### Осушка газа и его увлажнение

1. Цель осушки . . . . .	52
2. Методы тонкой осушки газа . . . . .	53
а) Осушка газа гигроскопическими жидкостями . . . . .	53
б) Адсорбция водяных паров силикателем . . . . .	55
в) Дегидратация газа путем усиленного охлаждения его . . . . .	55
3. Цель и методы увлажнения газа . . . . .	57

## РАЗДЕЛ IV

### Процессы и аппараты механического пылеотделения

1. Общие понятия . . . . .	58
2. Содержание пыли в горючих газах и цель ее отделения . . . . .	59
3. Классификация способов пылеотделения . . . . .	61
4. Осаждение взвешенных частиц под действием силы тяжести . . . . .	62

а) Основы теории . . . . .	62
б) Пылевые камеры . . . . .	68
5. Осаждение взвешенных частиц под действием центробежной силы . . . . .	73
а) Скорость и продолжительность осаждения . . . . .	73
б) Циклоны и мультициклоны . . . . .	75
в) Расчет циклона . . . . .	82
6. Мокрое пылеосаждение . . . . .	88
а) Статические газопромыватели-скрубберы . . . . .	88
б) Динамические газопромыватели-деинтеграторы . . . . .	88
7. Фильтрация газа . . . . .	92
а) Основные положения . . . . .	92
б) Техника фильтрации газа . . . . .	95

## РАЗДЕЛ V

### Улавливание смол из газов пирогенной переработки топлива

1. Целеустремленность процесса . . . . .	101
2. Методы извлечения смол из газов . . . . .	102
3. Техника тонкого смолоотделения . . . . .	103
а) Смолоотделители ударного типа . . . . .	103
б) Центробежные смолоотделители Тейзера, Фельда и Бамаг . . . . .	107
в) Центробежный отделитель Бартлинга . . . . .	111
г) Смолоотделитель Смита . . . . .	113
д) Прочие аппараты и способы смолоосаждения . . . . .	115

## РАЗДЕЛ VI

### Электрический способ отделения пылевых и туманных суспензий из газа

1. Введение . . . . .	116
а) История способа . . . . .	116
б) Сущность процесса . . . . .	116
2. Основы теории электрического процесса пылеотделения . . . . .	117
а) Однородное и неоднородное электрическое поле . . . . .	117
б) Ионизация газов . . . . .	120
в) Механизм прохождения электрического тока через газ. Ионизация толчком . . . . .	122
г) Полный и частичный пробой газа. Искра и корона . . . . .	125
д) Критическая напряженность поля и ионизационный потенциал . . . . .	128
е) Пример подсчета критического градиента и напряжения поля . . . . .	129
ж) Искажение поля под влиянием пространственных зарядов . . . . .	129
з) Пример подсчета средней напряженности поля при коронном разряде . . . . .	131
и) Адсорбция ионов взвешенными в газе частицами пыли и тумана . . . . .	133
к) Пример расчета величины заряда взвешенной частицы . . . . .	134
л) Скорость и продолжительность осаждения из потока газа взвешенных частиц электрическим способом . . . . .	135
м) Пример расчета необходимой продолжительности пребывания газа в электрическом поле . . . . .	136
н) Влияние температуры газа, влажности и характера запыленности его на процесс электрогазоочистки . . . . .	137
3. Техническое оформление процесса электрической газоочистки . . . . .	139



	Стр.
А. Осадительная аппаратура . . . . .	139
а) Классификация электрофильтров . . . . .	139
б) Трубчатые электрофильтры . . . . .	140
1) Простейшие схемы . . . . .	140
2) Типы и размеры электродов . . . . .	142
в) Пластинчатые электрофильтры . . . . .	144
г) Сравнительная характеристика трубчатых и пластинчатых электрофильтров . . . . .	146
Б. Повысительно-выпрямительная подстанция . . . . .	147
а) Механический выпрямитель переменного тока . . . . .	148
б) Прочая электроаппаратура . . . . .	150
4. Практика электрической газоочистки . . . . .	152
а) Электрическое осаждение смол из генераторных и коксовых газов . . . . .	152
1) Основные технологические схемы . . . . .	152
2) Конструкции смоляных электрофильтров . . . . .	155
3) Производственные показатели и сравнительная оценка процесса . . . . .	160
б) Электрическое обеспыливание доменного газа . . . . .	163
1) Три схемы электрогазоочистки . . . . .	163
2) Сравнительная оценка электрического способа очистки доменного газа . . . . .	166
5. Пример расчета электрогазофильтрационной установки . . . . .	166
а) Выбор системы электроочистки и типа электрофильтров . . . . .	167
б) Расчет объема газового потока в условиях работы электрофильтра . . . . .	167
в) Определение рабочего объема осадительных камер . . . . .	168
г) Размер и количество электрофильтров . . . . .	168
д) Электроаппаратура . . . . .	169
е) Расход электроэнергии и пара . . . . .	170

## РАЗДЕЛ VII

### Сорбция углекислоты

1. Практические предпосылки . . . . .	171
2. Современные способы декарбонизации газа . . . . .	172
3. Отмывка углекислоты водой под давлением . . . . .	173
а) Теоретические основы . . . . .	173
б) Техника отмывки углекислоты из газа водой под давлением . . . . .	177
в) Пример расчета установки . . . . .	179
4. Водно-щелочной и щелочной способы декарбонизации газа . . . . .	184
5. Карбонатные методы . . . . .	185
а) Метод Фишера . . . . .	187
б) Пример расчета абсорбционных скрубберов при декарбонизации газа по методу Фишера . . . . .	188
в) Аммиачная очистка . . . . .	190
6. Новые методы декарбонизации газа . . . . .	192
а) Этаноламиновый метод . . . . .	192
б) Алькацидный метод . . . . .	195
в) Фенолятный метод . . . . .	195
г) Боратный метод . . . . .	197

## РАЗДЕЛ VIII

## Извлечение сернистых соединений из газа

1. Общая классификация процессов обессеривания газа . . . . .	202
2. Сухая очистка газа от серы . . . . .	203
<i>А. «Болотнорудный ящичный» способ сухой газоочистки . . . . .</i>	<i>203</i>
а) Химическая сущность процесса . . . . .	203
б) Состав газоочистной массы . . . . .	204
в) Газоочистные ящики . . . . .	205
г) Техника регенерации отработанной массы . . . . .	208
д) Влияние температуры и влажности . . . . .	211
е) Расположение газоочистного отделения . . . . .	214
ж) Использование отработанной массы . . . . .	219
з) Экономика болотнорудного способа газоочистки и общая оценка его . . . . .	219
<i>Б. «Болотнорудный башенный» способ сухой газоочистки . . . . .</i>	<i>220</i>
<i>В. «Болотнорудный шариковый» способ сухой газоочистки . . . . .</i>	<i>223</i>
<i>Г. Пример расчета сухой болотнорудной газоочистной установки . . . . .</i>	<i>225</i>
1) Потребный объем газоочистной массы . . . . .	227
2) Количество газоочистителей . . . . .	227
3) Загрузка реагентов . . . . .	228
4) Расход реагентов . . . . .	228
5) Количество перезарядок . . . . .	229
6) Расход электроэнергии и пара . . . . .	230
<i>Д. Способ извлечения серы из газа А-углем . . . . .</i>	<i>230</i>
3. Мокрая очистка газа . . . . .	236
<i>А. Мокрая очистка газа без регенерации серы («Сиборд-процесс») . . . . .</i>	<i>237</i>
<i>Б. Способы мокрой очистки газа с регенерацией серы в элементарном состоянии . . . . .</i>	<i>242</i>
а) Общая технологическая схема «Феррокс-», «Тайлокс-» и «Никель-процессов» . . . . .	242
1) Железо-содовый способ (содовый «Феррокс-процесс») . . . . .	246
2) Железо-аммиачный способ (аммиачный «Феррокс-процесс») . . . . .	254
3) Мышьяково-содовый способ (содовый «Тайлокс-процесс») . . . . .	257
4) Мышьяково-аммиачный способ (аммиачный «Тайлокс-процесс») . . . . .	268
5) Никелевый способ . . . . .	271
б) Другие способы мокрой газоочистки . . . . .	272
1) Поташно-углекислотный способ Пти . . . . .	273
2) Электролитический способ Фишера . . . . .	277
3) Фенолятный, алькацидный и этаноламинный способы . . . . .	279
<i>В. Методы одновременного улавливания сероводорода и аммиака с получением сульфата аммония и свободной серы . . . . .</i>	<i>282</i>
а) Политионатный способ Фельда . . . . .	282
б) Способ Буржгейзера . . . . .	284
в) Способ «САС» и др. . . . .	286
4. Извлечение из газа органических сернистых соединений . . . . .	288

## РАЗДЕЛ IX

## Обработка газа в коксо-химии

1. Извлечение аммиака и бензола . . . . .	295
2. Извлечение циана . . . . .	298

	<i>Стр.</i>
а) Сухой способ извлечения циана . . . . .	298
б) Мокрые способы извлечения циана . . . . .	299
1) Поглощение растворами солей железа . . . . .	299
2) Поглощение солями меди . . . . .	301
3) Роданатный способ . . . . .	301
3. Очистка газа от нафталина . . . . .	302

## РАЗДЕЛ X

### Аналитическая часть

1. Определение влажности газа . . . . .	306
1) Весовой метод . . . . .	306
2) Определение влажности по точке росы . . . . .	306
3) Метод конденсации . . . . .	307
4) Прочие методы . . . . .	307
2. Определение содержания пыли в газе . . . . .	308
3. Определение содержания смол в газе . . . . .	309
4. Определение содержания сероводорода и общей серы в газе . . . . .	312
5. Определение содержания аммиака в газе . . . . .	314
6. Определение содержания бензольных углеводородов . . . . .	314
7. Определение содержания циана в газе . . . . .	315
8. Определение содержания нафталина в газе . . . . .	316

## РАЗДЕЛ I

### ЗНАЧЕНИЕ И СУЩНОСТЬ ПРОЦЕССОВ ОБРАБОТКИ ГОРЮЧИХ ГАЗОВ

Получаемый в результате того или иного процесса горючий газ лишь в редких случаях непосредственно направляется для использования. Большой частью он подвергается еще различным видам обработки, вызываемой либо условиями производственного характера, либо требованиями санитарно-гигиенического порядка, либо экономическими соображениями.

Под обработкой горючих газов и надо понимать совокупность всех тех процессов, каким подвергаются промышленные горючие газы, начиная с момента выхода их из газогенератора, коксовой печи, доменной и т. п. и до приобретения ими качеств, делающих возможным энергетическое или технологическое их использование. Таким образом обработка газа представляет собой конечное звено собственно газового производства, являясь в то же время промежуточным звеном между получением газа и его использованием в качестве энергетического ресурса или технологического сырья.

В зависимости от того, каков газ и для каких целей он предназначен, меняются характер и степень его обработки. Так, доменный газ, предназначенный, например, для применения в газовых двигателях, требует, помимо охлаждения и связанного с этим обезвоживания его, еще и тонкой очистки от пыли. Тот же газ, но используемый для обогрева насадки кауперов, можно освободить от пыли уже менее тщательно, а при сжигании его в топках паровых котлов достаточна и грубая очистка. При обработке генераторных газов часто требуется кроме пыли извлечь еще и смолу, а нередко — сернистые соединения и пр. В производстве коксового и светильного газа сюда присоединяются процессы улавливания ценных химических продуктов — аммиака и бензола, а также циана и выделение нафталина. В некоторых случаях необходимо удаление инертных компонентов газовой смеси, в частности декарбонизация газа. В общем можно сказать, что характер газа и намеченные пути его использования определяют собой как характер процессов последующей его обработки, так и необходимую степень (тщательность) ее.

Целесообразность или прямая необходимость обработки сырого газа обуславливается, как уже отмечалось, характером производственного процесса, экономическими соображениями, требованиями сантехники. Так, например, если выводимый из газера горячий и влажный газ не подвергнуть искусственному охлаждению, то значительно затруднится его транспортировка, уменьшится полезная теплоотдача при сжигании и пирометрический эффект, могут

оявиться различные другие производственные помехи, вызываемые наличием влаги.

Если газ, содержащий пыль, не подвергнуть обеспыливанию, то пыль будет постепенно забивать газопровод, нарушать герметичность затворов, нарушать нормальное действие горелок, засорять поверхность теплопередачи и т. д., не говоря уже о случае применения газа для газовых двигателей, где наличие пыли будет вызывать быстрый износ ответственных частей и порчу машины.

Сказанное в отношении пыли в значительной степени относится и к смоле. Но в этом случае к технической необходимости часто прибавляется экономическая целесообразность. Рыделенная из газа смола является ценным продуктом или полуфабрикатом. Из нее путем перегонки, крекинга или гидрогенизации получают моторное топливо, смазочные масла, парафины, пек и другие ценные продукты. Даже без переработки смола в своем естественном или несколько препарированном виде находит весьма значительное применение в толевой промышленности, в дорожном деле, в производстве пластических масс и т. д. В результате, операция извлечения смолы из содержащих ее горючих газов, будучи технически вынужденной, является часто и экономически выгодной.

В вопросе извлечения из промышленных газов сернистых соединений (главным образом сероводорода) сочетаются три фактора, обуславливающие процесс: 1) производственно-техническая необходимость, 2) необходимость, вытекающая из условий сантехники, и иногда 3) экономическая целесообразность. Действительно, при наличии сернистых соединений газ разъедающим образом действует на газовую аппаратуру и газопроводы, не допускает глубокого охлаждения, отравляет катализаторы синтеза, загрязняет амбоду и бензол и ухудшает качество (сокращая также жизнедеятельность) поглотительного масла в коксо-химии, ухудшает процесс основного мартеновского передела в металлургии и т. д. Все это диктует в ряде случаев техническую вынужденность процесса обеспыливания газа. При применении же газа для коммунально-бытовых целей или при его сжигании в некоторых печах бесслезного горения процесс обеспыливания необходим, так как образующийся при сжигании сернистый ангидрид отравляюще действует на живые организмы. При всем этом процесс извлечения серы из газа может оказаться и экономически выгодным; приводя к получению дешевой элементарной серы — продукта, находящего многостороннее применение, он подчас существенно удешевляет себестоимость производства газа.

Углекислота никакого химического (как, например, сероводород и циан) или механического (как пыль, смола, нафталин) влияния на аппаратуру или (за некоторыми исключениями)<sup>1</sup> дальнейший производственный процесс не оказывает. Во всех случаях углекислота является ненужным балластом. Процессы синтеза весьма ограничивают или вовсе не допускают наличия ее. Будучи тяжелым сочленом газовой смеси, углекислота увеличивает удельный вес газа и тем самым соответственно осложняет транспорт его вообще и дальний транспорт в особенности. Углекислота, являясь

<sup>1</sup> Глубокое охлаждение газа.

негорючим соединением, ведет к снижению теплопроизводительности и температуры горения газа, снижая тем самым ценность его при энергетическом использовании. Все это сказывается тем больше, чем больше содержание углекислоты в газе, и тем существеннее в некоторых случаях становится вопрос о декарбонизации газа. В частности он должен быть поставлен в отношении газов подземной газификации углей, получаемых на парокислородном дутье и отличающихся повышенной концентрацией углекислоты. При этом не исключена возможность и такого ведения процесса, при котором попутно получается жидкая или твердая углекислота как продукт, равно как и такая схема газификации, при которой выделенная из газа газообразная углекислота обратно вдувается в раскаленный газогенератор, где, восстанавливаясь до окиси углерода, увеличивает количество используемой энергии угля.

На заре развития газового производства, когда исключительной целью его являлось получение газа для освещения, на различные ингредиенты, выходящие с газом из реторт, смотрели как на примеси, от которых нужно освободиться и которые не имеют никакой ценности. Получающуюся, например, аммиачную воду просто спускали в сточные каналы. Но уже вскоре из-за отравления водоемов и вымирания рыб в реках требования санитарного надзора заставили призадуматься газовиков. В настоящее время улавливание «побочных продуктов» термической переработки топлива, как фактор огромного экономического и народнохозяйственного значения, стало существенным звеном в технологической схеме всякого коксохимического и газового завода. Более того, сам термин «побочные продукты» отвергнут: аммиак, бензолные углеводороды, смолы и др. компоненты сырого коксового газа рассматриваются сейчас как ценнейшие химические продукты производства. Раздаются даже голоса некоторых специалистов-пирогенетиков о том, что вскоре эти химические продукты коксования и газ как технологическое сырье станут основой производства, тогда как сам кокс превратится в побочный продукт<sup>1</sup>.

Некоторые газы термической переработки топлива содержат цианистые соединения. При применении этих газов для бытового обслуживания наличие циана свыше определенного предела недопустимо, так как образующиеся при сгорании окислы азота — сильный яд. При применении газа для синтетических целей циан отравляет катализаторы. Кроме того, он разъедающим образом действует на металлические трубопроводы. В то же время потребность народного хозяйства в цианидах велика, а сложность получения их синтетическими методами при меньшей сложности технологического процесса получения их из газов определяет экономическую целесообразность данного процесса. Это последнее соображение еще не нашло достаточного практического отклика, но, надо думать, в недалеком будущем оно его получит.

Трудности при высаживании нафталина по пути следования газов (вследствие забивки им части конденсационной аппаратуры, образования отложений и закупорок в газопроводе), хо-

<sup>1</sup> Казьмин С. П., К вопросу газификации Союза ССР, сборник «Химическая переработка топлив СССР», ОНТИ, 1936, стр. 58.

рошо знакомы производственникам-коксовикам. Обезнафталинивание газа — одно из требований рационально поставленного хозяйства на коксовых заводах и заводах городского газа, приобретающее особое значение с развитием дальнего транспорта газа для целей быта и технологического использования газа для различных синтезов.

XVIII Съезд ВКП(б), по докладу тов. В. Молотова о третьем пятилетнем плане развития народного хозяйства СССР, дал указание о дальнейшем значительном развитии газовой промышленности Советского Союза. Согласно плану третьего пятилетия должна вырасти новая отрасль социалистической промышленности — подземная газификация углей, умножится наземная газификация различных видов топлива и прежде всего местного (подчас низкокачественного, многозольного, сернистого) топлива, должна быть значительно увеличена добыча естественных газов, развито и рационально поставлено использование коксового и доменного газа.

Наряду с электрификацией газ явится энергетической базой дальнейшего развития нашей промышленности. Широко внедряясь в металлургию, машиностроение, химию и т. д., он приведет (и приводит) к интенсификации процессов, к применению технически более совершенных и производительных аппаратов и машин, к культуре труда. Велика роль газа и в быту, где он дает возможность «избавить миллионы «домашних рабынь» от необходимости убивать три четверти жизни в смрадной кухне»<sup>1</sup>.

Уже и сейчас общее количество производимых и добываемых у нас горючих газов (генераторных, коксовых, доменных, природных) значительно перешагнуло за сотню миллиардов куб. метров в год<sup>2</sup>. Вполне понятно, что чем больше масштабы, тем существеннее рационализация и совершенствование производства во всех его звеньях. Это относится и к предмету данной книги — к обработке газов.

Вышеперечисленные процессы обработки газа рассматриваются ниже с большей или меньшей подробностью. В большинстве своем эти процессы в том или ином техническом оформлении широко применяются в газовой технике и с этой точки зрения могут считаться типовыми. Но надо заметить, что всей многогранной области обработки горючих газов они не охватывают. В некоторых частных случаях получают место и различные другие процессы обработки газа: метанирование как средство обогащения газа и, наоборот, конверсия метана для получения водорода; конверсия окиси углерода тоже для получения водорода или как средство обезвреживания бытового газа; одорация (т. е. придание газу резкого запаха) для сигнализации об утечках; разделение газовой смеси глубоким охлаждением; обескислороживание газа и т. д. Такие процессы, как не имеющие общего значения в газовой технике, нами в дальнейшем оставляются в стороне. Не рассматриваются также процессы переработки газа как технологического сырья — это уже самостоятельная область, выходящая за рамки данного труда.

<sup>1</sup> Ленин, т. XVI, стр. 369.

<sup>2</sup> См. «Индустрия» от 23/II, 1939.

## РАЗДЕЛ II

### ОХЛАЖДЕНИЕ ГАЗА

#### 1. Цель охлаждения

Выходящий из того или иного газопроизводящего аппарата газ имеет более или менее высокую температуру и несет с собой всегда пары воды, часто пары смол и других веществ. Большой частью первой операцией, которой подвергается такой газ, является охлаждение.

Охлаждением газа преследуется тройкая цель. Во-первых, при этом достигается уменьшение объема газа и соответственно облегчается дальнейшая обработка его, транспортировка, хранение и использование. Во-вторых, достигается конденсация водяных паров, т. е. осушка газа, а вместе с этим увеличивается его теплопроизводительность и температура горения, равно как устраняются различные производственные помехи, вызываемые наличием влаги. В-третьих, при охлаждении газа происходит конденсация других парообразных составляющих газовой смеси и некоторая газоочистка, о чем мы еще будем говорить в дальнейшем.

#### 2. Техника охлаждения

##### а) Классификация аппаратов

Аппараты, служащие для охлаждения газа, классифицируются прежде всего по характеру охлаждающей среды. По этому признаку различают: воздушные, воздушно-водяные и водяные холодильники.

В последнем случае теплопереход от охлаждаемого газа к охлаждающей воде может совершаться либо через металлическую стенку, либо при непосредственном их соприкосновении.

С этой точки зрения водяные холодильники делятся на поверхностные холодильники и холодильники непосредственного смешения.

Последние, в свою очередь, подразделяются на камерные и башенные. Наибольшее распространение в газовой технике получили башенные холодильники непосредственного смешения, известные под названием скрубберов.

В зависимости от принципа создания поверхности соприкосновения газа с водой скрубберы делятся на: скрубберы с насадкой (кожовой, хордовой, из колец Рашига и др.), скрубберы с тарелками («Лимн», конденсеры), скрубберы безнасадочные (со специаль-



ными форсунками) и скрубберы с механическим распылением воды.

## б) Воздушный холодильник<sup>1</sup>

Воздушный холодильник — это в основном два концентрически вставленных один в другой железных цилиндра, между которыми пропускается подлежащий охлаждению газ. Схема конструкции видна на рис. 1. Внутренний цилиндр сверху и снизу открыт и, действуя подобно дымовой трубе, создает непрерывный поток атмосферного воздуха и охлаждение им внутренней поверхности. Другой поверхностью охлаждения служит внешняя поверхность наружного цилиндра, тоже омываемая токами воздуха, тем более интенсивными, чем больше разница температур омываемой поверхности и окружающей среды.

Промежуточное кольцевое пространство между цилиндрами герметизировано и снабжено штуцерами для ввода и вывода газа, который, протекая через аппарат, охлаждается изнутри и снаружи. Конденсирующиеся при охлаждении пары воды и высококипящих фракций смол стекают вниз и отводятся через сифонный затвор.

С целью использования принципа противотока, а также из соображений, диктуемых гидравлической теорией движения нагретых газов, газ вводится в холодильник сверху, течет вниз навстречу восходящему току воздуха и снизу отводится.

В ряде эксплуатируемых воздушных холодильников промежуточное кольцевое пространство делится вертикальными перегородками на две половины. Газ поступает в нижнюю часть одной половины, подымается по полукольцевому пространству вверх и протекает в другую половину, которую пресходит нисходящим потоком. Этим достигается удлинение пути и увеличение скорости, а следовательно некоторое возрастание коэффициента теплопередачи и несколько больший эффект охлаждения. Такая конструкция схематически показана на рис. 2.

Теплопереход от газа к воздуху (через железную стенку) мало интенсивен. Ввиду этого процесс охлаждения газа в воздушных холодильниках протекает весьма медленно и постепенно. Но как раз это обстоятельство и привело в свое время к распространению воздушных холодильников в промышленности светильного газа, а затем и в коксовой. Объяснение заключается в том, что один из весьма ценных химических продуктов перегонки угля — бензол — растворим в смоле и тем сильнее, чем ниже температура. В связи с этим долгое время существовало мнение, что только при медленном охлаждении газа можно сохранить почти весь бен-

<sup>1</sup> Роль первого воздушного холодильника обычно принимает металлический газопровод, где газ интенсивно охлаждается вследствие значительной разности температур газа и наружного воздуха; 1 м<sup>2</sup> металлического газопровода отдает в час на 1° разности температур:

При генераторном газе . . . 5,0 ккал  
» коксовом » . . . 7,0 » И. Г.

[Примечания за подписью И. Г. составлены научным редактором И. М. Гурфинкелем.]

зол в газе (откуда он затем извлекается в особых промывателях), тогда как быстрое охлаждение может приводить к значительным потерям его в конденсирующейся при охлаждении смоле<sup>1</sup>. В настоящее время этот взгляд опровергнут и постепенности охлаждения не придается значения<sup>2</sup>.

При таком положении единственным достоинством воздушных холодильников является экономичность в эксплуатации. Этому про-

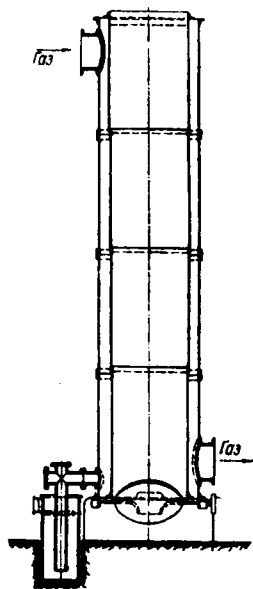


Рис. 1. Воздушный холодильник.

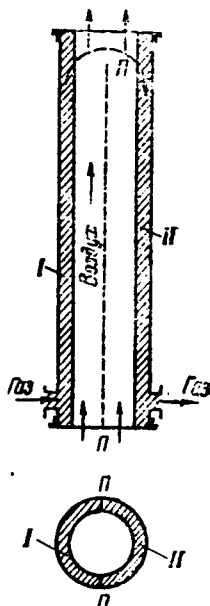


Рис. 2. Воздушный холодильник с вертикальными перегородками.

тивопоставляется низкий эффект действия, зависимость от времени года и климата, громоздкость сооружения. Лишь в отдельных редких случаях, — когда температура газа высока, когда сильно ограничена энергия, когда в недостатке вода и т. д., — воздушное охлаждение как предварительная стадия перед водяным может оказаться рентабельным.

Для определения потребной поверхности охлаждения воздушных холодильников Перризини предложена формула<sup>3</sup>:

$$F = \frac{G}{c} (\alpha + \beta \theta) \cdot 2,3 \lg \frac{T_0 - \theta}{T_1 - \theta} + \beta (T_0 - T_1),$$

<sup>1</sup> Из этого соображения воздушные холодильники иногда даже снабжались регистрами, регулирующими поток воздуха, т. е. скорость охлаждения.

<sup>2</sup> Глууд, Производство кокса, 1931, II, стр. 62.

<sup>3</sup> Ср. Даничек Е. А., О расчете поверхностных холодильников для охлаждения газа, «Кокс и химия», 1938, 2.

где  $F$  — поверхность охлаждения в  $m^2$ ,  
 $G$  — количество газа в час кг,  
 $c$  — коэффициент теплопередачи от газа к воздуху через железную стенку, равный 7,  
 $\alpha$  и  $\beta$  — коэффициенты, равные соответственно 0,6 и 0,06,  
 $t$  — температура воздуха,  
 $T_0$  и  $T_1$  — соответственно температуры входящего и выходящего газа.

В условиях газовых и коксовых заводов искомая поверхность составляет 20—25  $m^2$  на 1000  $m^3$  газа в сутки<sup>1</sup>.

### в) Поверхностные водяные и воздушно-водяные холодильники

Из существующих конструкций поверхностных водяных холодильников наибольшее распространение нашел вертикальный трубчатый аппарат, изображенный на рис. 3. Он представляет собою вертикальный железный цилиндр со множеством 2—3" труб внутри, завальцованных верхними и нижними краями в перфорированные горизонтальные перегородки. Последними аппарат делится по высоте на 3 части, из них нижняя и верхняя — это камеры для холодной и нагретой воды, средняя — собственно холодильник.

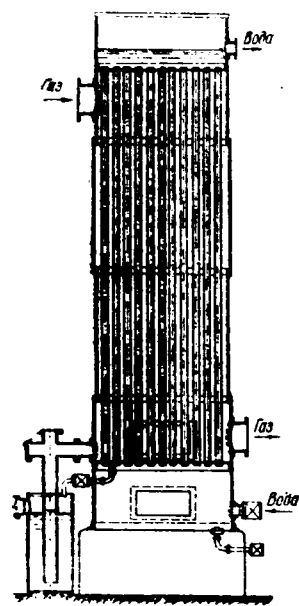


Рис. 3. Вертикальный трубчатый холодильник.

Подлежащий охлаждению газ вводится через верхний боковой штуцер, проходит сверху вниз через межтрубное пространство и снизу отводится. Движение охлаждающей воды противоточное. Она поступает в нижнюю водяную камеру, подымается по трубам вверх, достигает верхней камеры холодильника и нагретая поступает либо в котельную завода для использования, либо на градирню и затем обратно на охлаждение газа.

Преимуществом водяного охлаждения перед воздушным является, во-первых, значительно более интенсивный переход тепла от газа к воде, чем от газа к воздуху (через железо). Вследствие этого

требуется меньшая поверхность охлаждения. Практически ее для газовых и коксовых заводов определяют в 10—15  $m^2$  на 1000  $m^3$  суточной производительности<sup>2</sup> против 20—25  $m^2$  для воздушных холодильников. Кроме того, преимуществом данной конструкции перед предыдущей является возможность создания в

<sup>1</sup> Лоханский, Основы коксования и улавливания побочных продуктов, ОНТИ, 1937, стр. 203.

<sup>2</sup> Там же, стр. 205.

аппарате тех же размеров еще и значительно большей поверхности охлаждения.

Таким образом потребная поверхность охлаждения размещается в меньшем объеме, будучи и сама значительно меньше.

Наконец, третьим преимуществом водяного охлаждения по сравнению с воздушным является то, что эффект действия лишь в малой степени зависит от условий окружающей среды.

С целью лучшего использования воды, а также самой поверхности охлаждения, водяные холодильники часто делятся вертикальными и горизонтальными перегородками на две или несколько

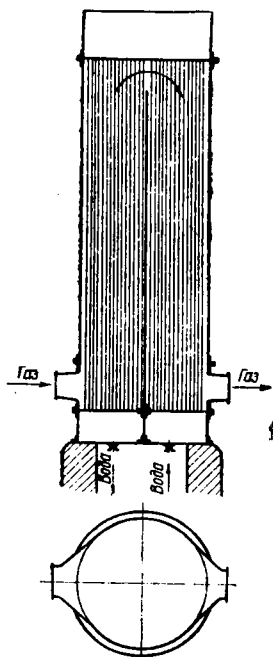


Рис. 4. Трубчатый холодильник с двойным ходом газа.

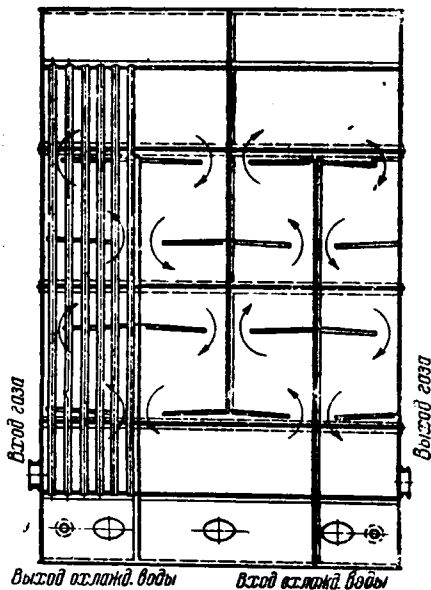


Рис. 5. Трубчатый холодильник Колпенса с продольными и горизонтальными перегородками.

ко частей. Охлаждающая вода поступает в нижнюю часть первой секции, подымается по трубам вверх, переливается в трубы второй секции, вновь подымается по трубам третьей и т. д. Газ течет в противотоке из секции в секцию, причем благодаря перегородкам теснее соприкасается с поверхностью труб, совершает удлиненный путь и движется с большой скоростью, что, в свою очередь, содействует теплопереходу. Как видно из рис. 4 и 5, форма аппарата бывает как круглой, так и прямоугольной.

Расход охлаждающей воды зависит от начальной температуры ее, от температуры (начальной и конечной) охлаждаемого газа, от времени пребывания воды в холодильнике, от конструкции холодильника и т. д. В среднем коксо-газовой практикой установ-

2572  $\frac{19}{59}$

лены цифры в 2—4 л на 1 м<sup>3</sup> газа при разнице температуры газа и вытекающей воды в 4—8°.<sup>1</sup>

Другим типом поверхностного холодильника является горизонтальный трубчатый аппарат, конструкция которого приведена на рис. 6.

В данном случае трубы расположены зигзагообразно с небольшим наклоном. По трубам снизу вверх, а иногда наоборот, течет газ, разделенный на ряд параллельных потоков. Сверху трубы орошаются холодной водой, причем охлаждению способствует еще естественный ток воздуха, почему эти холодильники и называют воздушно-водяными. В противоположность вертикальному типу данная конструкция допускает применение более тонкостенных труб, что более отвечает условиям теплопередачи.

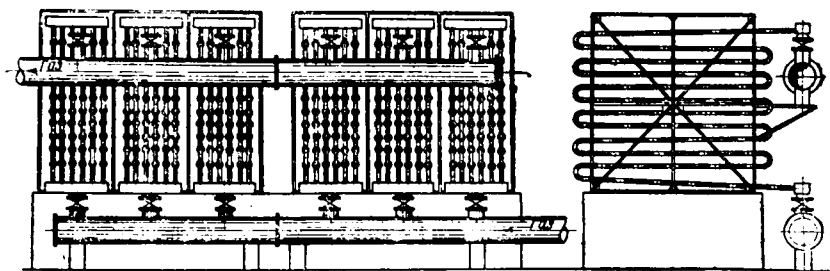


Рис. 6. Воздушно-водяной холодильник.

Эффект действия подобного воздушно-водяного холодильника несколько больше, чем вертикального водяного, потребная поверхность охлаждения примерно на 25% меньше и на столько же примерно меньше расход воды, но стоимость его почти вдвое выше.

Как видно из рис. 6, аппарат разделен на ряд самостоятельных секций, снабженных у входа и выхода газовыми задвижками. Это позволяет выключать, чистить и ремонтировать любую секцию, не прекращая работы всего холодильника. Уклон труб должен обеспечивать легкое стекание конденсатов, отводящихся, как обычно, снизу, через сифоны.

С известной условностью к поверхностным газовым холодильникам относят еще подчас так называемый водо-водяной холодильник Рейтера. Основное отличие его от воздушно-водяного заключается в том, что по горизонтальным трубам течет вода, а газ проходит через межтрубное пространство, причем он еще дополнительно сверху орошается водой. Таким образом этот холодильник является сочетанием поверхностного холодильника с холодильником непосредственного смешения<sup>2</sup>.

Общим достоинством поверхностных холодильников (при сопоставлении их с нижеописываемыми холодильниками непосредствен-

<sup>1</sup> См. подробнее Гаусбранд, Выпаривание, конденсация и охлаждение, 1931, стр. 500.

<sup>2</sup> Недостатком этих холодильников является то, что при загрязненном газе их труднее очищать, ибо трубы легче чистить изнутри, чем снаружи. И. Г.

ного смещения) является то, что конденсирующаяся при охлаждении газа смола не смешивается с охлаждающей водой, благодаря чему смола обводняется лишь за счет влаги, сконденсировавшейся из газа, т. е. не столь значительно, а охлаждающая вода ничем не загрязняется и может совершать круговорот без дополнительных устройств для водоотстоя и пр.

Общим недостатком поверхностных холодильников является менее интенсивный теплопереход через стенку, чем при непосредственном сопротивлении охлаждаемого и охлаждающего агентов, большая громоздкость аппарата, большой расход воды (а стало быть и энергии) и затруднительность чистки труб<sup>1</sup>.

### г) Скрубберы с насадкой

Одним из наиболее распространенных типов холодильников смешения является так называемый насадочный скруббер. Это вертикальный железный цилиндр, заполненный внутри различного рода насадкой и снабженный сверху водораспределительным устройством, снизу — отводом для стекающей смеси теплой воды и конденсатов, сбоку штуцерами для ввода и вывода газа. В схематическом изображении конструкция скруббера показана на рис. 7.

Одним из основных отличий скруббера от других видов холодильников смешения является наличие насадки. Роль ее заключается в равномерном распределении жидкости и газа по сечению аппарата, в создании возможно большей поверхности соприкосновения между ними и в увеличении времени пребывания жидкости в аппарате, т. е. в лучшем ее использовании<sup>2</sup>.

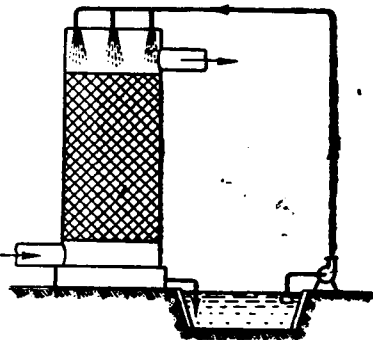


Рис. 7. Скруббер с насадкой.

Существующие виды насадок подразделяются в основном на две группы. К одной относится так называемая бесформенная насадка, к другой — фасонная насадка. Типичные примеры бесформенной насадки — это кокс, гранит, щебенка и т. п. Из разнообразных форм фасонной насадки мы здесь укажем на деревянные рейки и кольца Рашига.

<sup>1</sup> Поверхность охлаждения для этих холодильников находится из уравнения:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{cp}}$$

где  $Q$  — количество тепла, которое должно быть отнято от газа, в кал/час,

$K$  — коэффициент теплопередачи в кал/м<sup>2</sup> · час =  $2 + 10 \sqrt{v_2}$ ;  $v_2$  — скорость газа в м/сек,

$\Delta t_{cp}$  — средняя разность температур между воздухом и водой, И. Г.

<sup>2</sup> Мы говорим не «воду», а более обще — «жидкости», ибо аналогичные скрубберы весьма распространены и для промывки газа различными жидкостями с целью очистки его и извлечения из него ценных химических продуктов. В этой общей форме мы и рассматриваем здесь данный аппарат.

Насадка считается тем лучше, чем:

- 1) больше поверхность, образуемая ею в единице объема,
- 2) больше свободного пространства оставляет она,
- 3) меньше сопротивление, оказываемое проходу газа,
- 4) меньше вес и стоимость ее,
- 5) меньше склонность к засорению,
- 6) больше срок службы.

Лучшей насадкой, отвечающей большинству перечисленных требований, является в условиях коксогазового производства деревянная реечная насадка, и скруббер, заполненный такой насадкой, считается наиболее простым, дешевым и распространенным.

Поскольку скруббер имеет цилиндрическую форму, а рейки располагаются в нем как хорды, деревянная реечная насадка является обычно деревянной хордовой. Рейками служат поставленные на ребро простые нестроганные доски, располагающиеся по сечению скруббера параллельно друг другу и отделяющиеся одна от другой короткими чурбачками. При помощи длинных болтов создается нужная жесткость конструкции. На нижнем ряду насадки располагается второй ряд, на втором — третий и т. д. При этом каждый верхний ряд смещен относительно нижележащего на  $90^\circ$ ,  $45^\circ$  или  $30^\circ$ , чем достигается большая извилистость свободных проходов.

Нижний ряд насадки лежит на балках, опирающихся на приваренное (или приклепанное) к кожуху скруббера кольцо из углового железа; верхние, как отмечалось, покоятся на нижних. Во избежание раздавливания или коробления нижних рядов под тяжестью вышележащих, через каждые 20—30 рядов, образующих ярус, располагаются новые кольца и балки, поддерживающие ряды следующего яруса. Между ярусами остается свободный от насадки промежуток (примерно в 300—400 мм), занятый указанными уголками и балками.

Размеры применяемых реек, так же как и расстояние между ними, — различны. Более или менее часто применяемой является насадка из досок толщиной 10—13 мм при зазорах между досками в 15—25 мм. Ширина доски или, как в данном случае правильнее сказать, высота рейки (поскольку они ставятся на ребро) составляет обычно 100—120 мм.

При сильно запыленном или смолистом газе рекомендуется в нижних рядах делать большие зазоры между рейками (для предотвращения забивания) и уменьшать их по ходу газа вверх, по мере очистки газа.

Скорость газа в насадке скруббера должна быть выше критической: при турбулентности потока повышается коэффициент теплопередачи. Согласно Фокину и Павлову критическая скорость газа в элементах хордовой насадки при расстоянии между рейками в 25 мм равна приблизительно 0,7 м/сек. При других расстояниях ее считают обратно пропорциональной изменению зазоров.

При принятых элементах насадки поверхность орошения в скруббере высчитывается следующим образом.

Пусть  $A$  — сечение скруббера в  $m^2$ ,

$b$  — ширина поставленной на ребро рейки насадки в  $m$ ,

$c$  — расстояние между рейками в  $M$ ,  
 $h$  — высота рейки в  $M$ ,  
 $n$  — число рядов насадки в скруббере.

Тогда, очевидно, в 1  $M^2$  сечения скруббера число реек (в одном ряду) равно:

$$\frac{1}{b+c}$$

Принимая (с некоторой погрешностью), что контактной поверхностью каждой рейки служат ее две вертикальные грани, получаем поверхность одного ряда насадки равной:

$$f_{\text{ряда}} = \frac{2h}{b+c} A,$$

откуда поверхность насадки скруббера:

$$F_{\text{скр}} = \frac{2Ahn}{b+c} M^2.$$

Выражая, наконец, сечение через диаметр ( $A = 0,785 d^2$ ), получаем окончательно, что:

$$F_{\text{скр}} = \frac{1,57 d^2 hn}{b+c} M^2.$$

Если (более точно) учесть еще горизонтальные грани реек, но именно ту их поверхность, которая не служит опорой вышележащего ряда, то:

$$F_{\text{скр}} = \frac{1,57 d^2 \left( h + \frac{c}{b+c} b \right) n}{b+c} M^2.$$

С целью лучшего распределения стекающей жидкости в нижних ребрах реек делаются иногда вырезы, а подчас им придают зубчатообразную форму. С той же целью, путем удлинения зубцов через определенные интервалы, отделяют на 20—30 мм ряд от ряда. Иногда это делается при помощи деревянных брусков. Целесообразность применения брусков вляется, однако, спорной, так как теряется определенный объем скруббера, усложняется укладка насадки, увеличивается сортимент требуемых пиломатериалов.

Небезызвестная насадка системы Цшоке изображена на рис. 8. Скруббер с подобной насадкой представлен на рис. 9, из которого видно также разделение ее по высоте аппарата на отдельные ярусы, лежащие на балках, которые, в свою очередь, опираются на кольца из углового железа. Здесь же видно устройство одного из весьма употребительных оросительных приспособлений (системы Отто).

При применении хордовой насадки требуется строго вертикальная установка скруббера, без чего не будет достигнуто равномерного смачивания всей поверхности, орошение окажется однобоким. Рейки, составляющие насадку, не строгаются, ибо шероховатость их препятствует быстрому стеканию орошающей воды (или дру-



гой жидкости), создавая к тому еще несколько большую поверхность соприкосновения.

Другим применяемым типом насадочного материала являются кольца Рашига. Это короткие, большей частью жестяные, цилиндрики с высотой равной диаметру, засыпаемые в скрубберы в беспорядке и создающие самое иррегулярное направление для движения жидкости и газа. Наиболее употребляемый размер колец Рашига: диаметр 25—50 мм, высота столько же, толщина жестяной стенки около 1 мм. Количество 25-мм колец, размещающихся в 1 м<sup>3</sup> объема скруббера, — свыше 50 тысяч и образуемая ими в том же пространстве поверхность — порядка 200 м<sup>2</sup>. Это значительно превышает поверхность, образуемую хордами, но зато сопротивление проходу газа при насадке из колец Рашига больше. Кроме того, стоимость хордовой насадки меньше, чем кольцевой.

Простейшей, но наименее пригодной и почти вышедшей из употребления, является коксовая насадка, составляемая из кусков величиной 6—8 см и раскладываемая секциями по решеткам. Такая насадка наиболее подвержена явлениям засорения, характеризуется наи-

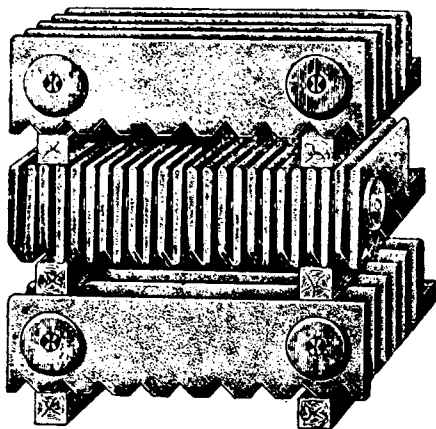


Рис. 8. Насадка Цшоке.

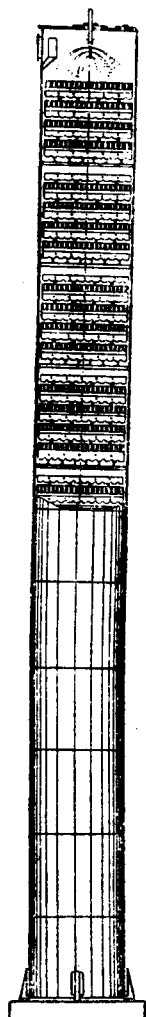


Рис. 9. Хордовый скруббер с разбрызгивателем Отто.

меньшей величиной создаваемой поверхности ( $\sim 40\text{--}45 \text{ м}^2/\text{м}^3$  объема).

Для подсчета последнего служит формула:

$$\Delta p = \frac{f \gamma v^3}{2g},$$

где  $\gamma$  — удельный вес газа в кг/м<sup>3</sup>,

- $v$  — скорость потока в незаполненном насадкой сечении в м/сек,  
 $g$  — ускорение силы тяжести ( $9,81 \text{ м/сек}^2$ ),  
 $\Delta p$  — сопротивление аппарата на 1 м длины в кг/см<sup>2</sup> (или, что то же, в мм Н<sub>2</sub>O),  
 $f$  — коэффициент гидравлического сопротивления, равный для колец Рашига указанных размеров  $\sim 600\text{--}800$ , для кокса указанной величины  $\sim 170^1$ .

Гидравлическое сопротивление деревянной хордовой насадки при действительной скорости газа 1 м/сек (в заполненном сечении) составляет приблизительно 3—4 мм Н<sub>2</sub>O на 1 м высоты насадки. Для других скоростей пересчет сопротивления делается в отношении квадратов скоростей.

При рассматриваемом непосредственном соприкосновении газа с жидкостью получает место некоторое механическое увлечение газовым потоком частиц жидкости. Для возможного предотвращения этого явления верхняя часть скруббера часто снабжается слоем (в 0,5—1 м) неорошаемой насадки, служащей каплеуловителем и располагаемой над оросительным устройством.

Конструкции оросительных приспособлений, применяемых в скрубберах, довольно просты, но разнообразны. От равномерности распределения ими воды (или иной жидкости) по верхней части насадки в значительной степени зависит равномерность смачивания всей прочей насадки и эффект действия.

Один из употребительных типов брызгал — это ряд трубок с полушарием под каждой из них. Вытекающая из отверстия трубки вода ударяется об отражательную поверхность полушария и, разбрызгиваясь мелким фонтаном, распределяется по всему сечению скруббера.

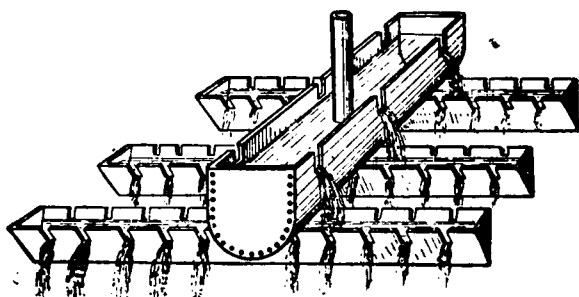


Рис. 10. Корытный распределитель жидкости.

Другим столь же простым оросительным устройством является конструкция, приведенная на рис. 10, — так называемый корытный распределитель. Устройство и действие его не нуждаются в дополнительных пояснениях. Расстояние от корыта до верхнего яруса насадки составляет около 1 м.

<sup>1</sup> Ср. Фокин и Павлов, Методы расчета типовой химической аппаратуры, «КВУЧ», 1932, стр. 107.

Довольно употребителен также и распределитель системы Отто (рис. 11). В основном — это четыре диска, каждый с отверстием в центре. Верхние три — тарелкообразные, нижний — полушаровой. Размер их, так же как и центральных отверстий, от диска к диску уменьшается. Вода, попадая на верхний диск, частично проходит через отверстие вниз ко второму диску, частично же ударяется о глухую поверхность его и разбрызгивается мелкими каплями по большой траектории. То же явление повторяется и в следующих дисках, но радиус полета каплей постепенно уменьшается, четвертый диск орошает лишь только центр<sup>1</sup>.

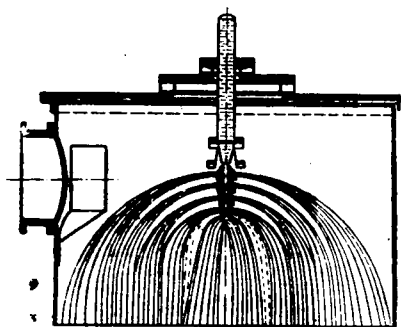


Рис. 11. Брызгалю типа Отто.

Весьма интересен по своей большой пропускной способности и хорошему эффекту действия ороситель в виде так называемого стакана Браузе. Это — цилиндр или полушарие с большим количеством отверстий ( $\varnothing 8-15$  мм), просверленных под разными угла-

ми так, чтобы на каждый участок сечения скруббера приходился определенный пояс отверстий разбрызгивателя. При сравнительно небольшом напоре (порядка 0,4—0,5 ат) одним браузе можно оросить скруббер диаметром свыше 5 м, тогда как брызгал другого типа требуется несколько штук<sup>2</sup>.

Кроме равномерного распределения жидкости по насадке весьма существенно и количество ее, приходящееся на единицу поверхности в единицу времени. Для хордовой насадки расчет ведется по уравнению:

$$V_n = \frac{G_n}{60} : \frac{f_{ряда}}{h} = \frac{G_n (b + c)}{94 a^2},$$

где  $V_n$  — количество жидкости в л/мин · пог. м ребра насадки,

$G_n$  — общее количество жидкости в л/час.

Крайним максимумом считается  $V_n$  порядка 7,5 л/мин · пог. м при расстоянии между рейками в 12,5 мм и около 10 л/мин · пог. м при расстоянии между рейками в 25 мм, когда происходит переполнение скруббера (движение воды струями), связанное с режимом уменьшением конденсирующей и охлаждающей поверхности<sup>3</sup>. Нижним пределом  $V_n$  обычно считается ~ 2 л/мин · пог. м ребра рейки<sup>4</sup>. При меньшей интенсивности орошения часть насадки оста-

<sup>1</sup> Подробное описание деталей этой конструкции, способа регулировки и расчета образующихся фонтанов см. GWF 1925, 50, также Glückauf 1925, 613.

<sup>2</sup> Расчет подобной конструкции см. Химстрой 1933, 14, а также ниже на стр. 47.

<sup>3</sup> Справочник коксохимика, т. 1, ч. 3, ГНТИУ, 1936.

<sup>4</sup> На каждый кв. метр площади сечения скруббера ставят от 2 до 3 брызгалок. И. Г.

нется несмоченной, т. е. не будет участвовать в процессе теплопередачи.

Преимуществом скрубберов, как и вообще холодильников непосредственного соприкосновения газа и жидкости, является (при сопоставлении с поверхностными холодильниками) более интенсивный теплообмен, а стало быть меньший расход воды и энергии, и меньший размер. Основной недостаток — это смешение выделяющихся из газового потока пыли и смол с охлаждаемой водой, что приводит к необходимости установки соответствующих громоздких отстойников, вызывает сильное обводнение и известные потери смолы, требует очистки сточных вод, непосредственный спуск которых в водоемы часто недопустим.

Преимуществом насадочных скрубберов по сравнению с другими холодильниками непосредственного смешения является постоянство величины охлаждающей поверхности и относительно хорошая степень очистки газа от механических примесей (за счет удара о смоченную поверхность насадки). Кроме того, насадочные скрубберы не вызывают особых требований в отношении первоначального равномерного распределения подводимого газа по сечению аппарата, так как сама насадка способствует этому. По той же причине более просто решается вопрос о равномерном распределении орошения — стекание воды по насадке (при правильной установке скруббера) само содействует равномерности распределения орошения по сечению. Насадочный скруббер не требует тонкого распыления воды, благодаря чему потребный напор перед распылителем невелик (0,5—1 ат против ~ 2,5 ат у форсунок в безнасадочных скрубберах). При одинаковых условиях работы насадочный скруббер допускает более высокий нагрев отходящей воды, т. е. меньший ее расход. Но, с другой стороны, наличие насадки вызывает увеличение гидравлического сопротивления аппарата и возможность забивания ее в случае сильно запыленного газа и наличия в нем большого количества высококипящих или легко полимеризирующихся погонов смолы.

Насадочные скрубберы особенно оправдывают себя при отсутствии особых ограничений в отношении потерь давления и при необходимости попутной очистки газа от механических примесей.

Расчет скруббера см. ниже.

#### д) Трехступенчатый скруббер AVG

Конструктивное отличие данного типа скруббера от обычного насадочного скруббера заключается в разделении аппарата по высоте на три самостоятельные секции. Каждая из них снабжена насадкой из колец Рашига (или хордовой насадкой). Верхние две секции служат для охлаждения и очистки газа, нижняя предназначена для подогрева и насыщения воздуха, подаваемого в газогенератор. Это последнее осуществляется за счет частичной утилизации физического тепла, отнятого водой при охлаждении газа.

Газ поступает в скруббер под насадку средней («горячей») ступени, проходит через нее, проходит далее верхнюю («холодную») ступень, охлаждается до требуемой температуры и отводится по-

назначению. Через нижнюю ступень скруббера проходит воздух. Встречая струящуюся навстречу горячую воду, он подогревается, увлажняется и в таком виде направляется в газогенератор.

Орошающая насадку вода имеет в скруббере два замкнутых цикла. Один цикл замыкается через верхнюю ступень скруббера, насос теплой воды, градирню и насос холодной воды. Второй цикл замкнут через среднюю («горячую») ступень скруббера, нижнюю («воздушную») ступень и насос. В горячей ступени вода охлаждает газ, нагреваясь сама; в воздушной ступени нагретая вода подогревает воздух и, частично испаряясь, увлажняет его. Сама при этом охлаждаясь, она поступает далее в насос, который снова подает ее на орошение «горячей» ступени скруббера.

Преимуществом данного типа скруббера является уменьшение количества сбросных вод, что особо важно для газогенераторных установок, работающих на буром угле и торфе. Кроме того, здесь достигается частичное (до 20—25%) использование физического тепла газа и уменьшается расход технологического пара в дутье. Но в условиях одинаковой производительности данный тип скруббера существенно больше других скрубберов (по внешнему обмеру).

В качестве примера можно указать на стекольный завод в Гусе-Хрустальном, где при помощи скрубберов AVG производится охлаждение торфо-генераторного газа, а также подогрев и увлажнение воздуха для дутья. При этом температура газа при входе в горячую ступень порядка  $75^{\circ}$ , при выходе из холодной ступени  $\sim 30^{\circ}$ . Температура воды при поступлении в холодную ступень  $\sim 25^{\circ}$ , при поступлении в горячую ступень  $\sim 45^{\circ}$ , при выходе из горячей ступени  $\sim 60^{\circ}$ , при выходе из воздушной ступени  $\sim 50^{\circ}$ . Температура воздуха на входе в воздушную ступень  $15\text{--}20^{\circ}$ , при выходе  $\sim 50^{\circ}$ . Производительность одного трехступенчатого скруббера диаметром 4,5 м и высотой насадки из колец Рашига (70×70) по 2,5 м в каждой ступени составляет свыше 15 000 м<sup>3</sup> газа/час. На газостанции Уралмашзавода через такой же скруббер, но диаметром 5,5 м, проходит 26 000 м<sup>3</sup> газа/час.

Принятая норма расчета скрубберов данного типа (при аналогичных условиях): газовая нагрузка около 2000 м<sup>3</sup> рабочего газа в 1 час на 1 м<sup>2</sup> поперечного сечения скруббера и поверхность насадки для газовых ступеней — 250—300 м<sup>2</sup> на 1000 н. м<sup>3</sup> газа/час.

### е) Безнасадочные холодильники смешения

Это — полые вертикальные башни, лишенные насадки. Поверхность соприкосновения создается здесь тонким распылением воды, а равномерное распределение газа по сечению — нисходящим направлением или скоростью движения его.

Роль брызгал в данных устройствах весьма ответственна и в значительной степени решает успех. Так как объем капли пропорционален третьей степени радиуса, а поверхность — лишь второй, то всякое дальнейшее деление ее приводит к значительному росту поверхности. Следовательно, чем тоньше эффект действия распылителя, тем больше поверхность соприкосновения воды и газа,

тем компактнее аппарат, тем лучше использование воды. Кроме того, по мере уменьшения размера капли очень быстро уменьшается скорость ее падения. Стало быть, чем тоньше эффект действия распылителя, тем больше время пребывания воды в аппарате, больше время взаимодействия ее с газом, лучше использование ее и выше эффект охлаждения. Однако необходимо иметь в виду и то, что чем выше степень распыливания воды, тем больше расход энергии и тем больше механический унос газовым потоком мелких капелек.

Применяемые в безнасадочных холодильниках распылители — это, главным образом, форсунки-пульверизаторы. Одна из них показана на рис. 12. Вода, проходя через имеющуюся на центральном стержне винтовую нарезку, приобретает сильное вращательное движение, подходит, вращаясь, к узкому выходному отверстию и, выходя из него, сравнительно тонко рассеивается под действием развивающейся при вращении центробежной силы.

Действие подобных распылителей эффективно лишь при подаче воды под давлением в 2,5—3,0 ат. Это, понятно, вызывает повышенный расход энергии. Но зато затрата энергии на проталкивание газа ничтожна, ибо сопротивление ненасаженного скруббера достигает только нескольких мм  $H_2O$ . Чтобы по возможности нейтрализовать явление укрупнения капель воды в аппарате, распылители часто располагают в несколько ярусов, причем форсункам, расположенным в нижней части, придают направление вверх<sup>1</sup>. Явление укрупнения капель воды в аппарате ограничивает его высоту, чего нет у насаженных скрубберов.

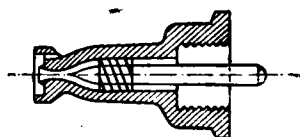


Рис. 12. Форсунка Кертинга.

Газ проходит безнасадочный холодильник не только нисходящим потоком, как это указывалось выше, весьма часто его пропускают в направлении снизу вверх с целью использования преимуществ противотока.

Осаждение пыли из газа и смол при промывке его в условиях отсутствия насадки значительно меньше, чем в насаженных скрубберах, в частности в хордовых, где наличие смоченных шероховатых поверхностей способствует задержанию взвешенных частиц.

Из вышесказанного ясны положительные и отрицательные стороны безнасадочного скруббера. Простота конструкции, незначительное гидравлическое сопротивление и неподверженность забивке пылью или смолой — его преимущества. Его недостатки — известная неопределенность величины охлаждающей поверхности, зависящей от размера капель; необходимость весьма равномерного и тонкого распыления воды; малая степень попутной газоочистки. Объемная тепловая нагрузка пустотелого скруббера обычно меньше, чем у других скрубберов.

Безнасадочные скрубберы нашли преимущественное применение и оправдывают себя в случае существенных ограничений в отно-

<sup>1</sup> Для безотказного действия форсунки требуется очень чистая вода, без муты и взвешенных частиц. И., Г.

шении потерь давления, также при охлаждении газа, содержащего совместно с пылью много тяжелых или легко полимеризирующихся погонев смолы, при отсутствии необходимости в попутной более или менее тщательной очистки газа от взвешенных частиц.

Безнасадочные скрубберы часто устанавливаются для предварительного охлаждения газа (первая ступень процесса охлаждения), но нередко и для охлаждения газа до заданных конечных температур. Роль безнасадочных скрубберов подчас выполняет вертикальная ветвь самого газопровода, снабжаемая форсунками.

Что касается расчета данного типа аппарата, то достаточно удовлетворительно обоснованного в настоящее время не имеется. Попытки расчета, сделанные некоторыми авторами<sup>1</sup>, не могут быть признаны удачными: по существу произвольно принимается диаметр капель (важнейший параметр расчета), произвольно допущено, что укрупнения капель не происходит, с большой условностью определены коэффициенты теплопередачи и диффузии. Поэтому на практике пользуются обычно эмпирическими данными, причем единых норм нет. В качестве примера можно привести следующие нередко принимаемые цифры: доменный газ, перепад температур 250—90°, объемный коэффициент теплопередачи 100 кал/м<sup>3</sup> час °С; генераторный газ, перепад температур 600—90°, объемный коэффициент теплопередачи 125; начальная температура газа 100°, конечная 30°, расчетный параметр 15—20 секунд времени пребывания газа в скруббере. Эти нормы не являются обобщенными для всех случаев и отнюдь не могут рассматриваться как предельные (см. ниже).

Отметим еще в заключение, что расположение газоподводящей и газоотводящей трубы, имеющее значение для всех скрубберов, играет особо существенную роль в безнасадочном скруббере. Подвод газа через горизонтальный боковой штуцер вниз и отвод газа через такой же штуцер вверх могут создать неравномерное распределение газа по сечению и значительные мертвые пространства. Наклонный штуцер, расположенный так, чтобы поток газа ударялся о всдыгающую поверхность в центре сечения скруббера, более способствует равномерности первоначального распределения газа. Еще лучше штуцер, проходящий внутрь аппарата и загибающийся там центрально вниз. Расположение газоотводящего штуцера в центре крышки скруббера создает равномерный отбор газа по сечению. Примерно то же можно получить при боковом штуцере, если оградить его внутри козырьком, направленным снизу вверх.

При большом диаметре скруббера необходимы специальные устройства, как-то: система из нескольких отражательных листов, некоторый слой газораспределяющей насадки и т. п.

### ж) Каскадные и полочные скрубберы

На рис. 13 приведена схема конструкции каскадного скруббера «Лимн». Это — вертикальный железный цилиндр с рядом дисков и тарелок внутри. Диски имеют конусообразную форму и укреплены на внутреннем центральном стержне. Тарелки, выполненные в ви-

<sup>1</sup> См. Кокс и химия 1934, 6.

де кольцевых пластин, расположенных между дисками, прикреплены к внутренней поверхности цилиндра.

Охлаждающая вода вводится в аппарат сверху и, стекая с тарелки на диск, с диска на следующую тарелку и т. д., создает ряд водяных завес. Газ вводится в аппарат снизу через барботер и, многократно изменяя направление и скорость движения, течет в противоток воде, дополнительно ее распыляя.

Положительными качествами скрубберов «Лимн» является почти все то, что выше указывалось для насадочных скрубберов (стр. 25). Хорошая самосмываемость аппарата от отложившихся загрязнений—его дополнительное достоинство.

Недостатки—это увеличенная сложность конструкции при сопоставлении с другими типами скрубберов и малая степень отмывки из газа смол.

По сравнению с насадочными и безнасадочными скрубберами скрубберы «Лимн» получили пока меньшее распространение в промышленности. Их основное предназначение для газов, сильно загрязненных и не очень горячих.

Другим типом тарельчатых скрубберов является так называемый конденсер (или пологный скруббер). Здесь, в вертикальном железном цилиндрическом корпусе, имеется ряд горизонтальных полок, перекрывающих 0,75—0,8 диаметра аппарата. Полки расположены в шах-

матном порядке: одна не доходит до правой стороны, следующая не доходит до левой стороны и т. д. Орошение подается на верхнюю или одновременно на две верхние полки. В некоторых конструкциях все рабочие полки снабжены отверстиями, а их края угольниками (бортики), чтобы переток воды с полки на полку осуществлялся через отверстия полок, а не через их края. Однако это мероприятие не везде оправдало себя и потому в ряде конденсеров не применяется. Расстояние между полками переменное: согласно проектам Гипрококса три нижних расстояния — по 1150 мм, следующие четыре — по 1000 мм и остальные 13 расстояний — по 850 мм. Выше трубопровода подачи воды на скруббер находится слой осушающей хордовой насадки из 6 кругов. Внизу скруббера имеется сборник вытекающей воды, отделенный от газовой части внутренним днищем. При общей высоте аппарата 32 м, диаметре 4,5 м, начальной температуре газа 80° и конечной 30° пропускная способность скруббера ~ 30 тыс. м<sup>3</sup> газа/час.

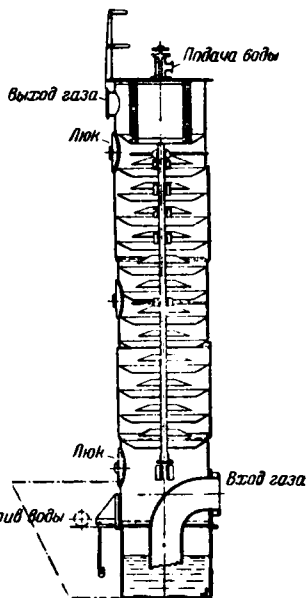


Рис. 13. Холодильник «Лимн».

### з) Прочие скрубберы

Вышеприведенными конструкциями не ограничиваются все применяемые в промышленности типы газоохладителей. Особенное



многообразие можно встретить в доменном деле. В качестве примера упомянем, в заключение, о скруббере Мак-Ки-Фельда. В нижней части скруббера имеются два ротора, производящие механическое разбрызгивание воды. Роторы расположены один над другим и имеют основной рабочей частью систему конических колец разной высоты, скрепленных концентрически на одном валу и погруженных нижней частью в ванну. Вращение роторов осуществляется моторами мощностью по 25 л. с. Скорость вращения 150 оборотов в минуту. Охлаждающая вода стекает сверху скруббера по козырькам в ванны и разбрызгивается роторами веерообразно по сечению аппарата. В верхней части скруббера помещены два яруса насадки из стальных 3½" труб, орошаемые водой из 32 сопел. Над брызгалами находится еще водоотделительная решетка из угольников.

Охладительный и пылеочистительный эффект работы скруббера при данных его размерах зависит от его нагрузки. В среднем цифры таковы: температура газа до скруббера 250°, после скруббера 25°; температура воды соответственно 18 и 40°; удельный расход воды ~ 4 л/м³; запыленность газа 3—4 г/м³ до скруббера и 0,3—0,4 г/м³ после скруббера. Сопротивление скруббера 150—200 мм Н₂О.

Вследствие своей конструктивной сложности и значительного расхода энергии данный тип скруббера нашел лишь весьма ограниченное распространение.

### 3. Тепловой баланс процесса охлаждения

Первой задачей при расчете газового холодильника является определение количества тепла, подлежащего отнятию от охлаждаемой газовой смеси. Решение ее сводится к составлению теплового баланса.

В этом последнем приходо-расходные статьи таковы:

В приходе	кал/час	В расходе	кал/час
Тепло, вносимое в холодильник сухой частью газовой смеси . . . . .	$Q_1$	Тепло, уносимое сухим газом	$Q_1'$
Тепло, вносимое находящимися в газе парами воды, смолы и пр. (включая скрытую теплоту парообразования) . . . . .	$Q_2$	Тепло, уносимое остающимися в газе парами . . . . .	$Q_2'$
Термохимический эффект (если охлаждению сопутствуют химические реакции) . . . . .	$Q_3$	Тепло, уносимое вытекающим конденсатом . . . . .	$Q_3'$
Тепло, вносимое охлаждающей средой . . . . .	$Q_4$	Теплоотдача в окружающее пространство . . . . .	$Q_4'$
		Тепло, забираемое охлаждающей средой (т. е. подлежащее отнятию) . . . . .	$Q_5'$
	$\Sigma Q$		$\Sigma Q'$

При этом, как очевидно,  $\Sigma Q = \Sigma Q'$ .

Рассмотрим для примера какой-нибудь конкретный случай.  
Допустим, что:

Состав газа в объемн. %:

CO <sub>2</sub> . . . . .	7,5	H <sub>2</sub> . . . . .	14,5
O <sub>2</sub> . . . . .	0,2	CH <sub>4</sub> . . . . .	2,4
CO . . . . .	22,7	N <sub>2</sub> . . . . .	52,7
Влагосодержание . . . . .			300 г/н. м <sup>3</sup>
Содержание смол . . . . .			10 г/н. м <sup>3</sup>
Начальная температура . . . . .			200°
Заданная конечная температура . . . . .			25°

Примем еще, что охлаждение производится водой, поступающей в холодильник с температурой 25° и вытекающей из него, нагревшись до 60°. Определим Q<sub>5</sub> и расход воды. Расчет ведем на 1 м<sup>3</sup> газа.

Физическое тепло, вносимое в холодильник сухой частью газовой смеси, определится из уравнения:

$$Q_1 = V_1 \cdot c \cdot t,$$

где V<sub>1</sub> — количество газа (1 н. м<sup>3</sup>/час),

t — температура его (200° в начале и 25° после охлаждения),

c — средняя теплоемкость.

Значение средних теплоемкостей для разных газов и температур приведены в табл. 1 (взято из «Справочника конструктора пе-

Таблица 1

Средние теплоемкости газов (от 0° до t°) при постоянном давлении  
(кал/м<sup>3</sup> · °С)

Температура в °С	Двухатомные газы	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	CH <sub>4</sub>
0	0,311	0,388	0,372	0,436
50	0,311	0,393	0,372	0,450
100	0,311	0,398	0,372	0,463
150	0,311	0,402	0,372	0,477
200	0,312	0,407	0,373	0,490
250	0,312	0,412	0,374	0,503
300	0,312	0,416	0,374	0,517
350	0,312	0,421	0,375	0,530
400	0,313	0,426	0,376	0,544
450	0,313	0,430	0,377	0,557
500	0,314	0,434	0,378	0,570

чей», ОНТИ, 1935). Пользуясь ею, находим, что средняя объемная теплоемкость сухого газа вышеприведенного состава в пределах температур 0°—200° составит:

$$0,075 \cdot 0,407 + (0,002 + 0,227 + 0,145 + 0,527) 0,312 + 0,024 \cdot 0,49 \approx \approx 0,33 \text{ кал/н. м}^3 \cdot \text{°С}.$$

Отсюда

$$Q_1 = 1 \cdot 0,33 \cdot 200 = 66 \text{ кал/час}.$$

Теплосодержание водяных паров, находящихся в газе, складывается из теплосодержания насыщенных паров при температуре, соответствующей точке росы, и теплоты перегрева от этой температуры до заданной.

Согласно табл. 2, где приведено содержание насыщенного водяного пара в газе при разных температурах, содержанию в 1 м<sup>3</sup> газа 300 г пара отвечает температура ~ 67°. Теплосодержание насыщенного пара при этой температуре согласно табл. 3 равно 625 кал/кг.

В нашем случае пар, стало быть, находится в состоянии перегрева на

$$200 - 67 = 133^{\circ}$$

Теплоемкость пара в заданном температурном интервале

$$\frac{0,373 \cdot 22,4}{18} \approx 0,46 \text{ кал/кг.}$$

Теплосодержание 1 кг водяного пара в рассматриваемых условиях:

$$625 + 0,46 \cdot 133 = 686 \text{ кал/кг.}$$

Теплосодержание водяных паров в 1 н. м<sup>3</sup> газа:

$$0,3 \cdot 686 = 206 \text{ кал/м}^3$$

Тепло, вносимое парами смол:

$$1 \cdot 0,01 (0,54 \cdot 200 + 100) = 2 \text{ кал/м}^3,$$

где 0,54 — теплоемкость смолы (кал/кг) и 100 — теплота парообразования<sup>1</sup>.

Полное теплосодержание парообразных компонентов входящей в холодильник влажной газовой смеси:

$$Q_2 = 206 + 2 = 208 \text{ кал/м}^3.$$

Всего газ вносит в холодильник тепла:

$$Q_1 + Q_2 = 66 + 208 = 274 \text{ кал/м}^3.$$

Тепло, уносимое сухим газом из холодильника:

$$Q'_1 = 1 \cdot 0,31 \cdot 25 = 7,7 \text{ кал/м}^3.$$

Он насыщен водяными парами. Количество их при температуре 25° (по табл. 2) 25,84 г/н. м<sup>3</sup>. Теплосодержание (по табл. 3) — 606,6 кал/кг или

$$Q'_2 = 1 \cdot 0,0259 \cdot 606,6 = 15,8 \text{ кал/м}^3.$$

Всего газ уносит из холодильника тепла:

$$7,7 + 15,8 \approx 24 \text{ кал/м}^3.$$

Количество тепла, теряемого газом:

$$274 - 24 = 250 \text{ кал/м}^3.$$

Из этого количества часть уносится конденсатом, выделившимся при охлаждении, часть теряется в окружающую среду. Остальное идет на нагрев охлаждающей воды.

При начальном влагосодержании 300 г/м<sup>3</sup> и конечном ~ 26 г/м<sup>3</sup> количество сконденсировавшейся влаги равно:

$$\frac{1(300 - 26)}{1000} = 0,274 \text{ кг/м}^3.$$

<sup>1</sup> Справочник коксохимика, т. I, ч. 3, ГНТИУ, 1936.

Содержание влаги в насыщенном воздухе (газе)<sup>1</sup>

Температура насыщения, в °С	Содержание влаги в 1 м <sup>3</sup> сухого воздуха при t°, в г	Объем, полученный при насыщении 1 м <sup>3</sup> воздуха (0°), в м <sup>3</sup>	Содержание влаги в 1 м <sup>3</sup> воздуха (0°) при насыщении его при t°, в г	Температура насыщения, в °С	Содержание влаги в 1 м <sup>3</sup> сухого воздуха при t°, в г	Объем, полученный при насыщении 1 м <sup>3</sup> воздуха (0°), в м <sup>3</sup>	Содержание влаги в 1 м <sup>3</sup> воздуха (0°) при насыщении его при t°, в г
0	4,89	1,006	4,92	59	124,1	1,496	185,7
5	6,83	1,027	7,02	60	129,6	1,517	196,7
10	9,39	1,049	9,86	61	135,4	1,539	208,9
15	12,82	1,073	13,35	62	141,3	1,563	220,9
20	17,22	1,098	18,92	63	147,5	1,588	234,2
25	22,93	1,127	25,84	64	153,9	1,614	243,4
30	30,21	1,158	34,99	65	160,5	1,642	263,6
32	33,64	1,172	39,12	66	167,3	1,672	279,8
34	37,46	1,187	44,57	67	174,4	1,704	297,2
36	41,51	1,202	49,89	68	181,8	1,738	315,7
38	46,00	1,219	56,05	69	189,4	1,774	335,9
40	50,91	1,236	62,91	70	197,2	1,813	357,4
41	53,52	1,245	66,64	71	205,3	1,855	380,6
42	56,25	1,255	70,57	72	213,7	1,900	408,7
43	59,09	1,265	74,73	73	222,4	1,948	432,9
44	62,05	1,275	79,12	74	231,3	2,000	462,3
45	65,14	1,286	83,76	75	240,6	2,055	494,4
46	68,36	1,297	88,66	76	250,1	2,116	529,3
47	71,73	1,309	93,85	77	260,0	2,182	567,6
48	75,33	1,321	99,32	78	270,2	2,265	609,5
49	78,86	1,333	105,1	79	280,7	2,336	656,5
50	82,63	1,346	111,2	80	291,6	2,425	706,8
51	86,64	1,360	117,7	81	302,8	2,523	763,4
52	90,66	1,374	124,6	82	314,3	2,632	827,0
53	94,92	1,389	131,9	83	326,2	2,754	898,2
54	99,34	1,405	139,6	84	338,4	2,891	978,6
55	103,9	1,422	147,7	85	351,0	3,049	1070
56	108,7	1,439	156,4	86	364,0	3,227	1175
57	113,6	1,457	165,5	88	391,2	3,678	1439
58	118,8	1,476	175,8	90	420,0	4,342	1810

<sup>1</sup> Тренклер Г. Р., Газогенераторы, ОНГИ, 1933.

Насыщенный водяной пар<sup>1</sup>

Температура в °С	Давление в кг/см <sup>2</sup>	Содержание тепла, в кал/кг		Теплота испарения
		жидкости	пара	
0	0,0062	0	595,0	595,0
5	0,0089	5,0	597,3	592,3
10	0,0125	10,0	599,6	589,6
15	0,0174	15,0	602,0	587,0
20	0,0238	20,0	604,3	584,3
25	0,0323	25,0	606,6	581,6
30	0,0433	30,0	608,9	578,9
35	0,0573	35,0	611,2	576,2
40	0,0752	40,0	613,5	573,5
45	0,0977	45,0	615,7	570,7
50	0,1258	50,0	618,0	568,0
55	0,1605	55,0	620,2	565,2
60	0,2031	60,0	622,5	562,5
65	0,2550	65,0	624,7	559,7
70	0,3177	70,0	626,8	556,8
75	0,393	75,0	629,0	554,0
80	0,483	80,0	631,1	551,2
85	0,590	85,0	633,2	548,2
90	0,715	90,0	635,3	545,3
95	0,862	95,0	637,4	542,4
100	1,033	100,0	639,4	539,4

Количество уносимого ею тепла (при температуре выхода воды 60°):

$$Q_3' = 0,274 \cdot 60 = 16,5 \text{ кал/м}^3.$$

Количество тепла, уносимого сконденсировавшимися парами смол, ничтожно и им пренебрегаем.

Для определения теплоотдачи в окружающую среду необходимо прежде всего знать поверхность охлаждения, т. е. размеры холодильника. Но они определяются лишь последующим расчетом. Поэтому при составлении теплового баланса потерю тепла в окружающее пространство либо вовсе не учитывают (относя эту небольшую по величине статью расхода в запас), либо оценивают ее определенным процентом к общему теплу. Примем для данного расчета потерю тепла во внешнее пространство равной 4% от тепла, вносимого горячим газом. Это составит:

$$Q_4' = 0,04 \cdot 274 \approx 11 \text{ кал.}$$

Общий расход тепла по перечисленным статьям:

$$Q_1' + Q_2' + Q_3' + Q_4' = 7,7 + 15,8 + 16,5 + 11 \approx 51 \text{ кал/м}^3.$$

Тепло, забираемое охлаждающей водой:

$$274 - 51 = 223 \text{ кал/м}^3.$$

<sup>1</sup> По Хютте, Госмашметиздат, 1934, т. I, стр. 673.

Расход воды:

$$\frac{223}{60 - 25} = 6,4 \text{ л/н. м}^3.$$

Общий баланс тепла на 1 н. м<sup>3</sup> газа

В приходе	ккал	В расходе	ккал
Физическое тепло сухого газа при входе в холодильник	66	Физическое тепло сухого газа при выходе из холодильника .	7,7
Тепло паров воды и смол	208	Теплосодержание паров . . .	15,8
Тепло, вносимое охлаждающей водой ( $6,4 \cdot 1 \cdot 25 = 160$ )	160	Тепло, уносимое конденсатом	16,5
		Теплоотдача в окружающее пространство . . . . .	11
		Тепло, уносимое охлаждающей водой ( $6,4 \cdot 1 \cdot 60 = 384$ )	384
	434		435

Балансовая неувязка, получившаяся в результате принятых в расчете округлений, равна  $1,0 \text{ ккал/м}^3$ , или приблизительно  $0,25\%$ .

Приведенный пример отвечает охлаждению генераторного газа, где термохимическая теплота отсутствует. При охлаждении других газов (например коксового) можно было бы учесть и эту статью, но так как она в большинстве случаев весьма мала, то ею часто пренебрегают.

Нередки случаи, когда охлаждение газа должно быть (в данном аппарате) произведено до температуры, лежащей выше точки росы водяных паров. В частности, на газогенераторных станциях нашла распространение система из охладительных стояков, являющихся первой ступенью охлаждения, и насаженных скрубберов, завершающих процесс.

При этом тепловой режим стояков регулируется таким образом, чтобы точка росы в них не была достигнута, но чтобы температура была близка к ней. При этой температуре почти все смоляные фракции находятся в сконденсированном состоянии, наибольшая часть их (80—90%) — в осажденном. Процесс охлаждения происходит, главным образом, за счет испарения охлаждающей воды, сток воды меньший, предотвращена конденсация влаги в коллекторе от стояков к скрубберам. В этих последних производится окончательное охлаждение газа, осушка его, осаждение оставшихся капле- и туманообразных частиц смол, легких масел и известное обеспыливание.

Другой пример — охлаждение газа перед поступлением его на аппараты тонкого смолоосаждения — тейзен, работающий при температуре ввода порядка  $80^\circ$ , и горячий электрофильтр, работающий тоже при температурах выше точки росы.

Принципиальное различие процесса охлаждения до температуры ниже и выше точки росы заключается в том, что в последнем случае происходит не конденсация влаги из газа, а, наоборот, испарение и переход в газовую фазу<sup>1</sup> части охлаждающей воды, за

<sup>1</sup> При охладителях непосредственного соприкосновения.

счет чего и протекает, главным образом, процесс охлаждения. В противоположность предыдущему в этом случае охлаждение газа сопровождается не осушкой его, а увлажнением. Соответственно меняется тепловой баланс.

#### 4. Основные положения к расчету газовых холодильников

При расчете газовых холодильников (как поверхностных, так и непосредственного действия) задача сводится к определению потребной поверхности теплообмена ( $F$ ), после чего легко определяются конструктивные размеры аппарата. Решение задачи дается законом теплоперехода и вытекающей из него расчетной формулой:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t} \frac{\text{кал} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{°C} \cdot \text{час}}{\text{час} \cdot \text{кал} \cdot \text{°C}} = \frac{Q}{K \Delta t} \text{ м}^2.$$

Здесь  $Q$  — количество тепла, подлежащего отпятию от охлаждаемой газовой смеси (в  $\text{кал/час}$ ); оно определяется тепловым расчетом, пример которого дан был выше.  $\Delta t$  — разница температур между газом и охлаждающей водой (в  $\text{°C}$ ). Она, как понятно, не остается постоянной в течение всего процесса теплообмена. Температура газа постепенно понижается, температура воды постепенно растет и разность их в различных поясах аппарата различна. Поэтому в расчет вводят среднюю разность температур, причем эта средняя разность обычно не равна средней арифметической между максимальной и минимальной разностью температур. В этом вопросе руководствуются следующим правилом. Если минимальная разница температур  $\Delta t_1$  больше или равна половине максимальной разницы  $\Delta t_2$ , т. е. при

$$\Delta t_1 \geq \frac{\Delta t_2}{2},$$

то в качестве средней разницы принимается среднее арифметическое значение, и тогда:

$$\Delta t = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2}.$$

Если же  $\Delta t_1 < \frac{\Delta t_2}{2}$ , то принимается средняя логарифмическая разность температур.

В этом последнем случае, зная начальные температуры газа и воды ( $t'_n$  и  $t''_n$ ) и задавшись конечными их температурами ( $t'_k$  и  $t''_k$ ), получаем (при противотоке):

$$\Delta t = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{(t''_n - t'_k) - (t'_n - t''_k)}{2,3 \lg \frac{t''_n - t'_k}{t'_n - t''_k}}.$$

Наконец, третья величина, входящая в вышеприведенное уравнение теплоперехода,  $K$  — это коэффициент теплоперехода, выра-

жающий число калорий, переходящих в 1 час через 1 м<sup>2</sup> поверхности соприкосновения при разнице температур в 1° ( $\frac{\text{кал}}{\text{час} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{°C}}$ ).

Для правильного применения его при расчетах холодильников необходимо прежде всего отчетливо представить себе картину происходящих в процессе явлений.

Основой правильного расчета теплового процесса, протекающего при изменяющемся состоянии теплоносителя, является разбивка его на такие периоды, в течение которых теплоноситель, меняясь с количественной стороны (изменение температуры, скорости и т. п.), остается по характеру своему постоянным (пар, жидкость и пр.). В каждом из этих периодов теплопередача происходит по-своему, каждый из этих периодов характеризуется отличной величиной коэффициента теплопередачи.

В довольно распространенном методе расчета газовых холодильников, принятом и обосновываемом в частности Лоханским<sup>1</sup>, процесс охлаждения делится на три периода:

1. Период охлаждения газа и паров воды от температуры, с которой они поступают в холодильник, до температуры выхода из холодильника.

2. Период конденсации водяных паров.

3. Период охлаждения сконденсировавшихся паров.

Определяя количество тепла, отнимаемого охлаждающей водой в каждом периоде, и принимая коэффициенты теплопередачи в первом периоде, исходя из теплопередачи от газов к воде, во втором периоде — от пара к воде, в третьем периоде — от воды к воде, Лоханский суммирует вычисленные поверхности охлаждения и таким образом определяет общую потребную поверхность.

Погрешность такого метода заключается в произвольности сделанного деления. Действительно, нельзя считать, что раньше газ и водяные пары охлаждаются до температуры выхода их из охладителя, а лишь затем начнется конденсация; точно так же нельзя считать, что раньше весь пар сконденсируется и лишь затем начнется охлаждение конденсата. Конечно, процесс протекает не в такой последовательности.

В методике расчета, описанной Брусиловским<sup>2</sup>, процесс охлаждения газа тоже разбивается на три самостоятельных периода, а именно:

1. Период охлаждения газов и паров до температуры точки росы.

2. Период конденсации водяных паров при постоянной температуре точки росы.

3. Период охлаждения газов и остающихся водяных паров от температуры росы до температуры выхода из холодильника. В этом же периоде выделяется теплота химических реакций.

Коэффициенты теплопередачи для первого и третьего периодов принимаются одинаковыми (теплопереход от газов к воде), а для

<sup>1</sup> Лоханский, Основы коксования и улавливания побочных продуктов. ОНТИ, 1937.

<sup>2</sup> ЖХП, 1935, 11.



второго периода — по теплопереходу от конденсирующихся паров к воде. Далее, как и в предыдущем, определяются необходимые поверхности для каждого периода, суммирующиеся в конце расчета.

При полной справедливости выделения первого периода принципиальная условность предложенной методики заключается в принятии изотермичности процесса конденсации (2-й период) и последующем охлаждении газа без конденсации (3-й период). Фактически оба эти периода — второй и третий — протекают, как очевидно, одновременно и параллельно: по мере охлаждения газа от точки росы до температуры выхода он, оставаясь все время насыщенным, постепенно отдает содержащуюся в нем влагу<sup>1</sup>.

Наиболее правильно делить процесс на два последовательных периода<sup>1</sup>:

1. Период охлаждения газа и содержащихся в нем водяных паров до температуры начала конденсации паров.

2. Период конденсации, проходящий при переменной температуре и параллельном дальнейшем охлаждении газа; другими словами — период окончательного охлаждения газа, сопровождаемый непрерывным выделением влаги.

В течение первого периода отдаваемое газом тепло идет главным образом на испарение воды. Влагосодержание газа увеличивается, температура его снижается, точка росы растет. Так как испаренная вода присоединяется к газу, то теплосодержание его остается примерно постоянным. Количество тепла, отнимаемого от газа на каждый градус понижения его температуры, тоже примерно постоянно.

Во втором периоде процесса охлаждения газа его влагоемкость все время падает и соответственно этому происходит конденсация содержащихся в нем водяных паров. Теплосодержание, влагосодержание и температура газа закономерно снижаются. Газ все время остается насыщенным. Коэффициент теплопередачи в этом периоде на много выше, чем в предыдущем, вследствие конденсации водяных паров, отдающих значительное количество тепла. Количество тепла, отнимаемого от газа на каждый градус понижения его температуры, уже не является примерно постоянным, как это было в первом периоде, при охлаждении ненасыщенного газа. Оно переменное, причем наибольшее количество тепла на каждый градус отнимается непосредственно за точкой росы.

Таким образом характер процесса охлаждения газа резко отличен в обоих периодах, почему их и следует строго различать как при анализе работы холодильников, так и при расчете их.

Ниже мы приводим методику и пример полного технологического расчета наиболее распространенного холодильника непосредственного действия — насаженного скруббера, применяя деление процесса на указанные периоды. Расчет ведем в последовательном порядке, начиная со стадии охлаждения еще ненасыщенного газа. При этом мы пользуемся работами Розебауга<sup>2</sup>, Пейса-

<sup>1</sup> Стабников, *Металлург* 1935, 4.

<sup>2</sup> Chem. Metall. Eng. 1928, 3.

хова и Сосновского<sup>1</sup>, Пейсахова и Черткова<sup>2</sup>, Таганова<sup>3</sup> и др. Методика расчета не лишена некоторых условностей и допущений, но в конечном счете приводит к результатам, оправдывающимся на практике.

### а) Расчет хордового скруббера

Процесс охлаждения газа подразделяется, как отмечалось, на два периода. Первый, считая по направлению движения газа, протекает в нижней части скруббера, где встречаются горячий газ и нагретая (в верхней части) вода. Охлаждение происходит тут, главным образом, за счет испарения охлаждающей воды, нагрев же последней имеет меньшее значение и им пренебрегают. Этот период длится до достижения газом состояния насыщения. Второй период процесса охлаждения протекает в верхней части скруббера, где происходит охлаждение насыщенного водяными парами газа, конденсация паров и нагрев охлаждающей воды.

Тепло, отнимаемое от газа в первом периоде, определяется, как очевидно, выражением:

$$Q_1 = (V_{\text{сух. г}} c_{\text{сух. г}} + G_{\text{в. п}} c_{\text{в. п}}) (t_n - t_x),$$

где  $V_{\text{сух. г}}$  — объем сухого газа в м<sup>3</sup>,  
 $c_{\text{сух. г}}$  — средняя теплоемкость его в кал/н. м<sup>3</sup>,  
 $G_{\text{в. п}}$  — содержание паров воды во всем объеме газа в кг,  
 $t_n$  — начальная температура газа,  
 $t_x$  — температура, при которой заканчивается первый период охлаждения,  
 $c_{\text{в. п}}$  — средняя теплоемкость водяного пара в этом интервале температур.

Тепловой эффект парообразования:

$$Q' = G_v [r + c'_{\text{в. п}} (t_x - t_v)],$$

где  $G_v$  — количество испарившейся воды в кг,  
 $r$  — теплота испарения при температуре  $t_v$  входящей воды в кал/кг.

$c'_{\text{в. п}}$  — средняя теплоемкость водяного пара при температуре  $t_x$ .

При вышеприведенном допущении можно для первого периода принять, что  $Q_1 = Q'$ , т. е.:

$$(V_{\text{сух. г}} c_{\text{сух. г}} + G_{\text{в. п}} c_{\text{в. п}}) (t_n - t_x) = G_v [r + c'_{\text{в. п}} (t_x - t_v)].$$

Отсюда количество испарившейся воды:

$$G_v = \frac{(V_{\text{сух. г}} c_{\text{сух. г}} + G_{\text{в. п}} c_{\text{в. п}}) (t_n - t_x)}{r + c'_{\text{в. п}} (t_x - t_v)} \text{ кг.}$$

В последнем выражении все величины известны за исключением  $t_x$ . Задаваясь различными значениями ее, можно найти такое,

<sup>1</sup> Кокс и химия 1934, 5—6.

<sup>2</sup> ЖХП 1940, 9.

<sup>3</sup> Химическое машиностроение, 1936, 2.

при котором количество испарившейся воды  $G$ , вместе с первоначальным влагосодержанием газа будет отвечать насыщению. Это и будет температура, до которой протекает процесс в первом периоде охлаждения газа.

Коэффициент теплопередачи в первом периоде при заполнении скруббера деревянной насадкой до сих пор обычно принимался согласно Робинзону<sup>1</sup> равным:

$$K_1 = 0,08 v, \text{ кал/час} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{°C},$$

где  $v$ , — скорость газа в  $\text{м}^3/\text{час}$ , приходящаяся на  $1 \text{ м}^2$  сечения скруббера (при действительной температуре).

В последнее время Пейсаховым и Чертковым были обобщены многочисленные данные по охлаждению ненасыщенного газа в насадочных скрубберах. Коэффициент теплопередачи выразился уравнением:

$$K_1 = 6,3v,$$

где  $v$  — средняя скорость газа в насадке в первом периоде охлаждения в  $\text{м/сек}$ ,

$K$  — в  $\text{кал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot \text{°C}$ .

Этот коэффициент мы и принимаем в дальнейшем расчете.

По количеству тепла  $Q_1$ , отнимаемого от газа в первом периоде процесса его охлаждения, по коэффициенту теплопередачи  $K_1$  и по средней разности температур между газом и водой определяется необходимый в этом периоде объем скруббера или поверхности насадки по формуле:

$$V'_{скр} = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} \text{ м}^3;$$

$$F'_{скр} = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_f} \text{ м}^2.$$

Теплообмен во втором периоде процесса охлаждения (между газом, насыщенным водяными парами, и охлаждающей водой) протекает при непрерывной конденсации водяного пара. Коэффициент теплопередачи в этом случае и зависимость его от главнейших факторов выявлены работами Розебауга<sup>3</sup> и графически представлены на рис. 14 и 15. Из первого виден рост коэффициента теплопередачи с увеличением скорости газа и его начальной температуры. Здесь же (справа внизу) показано значение характера потока: при ламинарном движении коэффициент теплопередачи низок, при турбулентном он гораздо выше, причем возрастает пропорционально отношению фактической скорости к критической скорости. На рис. 15 показано влияние количества орошения: вначале коэффициент теплопередачи быстро растет, а затем, достигнув максимума, начинает медленно снижаться. На рис. 16 дается значение критических скоростей при разном расстоянии между рейками насадки.

<sup>1</sup> Ср. Фокин и Павлов, Методы расчета типовой химической аппаратуры, КУБУЧ, 1932, стр. 44.

<sup>2</sup> ЖХП 1940, 9.

<sup>3</sup> Chem. Metall. Eng. 1928, 3, 144.

Тот же коэффициент теплопередачи от насыщенного водяными парами газа к воде может быть определен по эмпирической формуле Таганова<sup>1</sup>:

$$K_2 = (6,2 + 0,503 P_s) (v_0 - 0,094) - 29,2,$$

где  $P_s$  — упругость насыщенного пара при температуре, отвечающей достижению точки росы,

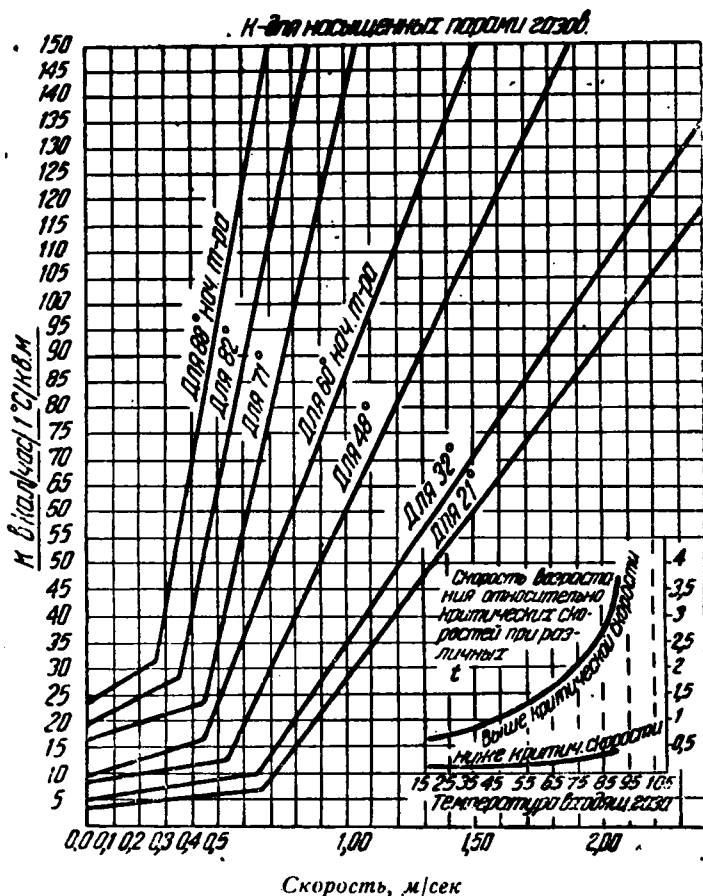


Рис. 14. Зависимость коэффициента теплопередачи от скорости и температуры входящего газа, насыщенного водяными парами.

Справа (сбоку) показатель кратности увеличения  $K$  с ростом  $t$ .

$v_0$  — скорость газа в насадке, считая на сухой газ и нормальные условия.

Определив коэффициент теплопередачи и зная количество тепла, отнимаемого от газа во втором периоде процесса, а также сред-

<sup>1</sup> Химическое машиностроение 1936, 2.

нюю разность температур контактирующих фаз, легко найти необходимую поверхность насадки для этого второго периода по формуле:

$$F_2 = \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2},$$

или, переходя к объему второй части скруббера:

$$V''_{скр} = \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2 f},$$

где  $f$  — поверхность насадки в  $1 \text{ м}^3$  объема скруббера.

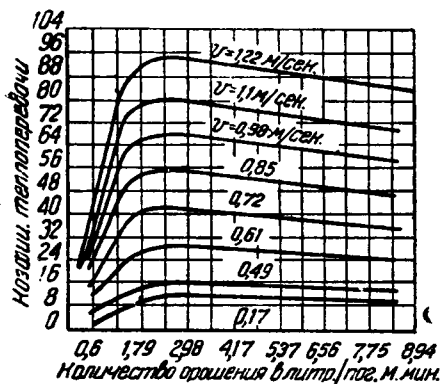


Рис. 15. Влияние количества орошения на коэффициент теплопередачи для разных скоростей газа (при температуре входящего насыщенного газа  $69^\circ$  и выходящего  $15^\circ$ ).



Рис. 16. Значение критических скоростей газа при разном расстоянии между рейками насадки.

Поясним вышесказанное на конкретном примере, причем для сокращения вычислений примем те же условия, для которых выше проводился тепловой баланс. Стало быть, задаваясь еще производительностью аппарата, имеем:

Количество газа $V'_{сух. г}$ . . . . .	40 000 н. $\text{м}^3/\text{час}$
Начальная температура $t_n$ . . . . .	$200^\circ$
Конечная температура $t_k$ . . . . .	$25^\circ$
Влагосодержание $g$ . . . . .	300 г/н. $\text{м}^3$
Смолодержание $g_1$ . . . . .	10 г/н. $\text{м}^3$
Температура поступающей воды $t'_g$ . . . . .	$25^\circ$
Температура вытекающей воды $t''_g$ . . . . .	$60^\circ$
Теплоемкость сухого газа $c_{сух. г}$ . . . . .	0,33
Количество охлаждающей воды $G_в$ . . . . .	6,4 л/н. $\text{м}^3$ или

$$\frac{6,4 \cdot 40\,000}{1000} \approx 250 \text{ м}^3/\text{час}$$

Скруббер снабжен деревянной хордовой насадкой, составленной из реек высотой по 120 мм, толщиной 10 мм. Промежутки между рейками в нижних рядах 25 мм, в средних 20 мм и в верхних 15 мм.

Имея в виду необходимость сочетания надлежащих скоростей газа и воды, принимаем интенсивность орошения  $V_n$  равной для средних рядов 4 л/пог. м в минуту на 1 пог. м орошаемого ребра рейки. Тогда диаметр скруббера согласно уравнению на стр. 24 составит:

$$d = \sqrt{\frac{G_a (b + c)}{94 V_n}} = \sqrt{\frac{250 \cdot 1000 \cdot 0,03}{94 \cdot 4}} \approx 4,5 \text{ м},$$

где  $b$  и  $c$  — соответственно толщина реек и расстояние между ними в м.

При данном диаметре интенсивность орошения верхних рядов насадки составит:

$$V_n = \frac{G_a (b + c)}{94 d^2} = \frac{250 \cdot 1000 \cdot 0,025}{94 \cdot 4,5^2} \approx 3,3 \text{ л/пог. м} \cdot \text{мин}$$

и нижних:

$$\frac{3,3 \cdot 0,035}{0,025} = 4,6 \text{ л/пог. м} \cdot \text{мин},$$

что находится на приемлемом уровне.

Проверяем пригодность такого диаметра с точки зрения скорости газа.

Средняя температура газа в скруббере:

$$t = \frac{200 - 25}{2,3 \lg \frac{200}{25}} \approx 85^\circ.$$

Средний часовой объем влажного газа при этой температуре:

$$V_t = \frac{(V_{сух.г} + V_{в.н}) (T + t)}{T} = 40\,000 \left(1 + \frac{0,3}{0,804}\right) \left(\frac{273 + 85}{273}\right) = 71\,000 \text{ м}^3/\text{час}.$$

Площадь полного сечения скруббера:

$$0,785 \cdot d^2 = 0,785 \cdot 4,5 \cdot 4,5 \approx 16 \text{ м}^2.$$

Живое сечение (в среднем):

$$16 \cdot 0,66 \approx 10 \text{ м}^2.$$

Средняя скорость газа в живом сечении:

$$\frac{71\,000}{3600 \cdot 10} \approx 2 \text{ м/сек},$$

что не выходит за пределы, допускаемые практикой.

Ищем необходимую высоту скруббера при данном его диаметре и раньше всего высоту, необходимую для первого периода процесса охлаждения.

Температура газа к концу первого периода определится из равенства:

$$[(40\,000 \cdot 0,33) + (40\,000 \cdot 0,3 \cdot 0,46)] (200 - t_x) = G_a [584 + 0,46 (t_x - 25)].$$

Методом подбора находим искомую температуру  $t_x = 71,6^\circ$ . Действительно, при этой температуре количество испарившейся воды составит:

$$G_0 = \frac{(40\,000 \cdot 0,33 + 40\,000 \cdot 0,3 \cdot 0,46) (200 - 71,6)}{584 + 0,46 (71,6 - 25)} = 3940 \text{ кг}$$

из которых на 1 н. м<sup>3</sup> газа приходится:

$$\frac{3940 \cdot 1000}{40\,000} = 99 \text{ г/н. м}^3.$$

Общее влагосодержание к концу первого периода составит:

$$300 + 99 = 399 \text{ г/н. м}^3, \text{ или } \sim 400 \text{ г/н. м}^3.$$

По табл. 2 такое содержание влаги насыщает газ именно при принятой температуре. Стало быть, окончанию первого периода охлаждения газа отвечает температура  $71,6^\circ$ , округленно  $71,5^\circ$ .

Средняя температура газа в первом периоде:

$$\frac{200 - 71,5}{2,3 \lg \frac{200}{71,5}} = 125^\circ.$$

Среднее влагосодержание:

$$\frac{400 - 300}{2,3 \lg \frac{400}{300}} \approx 350 \text{ г/н. м}^3.$$

Средний объем протекающего газа:

$$40\,000 \left( 1 + \frac{0,35}{0,804} \right) \left( \frac{273 + 125}{273} \right) = 84\,000 \text{ м}^3/\text{час}.$$

Средняя скорость газа в насадке в первом периоде охлаждения (считая по нижнему ряду ее):

$$\frac{84\,000}{3600 \cdot 16 \cdot \frac{25}{35}} \approx 2 \text{ м/сек}.$$

Средний коэффициент теплопередачи в первой стадии охлаждения газа:

$$K_1 = 6,3 \nu = 6,3 \cdot 2 \approx 13 \text{ кал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$$

Количество тепла отдаваемого газом в первой стадии охлаждения газа:

$$Q_1 = (40\,000 \cdot 0,33 + 40\,000 \cdot 0,3 \cdot 0,46) (200 - 71,5) + 40\,000 \cdot 0,01 [0,54 (200 - 71,5) + 100] \approx 2\,490\,000 \text{ кал/час}^1.$$

Средняя разность температур газа и воды:

$$\begin{array}{ccc} 200^\circ & \longrightarrow & 71,5^\circ \\ 60^\circ & \longleftarrow & 60^\circ \end{array}$$

<sup>1</sup> См. тепловой баланс стр. 32.

$$\Delta t_1 = \frac{(200 - 60) - (71,5 - 60)}{2,3 \lg \frac{200 - 60}{71,5 - 60}} \approx 52^\circ.$$

Необходимая рабочая поверхность нижней части скруббера:

$$F'_{скр} = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} = \frac{249000}{13 \cdot 52} \approx 3700 \text{ м}^2.$$

Коэффициент теплопередачи во втором периоде процесса охлаждения рассчитываем по вышеуказанной эмпирической формуле Таганова:

$$K_2 = (62 + 0,503 P_s) (v_0 - 0,094) - 29,2,$$

где  $P_s$  — упругость насыщенного пара при температуре точки росы, в наших условиях равная (согласно табл. 3)  $0,34 \cdot 760 = 258$  мм рт. ст.,

$v_0$  — скорость газа в насадке, считая на сухой газ при нормальных условиях, в нашем случае равная:

$$\frac{40000}{3600 \cdot 16 \cdot \frac{15}{25}} \approx 1,1 \text{ м/сек.}$$

Отсюда

$$K_2 = (62 + 0,503 \cdot 258) (1,1 - 0,094) - 29,2 \approx 165 \text{ кал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{С}.$$

Для определения средней разности температур газа и жидкости находим раньше всего среднюю температуру газа, исходя из того, что последней должно соответствовать среднее теплосодержание.

Теплосодержание насыщенного водяными парами газа в начале второго периода охлаждения (т. е. при  $t_x = 71,5^\circ$ ):

$$q_1 = Vct + gi = 1 \cdot 0,32 \cdot 71,5 + 0,40 \cdot 627 \approx 270 \text{ кал/н. м}^3,$$

где  $V$  — объем газа,

$c$  — теплоемкость,

$t$  — температура,

$g$  — влагосодержание,

$i$  — теплосодержание пара.

Теплосодержание насыщенного водяными парами газа в конце второго периода охлаждения (т. е. при  $t_{кон} = 25^\circ$ ):

$$q_2 = 1 \cdot 0,32 \cdot 25 + 0,026 \cdot 606 \approx 30 \text{ кал/н. м}^3.$$

Среднее теплосодержание:

$$\frac{270 - 30}{2,3 \lg \frac{270}{30}} = 110 \text{ кал/н. м}^3.$$

Это теплосодержание, согласно графику на рис. 17, отвечает температуре  $55^\circ$ .

Средняя температура воды:

$$\frac{60 - 25}{2,3 \lg \frac{60}{25}} = 40^\circ.$$



Разность средних температур:

$$\Delta t_2 = 55 - 40 = 15^\circ.$$

Количество тепла, передаваемого газом воде во второй период процесса охлаждения, равно всему количеству тепла, отнимаемого от газа водой. Согласно тепловому балансу (стр. 35) оно составляет:

$$435,5 \cdot 40\,000 = 1\,740\,000 \text{ кал/час.}$$

Отсюда поверхность, необходимая для завершения процесса охлаждения газа,

$$F''_{скр} = \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2} = \frac{1\,740\,000}{165 \cdot 15} \approx 7000 \text{ м}^2.$$

Общая поверхность насадки скруббера:

$$F_{скр} = F'_{скр} + F''_{скр} = 3700 + 7000 = 10\,700 \text{ м}^2.$$

При полном сечении скруббера 16 м<sup>2</sup> длина реек в одном круге насадки, считая по верхнему ряду:

$$\frac{16}{0,015 + 0,010} = 640 \text{ пог. м.}$$

Поверхность насадки в одном круге для верхних рядов (имея в виду два боковых ребра каждой доски):

$$2 \cdot 0,12 \cdot 640 = 154 \text{ м}^2.$$

То же для средних рядов:

$$154 \cdot \frac{15 + 10}{20 + 10} = 128 \text{ м}^2.$$

То же для нижних рядов:

$$154 \cdot \frac{15 + 10}{25 + 10} = 110 \text{ м}^2.$$

Число рядов насадки, считая по поверхности средних рядов:

$$\frac{10\,700}{128} \approx 84.$$

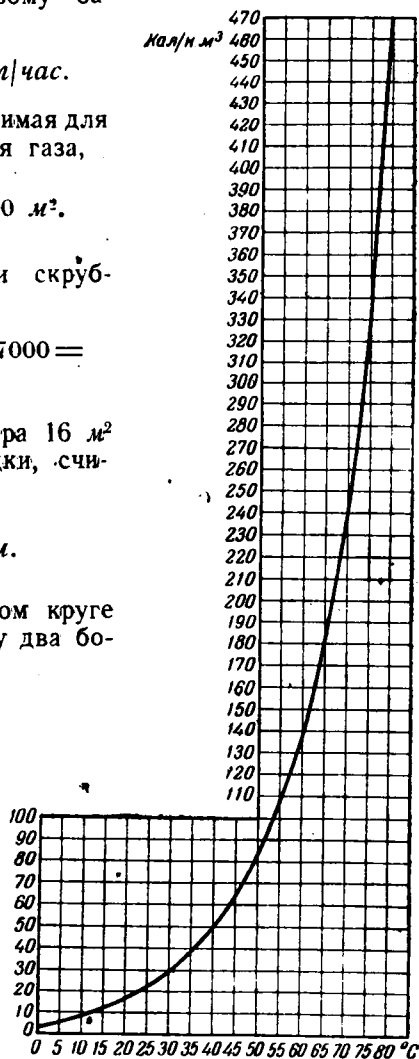


Рис. 17. Теплосодержание газа, насыщенного водяным паром при разных температурах (кал/н. м<sup>3</sup>).

Разбиваем насадку на 4 яруса по 21 ряд в каждом. Поверхность насадки составит соответственно по ярусам:

$$\begin{array}{ll} 21 \cdot 154 = 3240 \text{ м}^2 & 21 \cdot 128 = 2680 \text{ м}^2 \\ 21 \cdot 128 = 2680 \text{ м}^2 & 21 \cdot 110 = 2310 \text{ м}^2 \end{array}$$

Всего 10 910.

Суммарная высота всех реек насадки:

$$\frac{4 \cdot 21 \cdot 120}{100} \approx 10 \text{ м.}$$

Учитывая сверху свободное пространство и штуцер для выхода газа, затем, пониже, 7—8 кругов осушающей насадки, далее — установку брызгала, затем расстояние между рядами насадки и при лаза между ярусами, а также пространство внизу для входа газа и стока воды, получаем, что общая высота аппарата составит величину порядка 20 м.

### б) Расчет оросительного устройства в скруббере

Из многочисленных устройств для распределения воды, подаваемой в скруббер, выше отмечалось полушаровое брызгало системы Браузе как конструктивно простое, характеризующееся большой производительностью и требующее небольшого напора воды. Кроме того, оно легко очищается от загрязнений и может быть сравнительно легко рассчитано.

Метод расчета иллюстрируется ниже на конкретном примере. Исходные данные берем из предыдущего расчета, а именно:

Диаметр скруббера	4,5 м
Количество воды	250 м <sup>3</sup> /час

Дополнительно принимаем:

Напор воды в брызгале	5 м Н <sub>2</sub> O
Диаметр отверстий в брызгале	10 мм
Расстояние брызгала от верхнего ряда насадки	800 мм

Скорость истечения воды из отверстия брызгала:

$$v = \mu \sqrt{2gh}.$$

При коэффициенте истечения  $\mu = 0,82$ , ускорении силы тяжести 9,81 и напоре воды  $h = 5 \text{ м Н}_2\text{O}$  скорость истечения составит:

$$v = 0,82 \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 5} = 8,1 \text{ м/сек.}$$

Общее число отверстий в брызгале:

$$n = \frac{G_0}{3600 \cdot 0,785 \left(d \cdot 10^{-3}\right)^2 v} = \frac{250}{3600 \cdot 0,785 \left(10 \cdot 10^{-3}\right)^2 \cdot 8,1} = 110,$$

где  $G_0$  — расход воды в м<sup>3</sup>/час,

$d$  — диаметр отверстия в мм,

$v$  — скорость истечения воды в м/сек.

Разбиваем поперечное сечение скруббера на 5 поясов равной ширины. При диаметре скруббера 4,5 м последняя составит:

$$m = \frac{4500}{2 \cdot 5} = 450 \text{ мм.}$$

Одно отверстие в центре брызгала, вертикально по оси скруббера. Остальные  $110 - 1 = 109$  отверстий должны быть распределены на  $5 - 1 = 4$  ряда. Количество отверстий в каждом ряду пропорционально радиусу орошения согласно равенству:

$$s + 2s + 3s + 4s = 109.$$

Отсюда

$$s = \frac{109}{10} = 10,9.$$

Число отверстий в каждом ряду брызгала будет:

$$\begin{aligned} \text{в 1-м:} & \quad 10,9 \sim 11 \text{ отв.} \\ \text{во 2-м:} & \quad 2 \cdot 10,9 = 21,8 \sim 22 \text{ отв.} \\ \text{в 3-м:} & \quad 3 \cdot 10,9 = 32,7 \sim 33 \text{ отв.} \\ \text{в 4-м:} & \quad 4 \cdot 10,9 = 43,6 \sim 43 \text{ отв.} \end{aligned}$$

Всего отверстий 109, а вместе с центральным 110.

Из уравнения траектории тела, брошенного под углом  $\alpha$  к горизонту

$$y = x \operatorname{tg} \alpha - \frac{gx^2}{2v^2} (1 + \operatorname{tg}^2 \alpha),$$

где  $y$  — расстояние от центра брызгала до верхнего уровня насадки, а  $x$  — расстояние точки падения струи от оси скруббера, — определяем угол наклона осей каждого ряда отверстий по отношению к горизонтальной плоскости.

Для первого ряда имеем:

$$\begin{aligned} -0,8 = 0,45 \operatorname{tg} \alpha - \frac{9,81 \cdot 0,45^2}{2 \cdot 8,1^2} (1 + \operatorname{tg}^2 \alpha) = 0,45 \operatorname{tg} \alpha - 0,015 - \\ - 0,015 \operatorname{tg}^2 \alpha, \end{aligned}$$

или

$$0,015 \operatorname{tg}^2 \alpha - 0,45 \operatorname{tg} \alpha - 0,785 = 0$$

$$\operatorname{tg}^2 \alpha - 30 \operatorname{tg} \alpha - 52 = 0$$

$$\operatorname{tg} \alpha = 15 \pm \sqrt{15^2 + 52} = 15 \pm 16,64 = -1,64.$$

Отсюда  $\alpha = 59^\circ$ .

Аналогичным образом определяют углы наклона осей отверстий в следующих рядах, имея в виду, что  $x$  последовательно равен  $m$ ,  $2m$ ,  $3m$  и т. д.

[1. На заводе McKeesport (The National Tube Co. Пенсильвания США) для очистки и охлаждения доменного газа установлено 4 безнасадочных скруббера-дождевика системы Штейнбарта. Основные размеры и характеристика таковы<sup>1</sup>:

<sup>1</sup> Fred Clements, Blast Furnace Practice, London 1929, III, 165.

Диаметр . . . . .	3,6 м
Полезная высота . . . . .	14,0 "
Полная высота . . . . .	22,0 "
Полезный объем . . . . .	140,0 м <sup>3</sup>
Производительность . . . . .	45 000 н. м <sup>3</sup> газа/час
Температура входящего в скруббер газа . . . . .	110°
Плотность орошения на 1 м <sup>2</sup> сечения, . . . . .	3,6 л/сек
Температура входящей воды . . . . .	20°
Температура выходящей воды . . . . .	50°
Температура выходящего газа . . . . .	25°
Средняя скорость газа при температуре 85° . . . . .	1,65 м/сек
Средняя скорость газа при температуре 30° . . . . .	1,36 м/сек
На 1 м <sup>3</sup> полезного объема приходится . . . . .	320 н. м <sup>3</sup> газа/час

2. У доменной печи Trumbull Cliffs в Варене (США) установлен скруббер (с рейками) типа Brassert следующих размеров и характеристики.

Производительность . . . . .	100 000 н м <sup>3</sup> газа/час
Температура входящего газа . . . . .	185°
Температура уходящего газа . . . . .	22°
Размеры:	
диаметр . . . . .	4,5 м
высота . . . . .	20 "
-общий объем . . . . .	320 м <sup>3</sup>
На 1 м <sup>3</sup> объема приходится . . . . .	310 м <sup>3</sup> газа/час
Расход воды на орошение . . . . .	275 000 л/час
Расход воды на 1 м <sup>2</sup> /сек . . . . .	5 л/сек · м <sup>2</sup>
Температура входящей воды . . . . .	13°
Температура уходящей воды . . . . .	23°

3. В одном доменном цехе (в Европе) установлен насадочный скруббер следующей характеристики:

Производительность . . . . .	50 000 н.м <sup>3</sup> газа/час
Температура входящего газа . . . . .	180°
Температура выходящего газа . . . . .	21°
Паров воды . . . . .	72 г/м <sup>3</sup>
Размеры:	
диаметр . . . . .	4,2 м
высота . . . . .	19,2 "
Общий объем . . . . .	265 м <sup>3</sup>
На 1 м <sup>3</sup> объема приходится . . . . .	190 м <sup>3</sup> газа/час
Расход воды на орошение . . . . .	2700 до 3850 л/мин
Расход воды на 1 м <sup>2</sup> /сек . . . . .	3,1—4,5 л/сек · м <sup>2</sup>
Температура входящей воды . . . . .	18°
Температура уходящей воды . . . . .	22°

Американская практика выработала следующие типы хордовых (речных) насадок и минимальные и максимальные нормы для их орошения (табл. 4).

В безнасадочных скрубберах при хорошем (мелком) распылении поверхность распыленной в 1 м<sup>3</sup> воды должна быть больше смачиваемой поверхности 1 м<sup>3</sup> хордовой насадки, так как чем меньше капля, тем меньше скорость ее движения и тем больше распыленной воды присутствует в 1 м<sup>3</sup> объема скруббера.

## Нормы для орошения хордовых насадок

Расстояние между рейками в мм	Свободная площадь сечения в % ко всему сечению	Общее кол. лог. ж. смачиваемой бок. поверхн. на 1 м <sup>2</sup> верхн. ряда сечения скруббера	Смачиваемая бок. поверхн. реек в м <sup>2</sup> на 1 м <sup>2</sup> насадки	Число лог. ж. реек в верхн. ряду в 1 м <sup>2</sup> сечения	Количество л/мин на 1 лог. ж.	
					мин.	макс.
Рейки a=12,5 мм b=145 мм						
12,5	50	80	80	40	5,2	15,6
20,0	60	64	64	32	5,2	15,6
25,0	66,6	54	54	27	5,2	15,6
Рейки a=20,5 мм b=145 мм						
12,5	38,0	64	64	32	5,2	15,6
20,0	50,0	50	50	25	5,2	15,6
25,0	55,1	44	44	22	5,2	15,6

Поверхность и объем шаровидных капель разных размеров таковы:

Диаметр капли в целых числах.	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Поверхность в кв. единицах.	12,6	23,27	50,2	78,5	113,0	153,9	201,0	254,5	314,16
Объем в куб. единицах . . .	4,2	14,1	33,5	65,4	113,0	179,61	268,1	381,8	523,6

Поверхности, образуемые 1 л распыленной воды при разных диаметрах капель, таковы:

Диаметр капли в мм	0,2	0,3	0,5	0,7	1,0	2,0	3,0	4,0	5,0
Поверхности капель из 1 л воды в м <sup>2</sup> ~	30,0	16,5	12,0	9,0	6,0	3,0	1,65	1,5	1,2

Беря как максимум поверхность 1 м<sup>3</sup> хордовой насадки в 80 м<sup>2</sup>, мы получаем, что для хорошего функционирования безнасадочного скруббера в 1 м<sup>3</sup> объема последнего должна находиться по крайней мере равновеликая поверхность распыленной воды, т. е. скорость движения капли и количество распыляемой воды должны быть выбраны таким образом, чтобы дать примерно такую же поверхность на 1 м<sup>3</sup> объема.

В табл. 5 дан расход распыляемой воды на 1 м<sup>2</sup> сечения безнасадочного скруббера, в зависимости от скорости падения капли и ее диаметра.

Таблица 5

Количество распыляемой в секунду воды, приходящейся на 1 м<sup>2</sup> сечения скруббера в л в секунду

Скорость падения капли в м/сек	Диаметр капли в мм				
	0,2	0,3	0,5	0,7	1,0
1,0	2,7	4,8	6,5	9,0	13,2
1,25	3,35	6,0	8,0	11,2	15,0
1,50	4,00	7,2	9,5	13,4	—
1,75	4,70	8,4	11,5	16,0	—
2,0	5,4	9,6	13	—	—
2,25	6,0	10,8	14,5	—	—
2,50	6,7	12,0	16,0	—	—
2,75	7,4	13,2	—	—	—
3,0	8,1	14,4	—	—	—

И. Г. 1]

<sup>1</sup> Текст, заключенный в квадратные скобки, составлен И. М. Гурфинкелем.

## РАЗДЕЛ III

### ОСУШКА ГАЗА И ЕГО УВЛАЖНЕНИЕ

#### 1. Цель осушки

При охлаждении газа в холодильниках любого рода наступает со временем точка росы газа, т. е. такая температура, при которой газ насыщен влагой. По мере дальнейшего понижения температуры соответствующее количество водяных паров конденсируется: в газе остается столько их, сколько может насытить газ при данной температуре. При температуре, например  $40^{\circ}$ , влагосодержание 1 н. м<sup>3</sup> насыщенного газа составляет 62,9 г; при доохлаждении до  $20^{\circ}$  в газе остается 18,9 г/м<sup>3</sup> паров и т. д. (табл. 2). Таким образом охлаждение газа сопровождается его осушкой.

Но степень осушки, достигаемая при обычно применяемом охлаждении газа водой, не всегда удовлетворяет предъявляемым требованиям; другими словами, наличие даже того сравнительно небольшого количества водяных паров, которые содержит газ, охлажденный до  $15-25^{\circ}$ , бывает подчас весьма неблагоприятно. Отсюда вытекает вопрос о дополнительной тонкой осушке газа. Его чаще всего выдвигает транспорт газа: в газопроводе, в результате потерь тепла в окружающую среду, происходит дальнейшее охлаждение газа, а стало быть и выпадение новых количеств конденсирующихся водяных паров. Чем ниже температура атмосферы, чем дальше транспорт газа и разветвленное газовая сеть, тем неприятнее сказывается это явление: требуется не только наличие того или иного количества конденсационных «сифонов», с соответствующим наблюдением за ними и периодической их откачкой (что довольно существенно отражается на стоимости газа<sup>1</sup>), но не исключается возможность сужения или даже местной закупорки газопровода, особенно зимой, когда вода замерзает, оседая на холодных стенках трубы. О количестве же выпадающей влаги может дать наглядное представление хотя бы следующий пример: если объем транспортируемого газа 50 тыс. м<sup>3</sup>/час, температура его по выходе из аппаратуры газового завода  $15^{\circ}$ , а на определенном расстоянии по протяжению газопровода, положим,  $5^{\circ}$ , то за сутки выделится воды:

$$\frac{(13,35 - 7,02) \cdot 50\,000 \cdot 24}{1\,000 \cdot 1\,000} = 7,5 \text{ т.}$$

Тонкая газоосушка желательна еще и потому, что влага способствует разъеданию и изнашиванию газопровода, сокращая его

<sup>1</sup> Gas Journal 1931, III, 25; Кокс и каменья 1934, 10.

амортизационный срок, что особенно сказывается при наличии в газе даже незначительных количеств сернистых соединений, цианистых и т. п. Наоборот, в отсутствие влаги сероводород, циан, кислород не проявляют корродирующего действия на железо.

Наконец при транспорте осушенного газа газопровод может быть проложен на меньшей глубине, чем сокращается объем земляных работ и соответственно снижаются капитальные затраты.

О преимуществах тонко осушенного городского газа можно судить в частности по сообщению Андерсона<sup>1</sup>. Согласно ему в 1926 г. в Англии была поставлена первая установка по осушке газа, а менее чем через 10 лет их стало уже более ста. Значительное количество таких установок сооружено и в других странах.

## 2. Методы тонкой осушки газа

Под тонкой осушкой газа понимается уменьшение влагосодержания его до такой величины, при которой точка росы газа на несколько градусов ниже наиболее низкой возможной в сети температуры. Это на практике достигается тремя способами. Первый — абсорбция или поглощение водяных паров гигроскопическими жидкостями с последующей выпаркой поглощенной воды. Второй — адсорбция или сгущение паров воды на сильно развитой поверхности твердых контактов, регенерируемых последующим прогреванием. И, наконец, третий — усиленное охлаждение газа, непосредственное или в сочетании со сжатием.

### а) Осушка газа гигроскопическими жидкостями

В качестве жидких дегидраторов применяются: водный раствор хлористого кальция, глицерин и могла бы применяться серная кислота. Чем концентрированнее раствор, тем больше разница упругостей паров в газе и над жидкостью, тем дальше равновесие, тем интенсивнее протекает процесс осушки.

Из перечисленных жидкостей — осушителей наибольшее распространение получил раствор хлористого кальция: он дешев, допускает применение высокой концентрации без опасения выкристаллизовывания соли и дает высокий эффект дегидратации.

Осушка газа при помощи хлористого кальция производится в насаженных скрубберах, куда снизу поступает газ, а сверху 35—40%-ный раствор  $\text{CaCl}_2$ . Так как процесс поглощения влаги экзотермичен, то при теоретически необходимом орошении газа температура значительно повышается, что снижает степень осушки. Ввиду этого в круговороте находится избыток жидкости, именно такой, чтобы на кубометр газа приходилось 1—2 л раствора. В этих условиях повышение температуры последнего составляет в среднем 4—6°.

Вытекающий из скруббера раствор поступает в сборный резервуар, из которого от 3 до 10% общего количества его отводится

<sup>1</sup> Жюко и химия 1937, 1, 64.



в испаритель для выпарки воды, поглощенной из газа. Испаритель — это оросительная трубчатка. В ней по чугунным трубам проходит отработанный пар, отдающий свое тепло раствору, который поступает через верхний распределительный жолоб и омывает внешнюю поверхность труб. Вытекающий из испарителя сконденсированный раствор возвращается в сборник, присоединяясь к остальной массе жидкости. Скорость выпарки регулируется таким образом, чтобы общая концентрация абсорбента оставалась постоянной.

Далее идет охлаждение жидкости в орошаемом водой трубчатом холодильнике и затем она вновь поступает в скруббер-дегидрататор<sup>1</sup>.

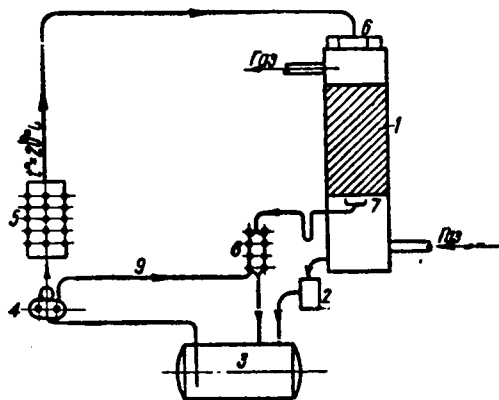


Рис. 18. Схема хлоркальциевой газоосушительной установки:

1—скруббер ( $H = 20$ ,  $D = 2,4$  м, насадка из реек размером  $12,5 \times 80$  мм), 2—гидравлический затвор, 3—сборник для раствора хлористого кальция плотностью  $38^\circ \text{Bé}$ , 4—насос Вартингтона ( $5 \text{ м}^3/\text{час}$ ), 5—оросительный трубчатый холодильник для раствора  $\text{CaCl}_2$  (120 труб  $\varnothing 50$  мм,  $l = 5$  м, количество раствора  $0,75 \text{ л}/\text{м}^3$  газа), 6—12 дюз, 7—полка для вывода части раствора, 8—трубчатый испаритель для раствора (24 трубы  $\varnothing 50$  мм,  $l = 5$  м), 9—паропровод отработанного пара от насоса к испарителю.

Достижимая степень дегидратации такова, что точка росы газа снижается на  $14\text{—}15^\circ$ .

На рис. 18 изображена схема одной из заграничных газоосушительных установок и размеры аппаратов при производительности  $12 \text{ тыс. м}^3$  в час<sup>3</sup>.

Как отмечалось, помимо хлоркальциевого раствора применяют для целей осушки газа также глицерин. Подобные установки работают, например, на газовом заводе в Кольвине, Илькстоне и некоторых других местах. Промывка газа ведется в «стандарт-вешерах», куда в противоток газу подается  $70\text{—}75\%$ -ный глицериновый

При указанном охлаждении жидкости надо образоваться с тем, чем холоднее раствор, тем эффективнее осушка газа, но тем меньше растворимость хлористого кальция и тем скорее может начаться выкристаллизовывание соли.

Расходные коэффициенты этого процесса согласно Андерсону<sup>2</sup> составляют на  $1000 \text{ м}^3$  газа в среднем: по охлаждающей воде  $560 \text{ л}$ , по пару —  $48 \text{ кг}$ , по хлористому кальцию — от  $0,016$  до  $0,24 \text{ кг}$  в зависимости от того, насколько свободен газ от аммиака (поскольку от действия его и содержащейся в газе углекислоты происходит осаждение карбоната кальция).

<sup>1</sup> Или во вращающийся промыватель.

<sup>2</sup> Кокс и химия 1937, 1.

<sup>3</sup> Кокс и химия 1936, 11.

раствор. Осушив газ до точки росы 0—5° и разбавившись сам до 40—50%, этот раствор направляется на вакуум-выпарку, восстанавливает там свою прежнюю концентрацию и возвращается в газопромыватель.

Вследствие своей относительной дороговизны и значительной вязкости глицерина как дегидрататор получил довольно ограниченное применение.

Наконец, почти не получил никакого применения третий из выше-названных осушителей—серная кислота. Хотя при 60° Вё она жадно поглощает пары воды, но эта ее способность быстро слабеет, регенерация не окупается, эксплуатация процесса затруднена и вызывает опасения разъедания труб и газовой аппаратуры.

### б) Адсорбция водяных паров силикагелем

Силикагель, или частично обезвоженный студень кремневой кислоты, является важнейшим представителем ряда гидрофильных адсорбентов, получивших большое применение в сорбционной технике. Это — стеклообразная масса, пронизанная во всех направлениях мельчайшими порами, создающими огромную поверхность контакта.

Степень извлечения влаги из газа зависит от физических свойств данного геля, количества его, степени насыщения газа и температуры. Влияние последнего фактора, при соотношении 124 г силикагеля на 1 м<sup>3</sup> насыщенного парами воды газа, может быть иллюстрировано следующими цифрами:

При температуре 27°	степень адсорбции паров	H <sub>2</sub> O	92,6%			
”	”	29°	”	H <sub>2</sub> O	86,6%	
”	”	32°	”	”	H <sub>2</sub> O	82,0%
”	”	35°	”	”	H <sub>2</sub> O	78,6%
”	”	38°	”	”	H <sub>2</sub> O	72,5%

По практическим данным американской фирмы «Силикагель» для осушения газа, насыщенного парами воды при 27°, до точки росы минус 1° требуется около 70 г силикагеля на 1 м<sup>3</sup> суточной производительности. Регенерация силикагеля производится путем отключения адсорбера от потока газа и его горячей продувки.

Повышенные расходы по заготовке силикагеля при данном способе осушки газа окупаются меньшими эксплуатационными расходами, чем при мокрых способах, требующих значительного расхода тепла на выпарку обводненных растворов.

### в) Дегидратация газа путем усиленного охлаждения его

Данный метод осушки газа заключается в охлаждении газа водой, температуру которой доводят примерно до 0° компрессорным или адсорбционным способом.

Схема установки по первому способу приведена на рис. 19. Газообразный аммиак сжимается в компрессоре А, проходит да-

лее через маслоотделитель *B* и поступает в поверхностный холодильник *C*, где в результате действий сжатия и охлаждения переходит в жидкое состояние. Из холодильника *C* жидкий аммиак вытекает в приемный ресивер *E* и направляется в расширительный вентиль *F*. Снижение давления вызывает обратное превращение аммиака в газообразное состояние, что сопровождается значительным поглощением тепла. Это тепло отнимается в теплообменнике *G* от воды, которая при этом охлаждается до нужной температуры.

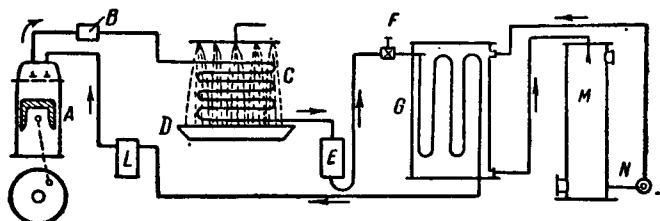


Рис. 19. Схема установки газоосушки по методу охлаждения.

Холодная вода охлаждает газ в скруббере *M* и таким образом осуществляет требуемую осушку. Отсюда охлажденный и осушенный газ поступает в газовую сеть, а подогретая вода идет в новый цикл круговорота — в теплообменник *G*.

Наконец, газообразный аммиак из теплообменника *G* проходит каплеуловитель *L* и возвращается в аммиачный компрессор *A*, чтобы, в свою очередь, начать новый цикл.

При абсорбционном способе получения холода пары аммиака поглощаются водой; аммиачная вода под давлением подается насосом в отгонный аппарат, работающий большей частью на отбросном тепле. Вновь образовавшиеся пары аммиака проходят влагоотделитель и ожижаются при охлаждении. Далее, как и в предыдущем случае, жидкий аммиак направляется к расширительному вентилю.

Выделение влаги из газа может быть достигнуто также путем сжатия самого газа с охлаждением его и последующим расширением. Сжатие соответственно уменьшает объем газа, что способствует выпадению части водяных паров. Препятствующее этому повышение температуры при сжатии устраняется охлаждением газа, а последующее расширение газа, сопровождающееся поглощением тепла, приводит к окончательной осушке его до требуемой точки росы.

Большой расход энергии на компримирование газа (если компримирование не вызывается другими причинами) делает этот способ газоосушки, вообще говоря, неэкономичным<sup>1</sup>.

<sup>1</sup> Данный способ приемлем при необходимости значительной компрессии газа (дальние газопроводы). В этом случае газ сжимают до давления, несколько превышающего потребное давление, охлаждают (выпадает влага) и дают слегка расшириться (понижается точка росы). Расширение не должно быть доведено до охлаждения газа ниже 0°, ибо в последнем случае появляется опасность замерзания выпадающей воды и возникновения связанных с этим неполадок в газовой аппаратуре (регуляторах давления, задвижках и т. п.). И. Г.

Экономика различных процессов выделения влаги из газа зависит от мощности установки, стоимости электроэнергии, пара и воды и от других местных условий. Медгер<sup>1</sup> сообщает следующие цифры производственных расходов для установки производительностью в 140 тыс. м<sup>3</sup> газа в сутки: при осушке силикателем — 0,03 пфенн./м<sup>3</sup>, глицерином — 0,05, хлористым кальцием — 0,109, непосредственным охлаждением — 0,125, сжатием и охлаждением — 0,185 пфенн./м<sup>3</sup>. Эти цифры не имеют в наших условиях абсолютного значения и приводятся лишь для относительного суждения и сопоставления.

### 3. Цель и методы увлажнения газа

Так же как из соображений предотвращения конденсации влаги в газопроводе нередко предпринимается специальная осушка искусственных промышленных газов, так из соображений предотвращения чрезмерного осушения газопровода часто применяется увлажнение естественного газа. Этот газ для своего транспорта требует компрессии. Сжатие и охлаждение газа значительно снижают влагосодержание его, равно и содержание легких масел. В результате газ недостаточно насыщен ими. Проходя в таком состоянии по газопроводу, он начинает поглощать влагу со стенок труб, с прокладок сальников, из трубных соединений, что приводит к образованию пыли, к более быстрой изнашиваемости газопровода, к увеличению утечек газа<sup>2</sup>.

По данным Guy Corfield<sup>3</sup> увлажнение сухого естественного газа производится водяным паром или нефтью в резервуарах, через которые в нисходящем направлении проходит газ. Пар вводится в верхнюю часть резервуара и до нужной степени насыщает газ. Избыток пара конденсируется и остается в резервуаре.

Взбрызгивание нефти осуществляется газовыми инжекторами. Так же как и при увлажнении паром, избыток нефти конденсируется в резервуаре. Иногда увлажнение естественного газа производится комбинированное — нефтью и паром.

<sup>1</sup> Взято по Г. И. Котлярову, Новейшие методы улавливания и переработки побочных продуктов коксования, Кокс и химия 1932, 185.

<sup>2</sup> Природный газ, направляемый для бытового газоснабжения, должен в большинстве случаев увлажняться либо водой, либо легкими нефтяными погонами, так как сухой газ быстро приводит в негодность (1—2 года) кожаные диафрагмы газовых счетчиков. Расход нефтяных погонов составляет около 40 г на 100 м<sup>3</sup> газа. И. Г.

<sup>3</sup> Справочник по газовому делу, т. 1, перевод с американского издания, ОНТИ, 1937.

## РАЗДЕЛ IV

### ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ МЕХАНИЧЕСКОГО ПЫЛЕОТДЕЛЕНИЯ

#### 1. Общие понятия

Под общим термином «пыль» разумеются различные твердые или жидкие вещества, находящиеся в состоянии более или менее тонкого измельчения.

В зависимости от степени этого измельчения различают<sup>1</sup>:

1. Грубую пыль, частицы которой имеют размер более 200  $\mu$ .
2. Пыль средней тонкости, с размером частиц от 200 до 20  $\mu$ .
3. Тонкую пыль, размер частиц которой ниже 20  $\mu$ .

Тонкая пыль, взвешенная в газе, образует с ним дисперсную систему — аэрозоль. Частицы пыли являются здесь дисперсной фазой или дисперсоидом, газ — дисперсионной средой.

По номенклатуре Гиббса<sup>2</sup> дисперсоиды аэрозолей в зависимости от степени их дисперсности делятся на:

1. Собственно пыль, частицы которой имеют диаметр более 10  $\mu$ , не диффундируют и падают в неподвижном воздухе с возрастающей скоростью.

2. Облака (или туманы), в которых диаметр составляющих частиц находится в пределах от 10 до 0,1  $\mu$ ; они опускаются в спокойном воздухе с постоянной скоростью<sup>3</sup>, но также не диффундируют.

3. Дымы, с частицами от 0,1 до 0,001  $\mu$ , активно участвующими в броуновском движении, легко диффундирующими и не осаждающимися.

В коллоидной химии, как известно, золям принято называть только такие дисперсные системы, в которых размер частиц дисперсной фазы лежит в диапазоне 0,1—0,001  $\mu$ . Следовательно, истинные аэрозоли образуются лишь дымами. Облака, туманы и собственно пыль — это уже грубодисперсные системы<sup>4</sup>.

Аэрозоли (имея в виду терминологию Гиббса) могут возникнуть из твердых, жидких и газообразных веществ в результате дисперсионных, конденсационных и химических процессов.

<sup>1</sup> Касаткин А. Г., Основные процессы и аппараты химической технологии, Госхимиздат, 1941, стр. 560.

<sup>2</sup> Гиббс В., Аэрозоли, НХТИ, 1929, стр. 17.

<sup>3</sup> Здесь имеется в виду ограниченная высота падения, с которой приходится сталкиваться в практике пылеотделения.

<sup>4</sup> Телетов С. Г., О физических процессах при очистке газов от пыли, «За овладение техникой», Теплотехнический выпуск, 1932, 7.

Дезинтеграция, разлом, крошение, перетирка или разрушение взрывом твердых тел, разбрызгивание или распыление жидкостей — это примеры дисперсионных процессов, при которых мельчайшие частицы твердого или жидкого вещества, попадая в газ, образуют аэрозоли. Конденсация паров какого-нибудь вещества на ядрах сгущения (частицах пыли, газовых ионах и т. д.) — это конденсационные процессы образования аэрозолей. Взаимодействие газообразного аммиака с хлористоводородным газом, в результате чего получается хлористый аммоний в виде мельчайших твердых взвешенных частичек, — это один из многочисленных примеров химических процессов образования аэрозолей.

Размеры взвешенных в газах частиц чрезвычайно разнообразны — от сравнительно крупных, наблюдаемых невооруженным глазом, и до ультрамикроскопических; более того, до почти молекулярных включений, когда в значительной степени исчезает разница между дисперсионной средой и дисперсной фазой. Между этими крайними положениями мы можем представить себе любую промежуточную величину частиц, и в действительности мы ее находим. Так, например, в генераторном или коксовом газе от крупной, быстро выпадающей капли смолы через капельки все меньших и меньших размеров мы приходим постепенно к смоляному туману как к конечному члену этой цепи.

Выделение твердых и жидких пылевых частиц из газового потока базируется, в основном, на одних и тех же принципах. Но конструктивное и технологическое оформление процесса обычно различное. В данном разделе мы будем рассматривать вопросы наличия твердых взвешенных частиц в потоке газа, а в следующем разделе — то же в отношении жидких взвешенных частиц.

## 2. Содержание пыли в горючих газах и цель ее отделения

Пыль является одним из компонентов неочищенного потока различных горючих газов — доменного, генераторного, водяного, швелера, естественного и др. Наличие ее — это результат увлечения газовым потоком мельчайших твердых частиц топлива (породы, шихты), образовавшихся либо по чисто механическим причинам (дробление, раскалывание, истирание кусков), либо по причинам термического порядка (растрескивание и распадение под действием высоких температур), либо вследствие термохимических процессов (как, например, пирогенетическое разложение высших углеводородов с образованием сажи).

Количество выносимой газом пыли — топливной, минеральной, сажевой — колеблется в широких пределах. Доходя в одних случаях до 8—10% от веса перерабатываемого материала<sup>1</sup>, оно в других случаях приближается к 3—4%<sup>2</sup>, в третьих — едва достигает

<sup>1</sup> Пример — газификация бурых углей в механизированных газогенераторах; унос из домен, работающих на криворожских и керченских рудах (Д. И. Ендронкин. Газоочистка в доменном производстве, ОНТИ, 1935, стр. 71).

<sup>2</sup> Газификация антрацитов, растрескивающихся при высокотемпературном ходе газогенератора (см. Гинзбург Д. Б., Газогенераторные установки, ОНТИ, 1938).

1—2%, в четвертых — почти вовсе отсутствует. В соответствии с этим меняется и запыленность газа.

Так, например, процесс коксования почти не сопровождается выделением пыли. То же — процесс полукоксования, если он ведется в неподвижных печах. Наоборот, запыленность полукоксового газа, получаемого во вращающихся печах, способствующих истиранию топлива, довольно значительна и отвечает в среднем 5—8 г/м<sup>3</sup>. Содержание пыли в доменном газе составляет при выходе из колошника 25—100 г/м<sup>3</sup>, в зависимости от упругости дутья, характера руды и других условий. Запыленность генераторных газов, соответствующая в среднем содержанию 2—5 г пыли в 1 м<sup>3</sup> газа, превышает 10—15 г/м<sup>3</sup> в случае газификации механически или термически малостойких сортов топлива в газогенераторах с автоматическими питательными и шуровочными устройствами. При высокой температуре газификации запыленность газа возрастает за счет уноса сажи — продукта, главным образом, пирогенетического разложения смол. Содержание сажи в газах, получаемых при крекинге нефтяного или природного газа, может колебаться в пределах от 1 до 10 г/м<sup>3</sup>.

Точно так же различен и размер уносимых газом пылинок. Наряду с относительно небольшим количеством грубой пыли в газах находится пыль средней тонкости и преимущественно высокодисперсная пыль. Средний размер частиц угольной пыли согласно Гиббсу,<sup>1</sup> 10 μ.

Пыль — нежелательный компонент газового потока. При транспортировке газа она забивает газопроводы, вызывая тем самым рост гидравлического сопротивления системы, т. е. рост расхода электроэнергии. Осаждаясь в гнездах задвижек и клапанов, она нарушает герметичность затворов, что приводит к непроизводительным потерям газа, а подчас к угоранию обслуживающего персонала.

Пыль засоряет счетчики и другие контрольно-измерительные приборы и аппараты, делает ненадежными в работе автоматически действующие регуляторы давления. Она засоряет горелки, нарушая нормальное действие их. Она вызывает нередко брак обрабатываемой газом продукции. Производство стали в мартеновских печах совсем не допускает ввода пыли в печь.

Применение запыленного газа приводит к засорению и порче (образование нагара) насадки кауперов на металлургических заводах и регенераторов на коксовых (рис. 20). Оно ведет к резкому снижению теплопередачи в паровых котлах, пароперегревателях, экономайзерах из-за покрытия слоем пыли нагревательных поверхностей. Наличие пыли не допускает применения газа в двигателях внутреннего сгорания (газомоторах), в газовых турбинах и т. д.

Лишь в редких случаях запыленность газа не вызывает помех в производстве. Чаще же всего, во избежание периодических чисток, ремонтов и других препятствий, требуется пылеотделение — большее или меньшее в зависимости от рода и предназначения

<sup>1</sup> Гиббс В., *Аэрозоли*, НХТИ, 1929.

газа. Поэтому в большинстве случаев то или иное пылеотделительное устройство — это неперенное звено в газовом хозяйстве.

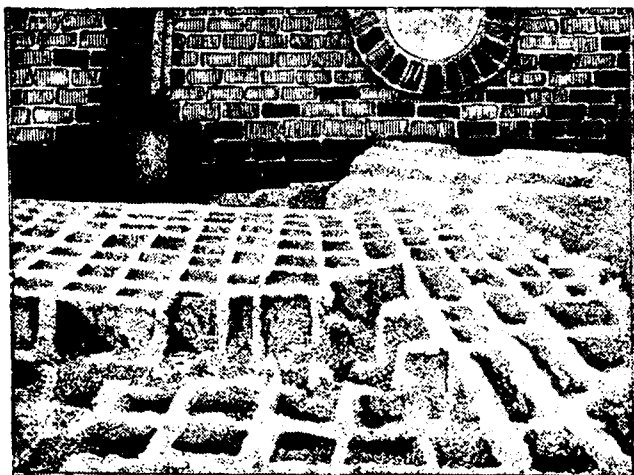


Рис. 20. Действие пыли на насадку каупера.

### 3. Классификация способов пылеотделения

Существующие способы обеспыливания промышленных газов можно прежде всего разделить на 2 категории:

1. Механическое пылеотделение, происходящее под влиянием воздействия тех или иных механических сил.

2. Электрическое пылеотделение, основанное на действии электрических сил.

Начнем с рассмотрения первой категории, вынося вторую в самостоятельный раздел.

Механические способы пылеотделения, в свою очередь, деляются на 2 вида:

1) способы сухого пылеотделения;

2) мокрые способы.

Как те, так и другие опять-таки могут быть разделены на группы по разным признакам. Одним из них является, например, достигаемый эффект. Отсюда различают:

1) способы грубой очистки,

2) способы полутонкой очистки,

3) способы тонкой очистки.

В первом случае задачей ставится задержать крупную пыль размером больше  $100 \mu$  и снизить запыленность газа до  $\sim 1 \text{ г/м}^3$ . Во втором — отделить и пыль средней тонкости, оставляя в газе не свыше  $0,1\text{--}0,5 \text{ г/м}^3$ . В третьем — уловить и очень мелкую пыль (менее  $20 \mu$ ), сводя при этом остаточное пылесодержание до  $0,03$  и меньше  $\text{г/м}^3$ .



Другим признаком для классификации способов механического пылеотделения является род действующих сил. Различают:

1. Способы пылеотделения под действием силы тяжести взвешенных частиц.

2. То же под действием инерционных сил, в частности — циклонный способ, основанный на действии центробежной силы.

3. То же, но при промывке газа водой.

4. То же под действием различных фильтрующих материалов.

Этот порядок, как методологически наиболее удобный, и принят нами для дальнейшего изложения.

## 4. Осаждение взвешенных частиц под действием силы тяжести

### а) Основы теории

Если на материальную точку не воздействует никакая сила, то она, как мы знаем, пребывает в покое или совершает прямолинейное и равномерное движение. Уравнение этого движения имеет вид:

$$s = vt,$$

где  $v$  — скорость движения,  $t$  — время и  $s$  — пройденный путь.

В частном случае, когда  $v = 0$ , тогда и  $s = 0$ , — мы констатируем состояние покоя.

Если на материальную точку действует какая-либо сила, то она совершает прямолинейно переменное или криволинейное движение.

Свободно (т. е. в пустоте) падающее тело находится под воздействием единственной непрерывно действующей силы — силы тяжести. Движение его, как известно, является равномерно ускоренным, т. е. тело падает со все возрастающей скоростью.

Скорость падения в каждый момент определяется величиной

$$v = gt,$$

где  $t$  — время от начала падения, а  $g$  — ускорение силы тяжести. Так как последнее одинаково для всех тел ( $= 981 \text{ см/сек}^2$ ), все тела падают в пустоте с одинаковой скоростью.

При наличии материальной среды, в которой падает тело (газы, жидкости), падение уже нельзя рассматривать как свободное: появляется новый фактор — противодействие среды. Вследствие этого не вся движущая сила приходится на ускорение движения: та или иная часть ее расходуется на преодоление сопротивления движению.

При движении весьма малых тел кроме двух упомянутых сил — силы тяжести и силы сопротивления — приобретает особое значение действие еще одной силы: силы молекулярных ударов. Так же как первые две, ее можно рассматривать как приложенную к телу.

Ясно, что в зависимости от соотношения величин приложенных сил будет меняться скорость и характер движения. По этому признаку можно различать несколько групп тел.

К первой группе относятся крупные тела, подчиненные класси-

ческому закону падения Ньютона. Падая под действием земного притяжения, они испытывают сопротивление среды, пропорциональное квадрату скорости и выражающееся аэродинамической формулой:

$$R = \psi F \frac{\gamma_0 v^2}{2g},$$

где  $F$  — величина проекции тела на плоскость, перпендикулярную направлению движения (среднее сечение),

$\gamma_0$  — удельный вес среды,

$v$  — скорость падения,

$g$  — ускорение силы тяжести,

$\psi$  — коэффициент сопротивления, являющийся функцией числа Рейнольдса.

Как видно из выражения для  $R$ , по мере возрастания скорости падения возрастает (пропорционально  $v^2$ ) сопротивление среды и на преодоление его должна расходоваться все большая часть движущей силы. Но сила тяжести рассматриваемых крупных тел такова, что падение (при конечной, не слишком большой высоте его) продолжает происходить со все возрастающей скоростью.

По мере уменьшения размеров падающего тела уменьшается вес его, т. е. движущая сила тяжести, а следовательно и скорость падения его (в вязкой среде). С уменьшением скорости падения уменьшается и сила сопротивления среды, но медленнее, ибо она пропорциональна площади сечения падающего тела, тогда как сила тяжести — объему его. Следовательно, чем меньше размер тела, тем больше сказывается сопротивление среды, тем все большая часть движущей силы должна расходоваться на преодоление трения, тем все меньшая остается для ускорения движения. Это, в конечном счете, приводит к тому, что на преодолении сопротивления затрачивается вся движущая сила, и тогда частица, не получая уже никакого приращения скорости, начинает двигаться равномерно, с какой-то постоянной скоростью, разной, конечно, для разных частиц<sup>1</sup>.

Размер частиц, которые сравнительно скоро приобретают равномерную скорость движения, но для которых сопротивление среды во все время падения остается пропорциональным квадрату скорости, составляет согласно Мельдау<sup>2</sup> примерно от 0,5 см и до 0,1 мм при  $\gamma = 1$  кг/л.

Величина предельной (постоянной) скорости падения определится из равенства:

$$G = R,$$

где  $G$  — сила тяжести, а  $R$  — сопротивление среды.

<sup>1</sup> Равенство сил тяжести и сопротивления, приводящее к равномерной скорости падения, получает место и при падении тел большого размера, но только через относительно длительный промежуток времени.

<sup>2</sup> Мельдау, Пыль в производстве, ГНТИ, 1933, стр. 57.

Величина силы тяжести выражается весом, и в случае шарообразной формы частицы с радиусом  $r$ :

$$G' = \frac{4}{3} \pi r^3 \gamma,$$

где  $\gamma$  — удельный вес.

Но это выражение справедливо лишь для абсолютного вакуума. Для определения же силы тяжести в плотной среде следует еще принять во внимание гидростатическое давление среды по закону Архимеда, т. е. учесть, что во всякой жидкости (в том числе и сжимаемой — воздухе, газе) тело теряет в своем весе столько, сколько весит вытесненный им объем. Следовательно, вес частицы, погруженной в среду, уменьшится на:

$$G'' = \frac{4}{3} \pi r^3 \gamma_0$$

и составит

$$G = \frac{4}{3} \pi r^3 (\gamma - \gamma_0),$$

где  $\gamma_0$  — удельный вес среды.

Сопrotивление движению, как было указано, равно:

$$R = \psi F \frac{\gamma_0 v^2}{2g},$$

или для шаровой частицы:

$$R = \psi \pi r^2 \frac{\gamma_0 v^2}{2g}.$$

Приравнивая, в соответствии с вышесказанным, обе силы — силу тяжести и силу сопротивления — друг другу:

$$\frac{4}{3} \pi r^3 (\gamma - \gamma_0) = \psi \pi r^2 \frac{\gamma_0 v^2}{2g},$$

находим выражение для предельной скорости падения, в виде:

$$v = \sqrt{\frac{8}{3} r \left( \frac{\gamma - \gamma_0}{\gamma_0} \right) \frac{g}{\psi}}.$$

Пренебрегая в числителе величиной  $\gamma_0$  как незначительной по сравнению с  $\gamma$  и подставляя вместо  $g$  его значение ( $9,81 \text{ м/сек}^2$ ), получаем, что:

$$v = \sqrt{\frac{8}{3} r \frac{\gamma}{\gamma_0} \frac{9,81}{\psi}} = 5,1 \sqrt{\frac{r}{\psi} \frac{\gamma}{\gamma_0}}.$$

Согласно Касаткину<sup>1</sup> для взвешенных в воздухе частиц пыли вышеуказанного размера можно принять равным приблизительно 1,3. Строго говоря, это по существу неправильно:  $\psi$  является функцией числа  $Re$ , а стало быть и  $v$  и  $d$ . Однако для упрощения задачи примем с известной условностью эту величину. Тогда оконча-

<sup>1</sup> Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Госхимиздат, 1941, стр. 564.

тельно:

$$v \approx 4,5 \sqrt{\frac{\gamma}{\gamma_0} \cdot r.}$$

Эта конечная постоянная скорость падения достигается, как можно было бы вывести, через промежуток времени:

$$t \approx 0,23 v \text{ сек.}$$

Для частицы, например, диаметром 4 мм ( $r = 0,002$  м) и удельным весом  $\gamma = 1 \text{ кг/л} = 1000 \text{ кг/м}^3$ , падающей в воздухе, для которого  $\gamma_0 = 1,293 \text{ кг/м}^3$ , предельная скорость падения составляет (при вышеприведенной оговорке):

$$v = 4,5 \sqrt{\frac{1000}{1,293} \cdot 0,002} = 5,4 \text{ м/сек}$$

и достигается через:

$$t = 0,23 \cdot 5,4 = 1,24 \text{ сек.}$$

То же для частицы диаметром 2 мм — соответственно 4 м/сек и 0,92 сек. для частицы диаметром  $\frac{1}{2}$  мм — 2 м/сек и 0,47 сек.

По мере дальнейшего уменьшения размера частиц переход от режима ускоренного движения к режиму с постоянной скоростью совершается все быстрее, величина конечной скорости падения становится все меньше, уменьшаются вызываемые падением вихревые движения газа, обтекание частицы приближается к ламинарному. Показатель степени при  $v$  в выражении сопротивления, переходя через большое количество промежуточных ступеней, снижается постепенно с 2 до единицы.

По принятой выше классификации, мы подошли ко 2-й группе тел, к которой относятся частицы диаметром от 100 до 0,1  $\mu$ . Характерным отличием этой группы являются пропорциональное только первой степени скорости сопротивление среды и настолько быстрый переход от режима ускоренного движения, с каким начинает падать всякое тело, к режиму с постоянной скоростью, что практически во все время падения скорость можно считать постоянной.

Для определения этой постоянной скорости падения следует, как и раньше, приравнять силу тяжести силе сопротивления. Выражение для силы тяжести остается, как очевидно, неизменным. То же, вообще говоря, относится и к выражению для сопротивления среды, но коэффициент сопротивления, являющийся, как указывалось, функцией числа Рейнольдса:

$$\psi = f \left( \frac{v \cdot d \cdot \gamma_0}{g \cdot \eta} \right),$$

в данном случае, как установил Стокс, равняется:

$$\psi = \frac{24}{\frac{v \cdot d \cdot \gamma_0}{g \cdot \eta}},$$

где  $\eta$  — вязкость среды, а  $d$  — диаметр (или приведенный диаметр) тела.

Подставляя это значение  $\psi$  в выражение:

$$R = \psi F \frac{\gamma_0 v^2}{2g},$$

получаем по Стоксу, что сопротивление среды движению весьма мелких сферичных частиц составляет:

$$R = 6 \pi \eta r v.$$

Отсюда постоянная скорость падения, определяющаяся из равенства:

$$G = R,$$

или

$$\frac{4}{3} \pi r^3 (\gamma - \gamma_0) = 6 \pi \eta r v,$$

выразится формулой:

$$v = \frac{2}{9} r^2 \frac{\gamma - \gamma_0}{\eta}.$$

Пренебрегая, как и прежде, величиной  $\gamma_0$  (ибо плотность воздуха, так же как и любого газа, ничтожна по сравнению с плотностью взвешенных в нем частиц), можно выразить скорость осаждения как:

$$v = \frac{2}{9} r^2 \frac{\gamma}{\eta}.$$

Для частиц, например, удельного веса, равного 1 ( $\gamma = 1000 \text{ кг/м}^3$ ), падающих в воздухе, вязкость которого при  $0^\circ \eta = 1,2 \cdot 10^{-6} \text{ кг/сек} \cdot \text{м}^2$ , скорость осаждения составит: при  $d = 100 \mu$  ( $r = 0,5 \cdot 10^{-4} \text{ м}$ )  $0,46 \text{ м/сек}$ , при  $d = 10 \mu$  (или  $10^{-5} \text{ м}$ )  $46 \cdot 10^{-4} \text{ м/сек}$ , при  $d = 1 \mu$   $46 \cdot 10^{-6} \text{ м/сек}$  ( $= 0,046 \text{ мм/сек}$ ). В последнем случае продолжительность осаждения частицы с высоты в 1 м составит:

$$\frac{1}{46 \cdot 10^{-6} \cdot 3600} \approx 6 \text{ час.}$$

Понятно, что частицы большего удельного веса будут осажаться в воздухе с соответственно большей скоростью, и наоборот. Также понятно, что, поскольку сопротивление среды пропорционально вязкости ее, осаждение в среде, более или менее вязкой, чем воздух, будет происходить с соответственно меньшей или большей скоростью. Наконец, очевидно, что осаждение будет совершаться медленнее при повышенной температуре, ибо с повышением температуры повышается вязкость газа.

Говоря о последней из вышеупомянутых частиц ( $d = 1 \mu$ ), мы подошли, по принятой выше классификации, к границе последней группы, для которой режим, выраженный уравнением Стокса, требует прежде всего известного корректива, а затем вовсе оказывается уже неприложимым.

<sup>1</sup> Режим Стокса справедлив при числах  $Re \leq 1$ . В области значений  $Re$  от 1 до 1000 имеет место постепенный переход от линейной зависимости между скоростью движения и сопротивлением среды к квадратичной зависимости.

Действительно, когда размер взвешенной в газе частицы начинает становиться соизмеримым с величиной среднего свободного пути газовых молекул ( $\sim 0,1 \mu$ ), то такая частица может как бы проскальзывать между отдельными молекулами. Вследствие этого действительное сопротивление, испытываемое ею со стороны газа, будет уже меньше, чем это следовало бы по закону Стокса, а скорость — соответственно больше.

Но по мере того как размер взвешенной частицы начинает достигать средней величины пробега молекул дисперсионной среды, меняется не только характер сопротивления, испытываемого частицей. Появляется новая, препятствующая осаждению сила — сила молекулярных ударов.

Действительно, совершая непрерывный, неориентированный, причудливый путь и постоянно ударяясь друг о друга, газовые молекулы одновременно бомбардируют и взвешенную среди них частицу. До тех пор пока по сравнению с длиной свободного пробега молекул газа частица достаточно велика, результатом молекулярной бомбардировки является равномерно распределенное и непрерывное давление, перпендикулярное ко всей поверхности частицы. Движение частицы может рассматриваться как происходящее в однородной и вязкой среде и совершающееся по законам гидродинамики.

Когда же средний пробег молекул газа и размер взвешенной частицы соизмеримы, когда двигаясь, взвешенная частица проскальзывает между отдельными молекулами газа и таким образом ускользает от ударов некоторых из них, — тогда она уже не испытывает симметричного и равномерного давления по всей поверхности; в этом случае результатом молекулярной бомбардировки являются толчки то в одну, то в другую сторону. Путь частицы становится таким же беспорядочным, неориентированным, как и газовых молекул. Частица совершает броуновское движение (открытое английским ботаником Броуном и по его имени названное).

Чем мельче частицы, тем сильнее сказывается неравномерность молекулярных ударов, тем интенсивнее вовлекаются они в броуновское движение. Последнее постепенно берет перевес над движением падения, и тогда частица неопределенно долгий промежуток времени может оставаться взвешенной в газе.

Таким образом мы рассмотрели 3 группы тел, классифицированные по отношению к процессу осаждения под действием силы тяжести. К первой были отнесены крупные тела вплоть до частицы величиной более примерно  $0,1 \text{ мм}$ , подчиняющиеся закону Ньютона.

Вторую группу составили сравнительно малые частицы размером от  $100$  до  $1 \mu$ , подчиняющиеся закону Стокса.

К третьей группе были отнесены весьма мелкие частицы с  $d < 0,1 \mu$ , на которые уже не распространяется закон Стокса, которые участвуют в броуновском движении, распространяются под действием молекулярных ударов подобно диффундирующим газам во все стороны и практически вовсе не осаждаются под действием силы тяжести.

Переход от одной группы к другой происходит, конечно, постепенно и плавно, без резких скачков.

При применении законов самоосаждения взвешенных частиц к практическим целям пылеотделения надо иметь в виду, что с уменьшением размеров частиц движущая сила тяжести убывает скорее, чем противодействующая сила сопротивления, — первая изменяется пропорционально третьей степени радиуса ( $G = \frac{4}{3}\pi r^3 \gamma$ ), а вторая — пропорционально первой степени его ( $R = 6\pi\eta v$ ). Это ставит предел экономичности действия аппарата данной системы. Из этого, равно как и потому, что весьма мелкие частицы третьей группы практически вовсе не осаждаются под действием силы тяжести, следует, что тонкой очистки газа этим путем достигнуть нельзя.

Повышение эффекта может быть достигнуто путем искусственного увеличения размера частиц. Для этого в некоторых аппаратах вводится в очищаемый газ в мелко раздробленном виде вода. При этом, во-первых, происходит смачивание взвешенных частиц и тем самым увеличение их размера; во-вторых, охлаждение газа и конденсация водяных паров на поверхности частиц, т. е. опять-таки смачивание и укрупнение. Однако такое явление имеет место преимущественно при более или менее крупных частицах. Мелкие же, т. е. именно те, которые практически не осаждаются под действием силы тяжести, смачиваются с большим трудом, или почти вовсе не смачиваются. Поэтому и этим путем полной очистки газа достигнуть нельзя.

## б) Пылевые камеры

На вышерассмотренных законах падения взвешенных частиц основано действие ряда пылеотделительных устройств, в частности наиболее старый тип — простейшая пылеотстойная камера. Это — сравнительно большого объема сооружение, в котором газовый поток получает малую скорость и пребывает относительно длительное время. При этом известная часть взвешенных в газе частиц, падая под действием силы тяжести, успевает достигнуть дна камеры прежде, чем медленно движущийся газовый поток достигнет выходного патрубка. Осев на дно, частица выходит из потока газа.

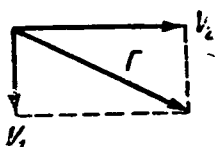


Рис. 21. Траектория падения взвешенной частицы в горизонтально движущемся газовом потоке.

Траектория падения определяется геометрической суммой составных движений. Графически это изображает схема на рис. 21, где вектор  $V_1$  представляет скорость опускания частиц, вектор  $V_2$  — собственную скорость газового потока и  $\Gamma$  — путь частицы.

При отсутствии конвекционных токов и ламинарном движении газа минимальный размер осажденных частиц определяется из следующего.

Допустим, что линейная скорость пропускания газа через ка-

меру длины в  $l$  м и полезной высотой  $h$  м будет  $w$  м/сек. Тогда продолжительность пребывания газа в камере составит:

$$t = \frac{l}{w} \text{ сек.}$$

Для того чтобы в течение этого промежутка времени успели достичь пола камеры частицы, в какой бы части газового потока (по высоте камеры) они ни находились, скорость осаждения их должна быть равна или больше:

$$v' = \frac{h}{t} = \frac{wh}{l}.$$

Скорость осаждения по закону Стокса:

$$v = \frac{2}{9} r^2 \frac{\gamma}{\eta}.$$

Условием для осаждения, как очевидно, является:

$$v \geq v',$$

откуда:

$$r_{\min} = \sqrt{\frac{9 \eta h w}{2 \gamma l}}.$$

Так, например, если вязкость газа (при данной температуре)  $\eta = 2 \cdot 10^{-4}$  кг·сек/м<sup>2</sup>, высота камеры  $h = 4$  м, скорость газа  $w = 0,2$  м/сек, удельный вес взвешенных частиц  $\gamma = 2900$  кг/м<sup>3</sup> и длина камеры  $l = 4$  м, то

$$r_{\min} = \sqrt{\frac{9 \cdot 2 \cdot 10^{-4} \cdot 4 \cdot 0,2}{2 \cdot 2900 \cdot 4}} = 2,5 \cdot 10^{-5} \text{ м} = 25 \mu$$

или

$$d = 2r = 50 \mu.$$

Все частицы такой величины и большей будут осаждены, даже если при вводе газового потока в камеру они находились в наиболее неблагоприятном положении, т. е. на максимальном расстоянии от осадительной поверхности.

Из этого, однако, не следует, что частицы размером меньше  $50 \mu$  ни в какой мере осесть не успеют и полностью увлекутся далее газовым потоком. На самом деле, предшествующий расчет велся в ориентировке на худший случай и исходил из частицы, находящейся у потолка камеры. Фактически же частицы более или менее равномерно распределяются по всему ее сечению, как по количеству, так и по крупности. Следовательно, при данных условиях, наряду с пылинкой радиусом  $r$ , находящейся в верхних слоях газового потока, будет осаждена и пылинка радиусом  $r' < r$ , но находящаяся в более низких слоях, т. е. на более близком расстоянии от осадительной поверхности. Стало быть к. п. д. пылеотстойной камеры не будет отвечать процентному содержанию в газе частиц размером  $d$  и крупнее: он будет выше.



Определение к. п. д. камеры можно сделать аналитически, но этот путь весьма сложен и потому мало пригоден для практических исчислений. Гораздо проще задача разрешается графическим методом, — его мы и приведем на конкретном примере<sup>1</sup>.

Допустим, что состав взвешенной в газе пыли (по крупности частиц) таков:

Частиц размером	до 10 μ	2%	(а следовательно больших размеров—98%)
" "	от 11 до 20 "	10%	" " " " —88%)
" "	" 21 " 30 "	20%	" " " " —68%)
" "	" 31 " 40 "	30%	" " " " —38%)
" "	" 41 " 50 "	20%	" " " " —18%)
" "	" 51 " и выше	18 "	" " " " "

Откладываем эти размеры частиц на оси абсцисс: 10 μ, 20 μ и т. д. до 50 μ (рис. 22). На оси ординат откладываем процент остатка на сите: 98, 88, 68 и т. д. Строим кривую характеристики пыли *CD*.

Затем из уравнения

$$r = \sqrt{\frac{9 \eta h w}{2 \gamma l}},$$

или

$$d = 2 \sqrt{\frac{9 \eta w}{2 \gamma l}} \cdot \sqrt{h},$$

или в условиях предыдущего примера:

$$d = 2 \sqrt{\frac{9 \cdot 2 \cdot 10^{-6} \cdot 0,2}{2 \cdot 2900 \cdot 4}} \sqrt{h} = 2,5 \cdot 10^{-5} \sqrt{h}$$

находим, что минимальный размер частиц, успевающих осесть с высоты:

$h=0,5$ м	равен	$1,78 \cdot 10^{-5}$ м	=	17,8 μ
$h=1,0$ "	"	$2,5 \cdot 10^{-5}$ "	=	25,0 "
$h=2,0$ "	"	$3,52 \cdot 10^{-5}$ "	=	35,2 "
$h=3,0$ "	"	$4,35 \cdot 10^{-5}$ "	=	43,5 "
$h=4,0$ "	"	$5,0 \cdot 10^{-5}$ "	=	50,0 "

Откладываем на нижней оси ординат (0—4) значения  $h$ , а на оси абсцисс соответствующие значения  $d$  и строим кривую минимальных диаметров *AB*.

Далее соединяем рядом вертикалей разные точки обеих кривых и отсчитываем на ординате верхней части графика степень осаждения пыли с высоты, указываемой соответствующей точкой оси ординат нижней части графика. Находим, что с высоты, например, в 0,5 м успевает осесть 91% пыли, с высоты в 1,5 м — 69% и т. д. С высоты в 4 м успевает осесть только 18% пыли, как это и должно было бы быть согласно предыдущему, где было, во-первых, вычислено, что  $d_{\min} = 50 \mu$  (стр. 69), и, во-вторых, указано, что процентное содержание в газовом потоке частиц крупностью в 50 μ и выше отвечает именно 18% (стр. 70).

Таким образом получают «частные проценты очистки» для

<sup>1</sup> Малин, Пейсахов и др., Технология серной кислоты и серы, ч. 1, ОНТИ, 1935.

разных высот камеры. Откладываем их на новой системе координат (рис. 23) и строим кривую частных степеней очистки газа. Получаем определенную площадь, — в данном примере она равна 220 метр-процентам. Частное от деления этой величины на высоту камеры дает искомую общую степень осаждения пыли. В условиях данного примера она отвечает  $\frac{220}{4} = 55\%$ . Остальные 45% (но с крупностью частиц ниже  $50 \mu$ ) осаждению не подвергнутся и будут вынесены газовым потоком из пылеосадительной камеры.

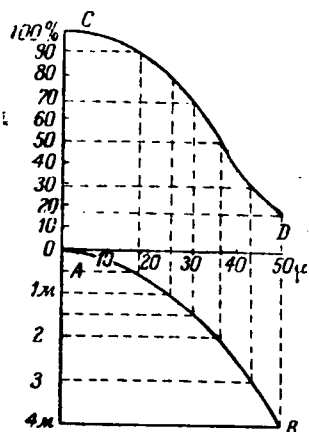


Рис. 22. График частных процентов пылеосаждения.

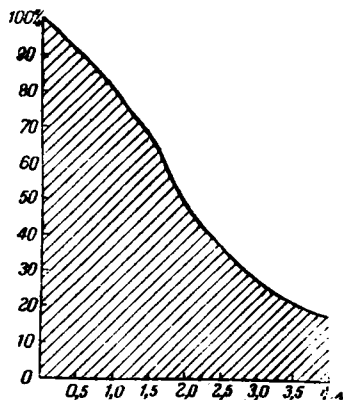


Рис. 23. Графическое определение к. п. д. пылеотстойной камеры.

Разберем теперь другого рода вопрос: чем определяется производительность камеры, если заданная степень очистки газа обуславливается минимальным размером частиц, подлежащих осаждению.

Пусть ширина камеры  $b$ , длина ее  $l$ , объем протекающих газов  $W$ , скорость падения самых мелких из подлежащих осаждению частиц  $v$  и высота камеры в одном случае  $h$ , в другом —  $h' \neq h$ .

Тогда продолжительность пребывания газа в камере в первом случае будет:

$$t = \frac{blh}{W}$$

и во втором:

$$t' = \frac{blh'}{W}$$

Расстояние пылинки от осадительной поверхности, равное, считая на худший случай, полной высоте камеры, будет соответственно  $h$  и  $h'$ .

Продолжительность отстаивания пылинок соответственно:

$$t_1 = \frac{h}{v} \text{ и } t'_1 = \frac{h'}{v}$$

Условием для осаждения является:

$$t \geq t_1 \text{ и } t' \geq t'_1$$

или

$$\frac{bth}{W} = \frac{h}{v} \text{ и } \frac{bth'}{W} = \frac{h'}{v},$$

откуда:

$$W = vbl$$

Стало быть, производительность отстойной камеры при данной скорости осаждения взвешенных частиц  $v$  определяется площадью основания  $bl$ . Высота камеры при данной  $v$  роли не играет—ее можно как угодно снизить, все равно камера пропустит через себя одно и то же количество газа  $W$  при одинаковой гарантии осаждения всех тех взвешенных частиц, скорость падения которых  $v$  и больше.

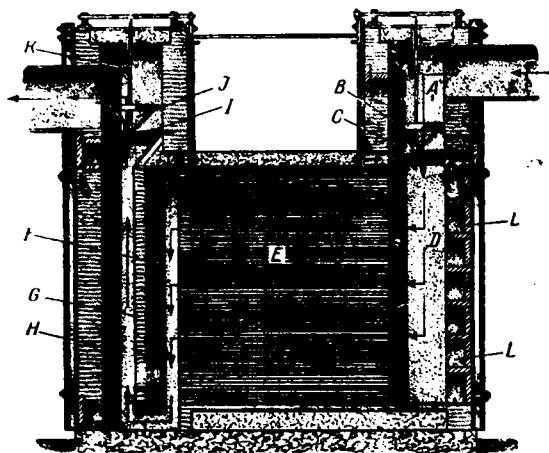


Рис. 24. Пылеотстойная камера Говарда.

Это и ранее приведенные теоретические положения нашли свое выражение в камере Говарда (рис. 24), ранее весьма часто применявшейся при очистке печных газов. Ее основным отличием от простейшей пыльной камеры является наличие ряда горизонтально расположенных плоскостей. Через пространство между ними протекает, разделенный на  $w$  самостоятельных потоков, подлежа-

щий очистке газ. Осаждение взвешенных частиц происходит из каждого потока совершенно независимо. Пыль собирается на плоскостях, откуда периодически выгружается особыми гребками через дверцы  $L$ . На время выгрузки соответствующая секция камеры выключается и газ направляется в другую, ранее очищенную, половину. Переключение производится при помощи конических клапанов  $B$  и  $J$ . Перевальная стенка  $H$  обеспечивает равномерное распределение газа, путь которого таков: газопровод  $A$ , газораспределительный канал  $D$ , пространство между плоскостями  $E$ , сборный канал  $H$  и газопровод очищенного газа  $K$ .

Поскольку производительность камеры определяется площадью основания, а суммарная площадь основания плоскостей многократно больше площади основания камеры, камеры тех же размеров становятся значительно производительнее, или при той же производительности — значительно компактнее.

Если же размер камеры и количество пропускаемого через нее газа оставить прежними, то весьма улучшится качество очистки.

Расстояние между плоскостями, как очевидно, должно быть минимальным. Это расстояние в камерах типа Говарда составляет 60 мм. Явление взмучивания и уноса газом уже осевших частиц ограничивает скорость потока.

По сравнению с простейшей пылеотстойной камерой камера Говарда производительнее и компактнее, осаждает более мелкие частицы, дает более высокий к. п. д. Однако и здесь сооружение громоздко, тонкая газоочистка недостижима<sup>1</sup>. Первое — обуславливается малой скоростью свободного падения пылинок, второе — не только этим же, но и тем, что весьма мелкие частицы практически вовсе не осаждаются под действием силы тяжести.

Рассмотренные и им подобные пылеотделительные камеры теперь встречаются редко. Но в измененном виде «пылевых мешков» (или «штаубзаков») они и до настоящего времени — неотъемлемая часть почти любой газогенераторной станции, доменной установки и т. д., где служат для предварительного осаждения «грубого уноса».

Наиболее употребительная форма штаубзака — полый цилиндр с коническим дном. Нередко внутри цилиндра устраивается перегородка. Назначение ее — уничтожение живой силы взвешенных частиц, благодаря чему легче происходит осаждение их под действием силы тяжести. Подобная конструкция представлена на рис. 25. Здесь сочетаются известным образом силы тяжести и инерции. В некоторых других конструкциях штаубзаков инерционные силы получают большее развитие.

Степень улавливания пыли штаубзаком зависит от ее крупности и в средних условиях составляет ~ 50% от общего количества в газе.

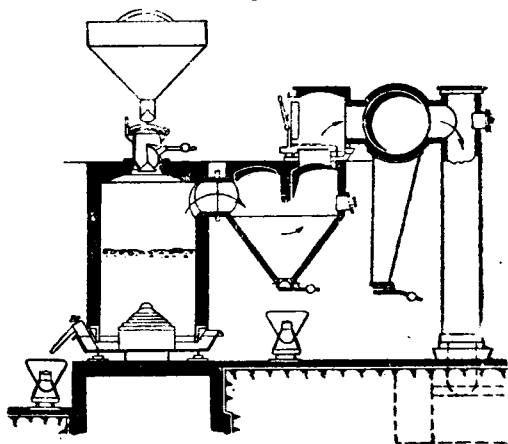


Рис. 25. Пыльная камера с перегородкой при газогенераторе.

## 5. Осаждение взвешенных частиц под действием центробежной силы

### а) Скорость и продолжительность осаждения

Из числа многочисленных существующих инерционных пылеотделителей, работающих на принципе использования разницы в си-

<sup>1</sup> Лукьянов (Курс химической технологии, ОНТИ, 1931, стр. 111) указывает, что по формуле Стокса для камеры Говарда при струйках высотой 114 мм, при длине пути ~ 4 м и при скорости газа 0,1 м/сек осаждаются пылинки диаметром больше 0,01 мм. И. Г.

лах инерции пылинки и частицы газа, наибольшего интереса заслуживают центробежные аппараты. Они основаны на том, что приведенный во вращение газовый поток развивает центробежную силу, действие которой на молекулы газа и на взвешенные частицы неодинаково, поскольку она как сила инерции пропорциональна массе тела, а масса газовых молекул несравненно меньше массы взвешенных частиц. В результате последние при вращении потока будут отбрасываться к периферии и, при соответствующем техническом оформлении процесса, отделяться от газа.

Так как вышерассмотренные законы движения в вязкой среде остаются и для данного случая неизменными (меняется лишь движущая сила), то уравнение динамического равновесия изобразится (для частиц, подчиняющихся закону Стокса) в виде:

$$\frac{m\omega^2}{x} = 6\pi\eta rv,$$

(где в левой части — выражение центробежной силы, в правой — сопротивление среды);

здесь  $m$  — масса частицы,

$\omega$  — окружная скорость на расстоянии  $x$  от центра вращения,

$\eta$  — вязкость среды,

$r$  — радиус частицы,

$v$  — скорость падения ее.

Принимая для упрощения, что частица имеет правильную сферическую форму, мы можем вес ее выразить, как:

$$m = \frac{4}{3}\pi r^3 (d_2 - d_1),$$

где  $d_2$  и  $d_1$  — соответственно плотности пылинки и газа.

Выражая, кроме того, в предыдущем уравнении окружную скорость  $\omega$  через угловую  $\omega$ :

$$\omega = \frac{w}{x},$$

получаем, что действующая центробежная сила уравновесит сопротивление среды, когда:

$$\frac{4}{3}\pi r^3 (d_2 - d_1) \omega^2 x = 6\pi\eta rv.$$

Отсюда скорость перемещения взвешенной частицы сквозь газ составит:

$$v = \frac{2}{9} \frac{r^2 (d_2 - d_1) \omega^2 x}{\eta}.$$

Выражая скорость перемещения частицы через время и путь:

$$v = \frac{dx}{dt},$$

находим, что продолжительность перемещения ее из точки  $x$  до

<sup>1</sup> Силой тяжести взвешенных частиц, как сравнительно незначительной в данных условиях, пренебрегаем.

осадительной поверхности, находящейся на расстоянии  $R$  от оси вращения, будет:

$$t = \frac{9}{2} \frac{\eta}{r^2 (d_2 - d_1) \omega^2} \int_x^R \frac{dx}{x}.$$

Если начальная точка движения  $R_1$ , то продолжительность всего пути:

$$t = \frac{4,5 \eta}{r^2 (d_2 - d_1) \omega^2} \ln \frac{R}{R_1}.$$

Аналогичным образом для более крупных, не подчиняющихся закону Стокса, взвешенных частиц имеем:

$$t = \sqrt{\frac{3}{8} \frac{\psi d_1}{r (d_2 - d_1) \omega^2}} (\sqrt{R} - \sqrt{R_1}),$$

где  $\psi$  — коэффициент сопротивления,  
 $d_1$  — плотность газа,  
 $d_2$  — плотность пылевой частицы,  
 $\omega$  — угловая скорость,  
 $r$  — радиус частицы,  
 $R$  — радиус циклона,  
 $R_1$  — радиус внутренней трубы.

Из приведенных формул для  $v$  и  $t$  мы видим, что как при осаждении под действием силы тяжести, так и при осаждении под действием центробежной силы эффективность газоочистки тем больше, чем

- 1) больше размер взвешенных в газе частиц,
- 2) больше их плотность и
- 3) меньше плотность и вязкость газа.

Кроме того, тем больше, чем

- 1) больше скорость газа и
- 2) меньше радиус вращения потока.

Осаждение взвешенных частиц под действием центробежной силы осуществляется в «центробежных газоочистителях» двоякого рода: в «статических», где развитие центробежной силы достигается за счет соответствующего направления и собственной скорости газового потока, и в «динамических», характеризующихся наличием быстро вращающихся частей, приводящих поток в интенсивное круговое движение. Первые — весьма просты, но эффективны лишь в случае крупной и тяжелой пыли, а в обычных условиях дают только грубую или в лучшем случае полутонкую очистку газа. Вторые, — сочетающие большей частью действие центробежной силы с мокрым осаждением, — несколько сложнее, но являются уже аппаратами тонкого отделения взвешенных частиц. И те, и другие нашли значительное промышленное распространение.

## б) Циклоны и мультициклоны

Действие циклона уже отчасти понятно из рис. 26. Тангенциально введенный с довольно значительной скоростью в пространство между цилиндрами  $A$  и  $B$  газовый поток движется по спи-

рали. Это движение создает центробежную силу, действием которой взвешенные в газе частицы отбрасываются к стенкам наружного цилиндра. Дальнейший путь их совершается винтообразно по стенкам конуса, откуда они по инерции входят в пылевое отверстие и далее в пылесборник. Обеспыленный газ отводится через внутренний цилиндр, служащий выводной трубой.

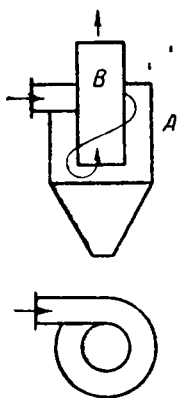


Рис. 26. Схема простейшей конструкции циклона.

При рассмотрении пылеотстойных камер мы констатировали, что при данной скорости осаждения взвешенных частиц производительность камеры определяется площадью основания камеры. Рассмотрим теперь, от каких конструктивных элементов зависит производительность циклона, понимая, как и прежде, под производительностью количество газа, которое можно очистить от взвешенных частиц радиусом  $r$  и выше, при данных параметрах газа.

Обозначим через  $b$  ширину газоподводящего патрубка; как принято практикой, это, в то же время есть расстояние между внутренним и наружными цилиндрами аппарата и ширина газового потока. Обозначим через  $h$  высоту цилиндрической части циклона и примем ее как высоту потока. Тогда произведение  $bh$  даст площадь сечения, а произведение  $bh \cdot w$  (где  $w$  — скорость протекания газа) — количество последнего  $V$ . Таким образом производительность циклона выразится в виде:

$$V = bhw.$$

Скорость протекания газа  $w$  мы можем выразить как частное от деления длины пути на время, а длину пути — произведением  $2\pi R_1 n$ , где  $R_1$  — средний радиус циклона,  $n$  — число оборотов газа в циклоне. Отсюда, обозначая время пребывания газа в циклоне через  $t$ , получаем, что:

$$w = \frac{2\pi R_1 n}{t} \text{ и } V = \frac{2\pi R_1 nbh}{t}.$$

Будем, как и прежде, ориентироваться на частицу, находящуюся в наиболее неблагоприятном положении, т. е. оказавшуюся в момент входа газа в циклон у стенки внутреннего цилиндра. Если за данный промежуток времени  $t$  эта частица под действием центробежной силы успеет переместиться к поверхности наружного цилиндра, то остальные частицы не меньшего размера и подавно будут осаждены. Стало быть, время пребывания газа в циклоне должно удовлетворять соотношению:

$$t \geq \frac{b}{v},$$

где  $b$  — расстояние между цилиндрами (максимальная длина пути для осаждаемой частицы),

$v$  — скорость осаждения под действием центробежной силы. Заменяя  $t$  его значением в выражении для  $V$ , получаем, что

$$V = \frac{2\pi R_1 n b h v}{b} = 2\pi R_1 n h v.$$

Но, как очевидно:

$$2\pi R_1 n h = F,$$

где  $F$  — поверхность цилиндра, куда под действием центробежной силы, развивающейся при вращении газового потока, отбрасываются взвешенные в газе частицы.

Отсюда окончательно:

$$V = Fv.$$

Мы получили формулу, выведенную уже раньше для пылеотстойных камер. Из нее видно, что при заданной степени пылеотделения, определяемой, в конечном счете, скоростью перемещения минимальных из подлежащих осаждению частиц, производительность циклонного аппарата зависит от площади цилиндра, так же как производительность пылеотстойной камеры — от площади сечения ее.

При рассмотрении пылеотстойных камер мы констатировали, что при прочих равных условиях качество пылеотделения, т. е. минимальный размер осаждаемых частиц, определяется высотой камеры (или, точнее говоря, глубиной движущегося газового потока).

Теоретическими выкладками получено, что для циклонных аппаратов:

$$r_{\min} = \sqrt{\frac{9\eta g}{8\pi \cdot \gamma \cdot \omega \cdot n}} \sqrt{\frac{R^2 - x^2}{R_1}},$$

где  $x$  — расстояние частицы от оси циклона,

$R_1$  — средний радиус циклона,

$R$  — радиус циклона

и

$$S = \frac{4\pi \cdot \gamma \cdot \omega \cdot n \cdot r^2}{9g\eta} = 0,142 \frac{\gamma \cdot \omega \cdot n}{\eta} r^2,$$

где  $S$  — ширина кольцевого пространства между цилиндрами,

$r$  — радиус пылинки,

$\gamma$  — удельный вес пыли,

$g$  — 9,81 м/сек<sup>2</sup>,

$\eta$  — вязкость газа,

$n$  — число оборотов газа в циклоне,

$\omega$  — средняя скорость газа в циклоне.

Чем меньше  $S$ , тем меньше  $r$ , т. е. тоньше отделение взвешенных в газе частиц, и наоборот. И если в камерах полнота пылеотделения, протекающего за счет вертикально направленной силы тяжести, определялась высотой газовой прослойки, то здесь эффект осаждения, достигаемый за счет горизонтально направленной центробежной силы, определяется шириной потока газа.



Надо заметить, что все вышесказанное основывается на ряде допущений. Главнейшие из них — это, что распределение частиц как по крупности, так и по числу во входящем потоке равномерно, что распределение скоростей равномерно, что все частицы имеют форму идеального шара, что они друг на друга не действуют, что вращение потока происходит подобно вращению твердого тела, что механического уноса уже осевших частиц не происходит и т. д. Кроме того, вовсе не принимается в расчет то пылеотделение, которое имеет место в конусе циклона. Этот вопрос наименее изучен.

Обращаясь к вышеприведенным уравнениям (для  $S, r_{\min}, v$ ), мы видим, что эффект действия циклонного аппарата тем выше, чем больше скорость газового потока  $w$ . Отсюда — как будто парадоксальный вывод: если через циклон данных размеров пропускать все большее и большее количество газа, то эффект обеспыливания не только не снизится, но, наоборот, повысится. Практика подтверждает такое явление, но лишь до определенного предела скорости, так как сверх этого предела ( $\sim 25$  м/сек) растет механический унос уже осевших частиц, парализующий действие роста пылеосаждения.

Кроме того, с увеличением скорости сильно растет сопротивление аппарата, увеличивается расход энергии, непропорционально эффекту удорожается процесс.

Сопротивление циклона складывается из потерь напора на развитие центробежной силы, на трение о стенки и на внутреннее трение потоков. По своей величине первая сопротивляющаяся имеет подавляющее значение, и потому обычно только ее и учитывают при технических расчетах.

Гидравлическое сопротивление центробежного потока определяется из знакомого нам выражения  $\frac{mw^2}{R}$ . Учитывая, что  $R$  (радиус вращения) меняется в циклоне от  $R$  до  $R'$  (радиус внутренней трубы) и что масса тела

$$m = \frac{\gamma}{g},$$

получаем, что сопротивление циклона, выраженное в мм  $H_2O$ :

$$h = \frac{\gamma}{g} \left( \frac{w^2}{R'} - \frac{w^2}{R} \right) = \frac{\gamma}{g} \left( \frac{1}{R'} - \frac{1}{R} \right) w^2.$$

Эту формулу, предложенную Меесом, большей частью и применяют для разнообразных конструкций циклонных аппаратов, хотя далеко не для всех она дает результаты, сходящиеся с практическими данными. Другой является эмпирическая формула Стюртеванта, которая в метрических измерениях имеет вид:

$$h = 0,04 K w^3,$$

где  $h$  — сопротивление циклона (в мм  $H_2O$ ),

$w$  — скорость газа в подводящем патрубке (в м/сек) и

$K$  — опытный коэффициент  $\approx 4$ .

По Смухнину<sup>1</sup> обобщающей формулой для подсчета сопротивлений циклонов может служить формула:

$$h = K \frac{\gamma}{2g} w^2,$$

где  $K$  — коэффициент, разный для разных циклонных аппаратов, но для правильно сконструированных цилиндрических циклонов не превышающий цифры 2—3.

Сопротивление циклона иногда принимается также из расчета 0,25 ÷ 0,75 от скоростного напора в подводящей трубе. Вообще говоря, точному расчету сопротивление циклона пока не поддается.

Диапазон скоростей ввода газа в циклон, принятых на практике, довольно широк: 15—25 м/сек в зависимости от заданной степени пылеотделения, дисперсности частиц, располагаемого напора и других факторов. Довольно широк и принятый на практике диапазон скоростей отвода потока: 6—10 м/сек. Чем больше скорость отвода, тем меньше при данном количестве газа размер внутренней газоотводной трубы, тем меньше диаметр циклона, тем компактнее аппарат и выше степень очистки, но тем меньше в выражении сопротивления циклона член  $\frac{1}{R}$  и тем больше, стало быть, расход мощности. При малой скорости отвода расход энергии меньше, но диаметр циклона увеличивается, к.п.д. ухудшается, больше возможность подсоса воздуха через нижнее пылевое отверстие.

Простейшая конструкция, с которой мы начали изложение статических центробежных пылеотделителей (рис. 26), не может считаться вполне совершенной. Вращение вокруг центральной выводной трубы нескольких слоев газа приводит здесь к непрерывным ударам новых, вновь входящих струй о старые встречные, еще не успевшие выйти. Это создает вихри, что не только значительно увеличивает гидравлические потери, но и мешает (в данном случае) пылеосаждению.

Гидравлические сопротивления возрастают здесь также и вследствие трения друг о друга отдельных вращающихся газовых прослоек.

Первые шаги к улучшению конструкции привели к циклону, изображенному на рис. 27. В данном случае спиралевидная направляющая перегородка создает более правильное вращательное движение газа, и — предотвращая удары струй, трение газовых прослоек и возникновение вихрей — уменьшает гидравлические потери.

При увеличении числа оборотов ( $n$ ) уменьшается (при прочих равных условиях)  $r_{\min}$ , т. е. увеличивается тонкость пылеотделения, увеличивается поверхность осаждения ( $2\pi Rhn$ ), т. е. повышается производительность аппарата. Из этих соображений циклону иногда придают форму улитки с несколькими оборотами, как,

<sup>1</sup> Смухнин и Коузов, Центробежные пылеотделители-циклоны, ОНТИ, 1935, стр. 149.

например, показано на рис. 28. Такая конструкция в известном смысле напоминает пылевую камеру Говарда. Наличие ряда спиральных стенок (по аналогии с рядом параллельных горизонтальных плоскостей в камере Говарда) дает более развитую поверхность осаждения и повышает производительность. Разделение потока газа этими стенками, как и плоскостями в камере Говарда, на ряд самостоятельных, друг от друга изолированных прослоек малой толщины уменьшает путь осаждаемой частицы, уменьшает  $r_{\min}$ , увеличивает тонкость пылеизвлечения.

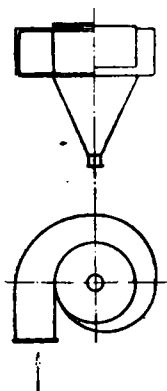


Рис. 27. Схема циклона со спиральной перегородкой.

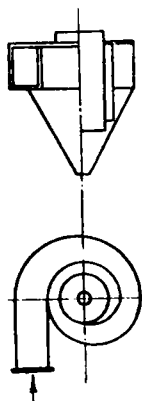


Рис. 28. Схема циклона-улитки.

Циклоны работают обычно под малым давлением. Однако не исключена работа и под давлением в несколько атмосфер. Одна из примененных таких конструкций отличается наличием сборника пыли и двух сухих затворов — одного в выпускном рукаве циклона и другого в выпускном рукаве пылесборника. Цель этого — безопасность обслуживания и предотвращение утечки газа при выгрузке пыли. Затворы представляют собой два одинаковых конических чугунных клапана, отличающихся друг от друга лишь приводом.

Верхний клапан имеет зубчатую передачу, нижний — рычажную.

Нормально клапан в рукаве циклона открыт, и выделяющаяся в циклоне пыль непрерывно удаляется в приемный бункер. Во время же выгрузки пыли этот клапан закрывается, газовый поток, протекающий через циклон, отключается тем самым от остального пространства, и только затем открывается нижний клапан бункера-пылесборника.

После опорожнения бункера этот последний должен быть продут паром. Для этой цели в цилиндрической части его имеется штуцер, к которому подведен паропровод. Другой штуцер служит для установки взрывного клапана.

Чем меньше радиус вращения, тем, как мы знаем, больше развивающаяся центробежная сила, тем больше скорость выбрасывания взвешенных частиц, тем лучше пылеотделение. На этом основании в последнее время все более начали с успехом применяться установки, составленные из ряда параллельно включенных циклонов сравнительно весьма малого диаметра (порядка 200—300 мм) и вытянутой формы, так называемые мультициклоны или мультициклоны. Движение потока в них схематически представлено на рис. 29. Направляющей частью мультициклонов являются розетки. В идеальном случае эти последние должны иметь весьма плавно из-

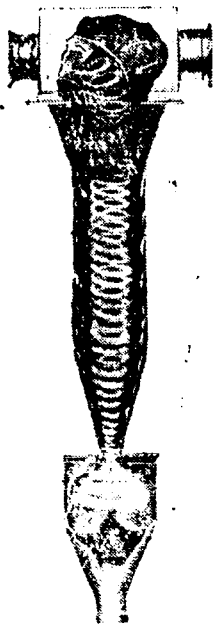


Рис. 29. Движение потока в мультициклоне.

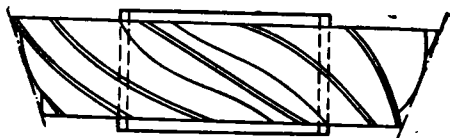


Рис. 30. Лучшая форма направляющей розетки мультициклона.

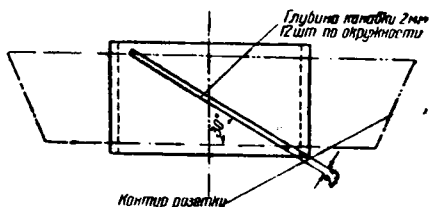


Рис. 31. Деталь направляющей розетки мультициклона с прямым профилем зуба.

меняющийся профиль зубьев (рис. 30). Практически же удовлетворяет прямой профиль зуба, поставленный под некоторым углом к горизонтальной плоскости (рис. 31). Повидимому, такого рода аппарат максимально приближается к пределу эффективности статических центробежных уловителей как по производительности, так и по тонкости очистки.

Вообще с точки зрения эффекта действия рациональнее применение нескольких небольших, параллельно работающих циклонов вместо одного большого.

Степень пылеотделения в циклонных аппаратах, находящаяся в сильной зависимости от размера и плотности взвешенных частиц, достигает в среднем 60—80%. Потеря напора в циклоне — 25—75 мм  $H_2O$ .

Конструктивная простота, малый размер капитальных затрат, незначительность занимаемой площади, отсутствие необходимости в обслуживании и, в случае крупных и тяжелых взвешенных частиц, довольно высокий эффект действия — положительные стороны циклона, открывшие ему путь к широкому распространению.

Повышенное гидравлическое сопротивление аппарата, возможность достижения в лучшем случае только полутонкой газоочистки и весьма низкая эффективность при мелкой (порядка  $30 \mu$ ) и легкой пыли — недостатки, суживающие сферу его применения. Новые мультициклоны, особенно при двухступенчатой установке их, в значительной степени совершенствуют процесс и поэтому все больше внедряются в промышленность.

Циклоны служат для очистки дымовых газов, применяются также в сушильной технике, в дробильно-разломочных цехах и других самых разнообразных областях промышленности. Они нашли место также на ряде газогенераторных станций.

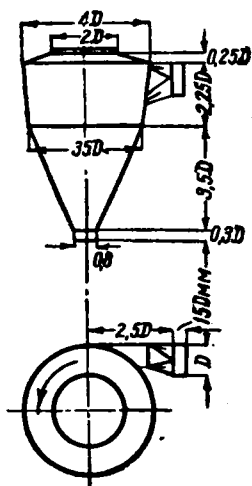


Рис. 32. Относительные размеры циклона фирмы Буфалло (США).

### в) Расчет циклона

К практическому определению размеров циклонов при их проектировании подходят по-разному.

Одним из приемов, указываемых, в частности, Шишко, является следующий: определяется величина входного или выходного отверстия (по указываемой практикой оптимальной скорости потока); все остальные размеры берутся равными известным соотношениям к первому, рекомендуемому из опыта эксплуатации и усовершенствования той или иной промышленной фирмой.

Пример подобных соотношений дан на рис. 32, где представлены относительные размеры, принятые американской фирмой Buffalo Forge Co.

Иногда при проектировании циклонов исходят из чисто проспективных данных, подбирая аппарат заданной производительности. Пример — в табл. 6.

Как видно, между таблицей и вышеприведенным рисунком достаточной согласованности нет. Это, отчасти, естественно для положений, устанавливаемых эмпирикой, отчасти объясняется различным характером обрабатываемых газов.

В отношении теоретически обосновываемых расчетов циклонных аппаратов опубликован ряд работ различных теоретиков и конструкторов, стремящихся тем или иным путем ближе подойти к действительности. Некоторые из этих расчетов относительно весьма сложны и, требуя больших математических исчислений, очень громоздки и трудоемки. Но и они, как общее правило, основываются на многих допущениях, а в некоторых частях являются весьма спорными.

Основные размеры некоторых циклонов фирмы  
Зек

Производительн. в м <sup>3</sup> /мин	Скорость входа газа в м/сек	Размеры входного отверстия в м		Скорость выхода газа в м/сек	Диаметр вывод- ной трубы в м	Диаметр цилин- дрич. части цик- лона в м	Высота цилиндри- ческой части в м	Высота коническ. части циклона в м
		ширина	высота					
150	21,7	0,24	0,48	8,5	0,6	1,2	0,6	1,34
225	23,8	0,28	0,56	9,7	0,7	1,4	0,7	1,56
300	24,4	0,32	0,64	9,9	0,8	1,6	0,8	1,78
450	23,4	0,40	0,80	9,5	1,0	2,0	1,0	2,23
650	23,5	0,48	0,96	9,6	1,2	2,4	1,2	2,68
$Q$	$v_n \approx 24$	$a = 0,091 \sqrt{\frac{Q}{v_n}}$	$b = 2a$	$v_k \approx 9,5$	$d = 0,145 \sqrt{\frac{Q}{v_k}}$	$D = 2d$	$H_c = d$	$H_k = 2,23d$

В качестве примера можно указать на расчет, приводимый Во-рошиловым<sup>1</sup>. Точно так же не являются достаточно бесспорными и полно охватывающими расчеты, более сочетающие теорию с практическими коэффициентами и более удобные по своему оформлению, развитые Миллем<sup>2</sup>, Смухнинным<sup>3</sup>, Клячко<sup>4</sup>, Сейланом и др. Они должны рассматриваться лишь как приближенные, решающие вопрос под углом зрения главнейших факторов и пренебрегающие целым рядом других, имеющих место и влияющих на процесс, побочных явлений.

Не ставя в данном случае своей задачей их освещение и разбор, мы в нижеследующем приводим пример элементарного расчета простейшего циклона в таком виде, в каком он часто излагается в академических курсах и нередко принимается в технических проектах.

Пусть, например, задано:

Количество подлежащего обработке газа <sup>5</sup>	18 000 м <sup>3</sup> /час
Вязкость в данных условиях . . . . .	$1,9 \cdot 10^{-6}$ кг · сек/м <sup>2</sup>
Пылесодержание . . . . .	5 г/м <sup>3</sup>
Удельный вес пыли . . . . .	3500 кг/м <sup>3</sup>
Состав ее по крупности частиц: диаметром	до 5 μ 5%
„ „ „ „ „ „	от 6 „ 10 „ 13%
„ „ „ „ „ „	„ 11 „ 20 „ 16%
„ „ „ „ „ „	„ 21 „ 30 „ 35%
„ „ „ „ „ „	„ 31 „ 40 „ 15%
„ „ „ „ „ „	„ 41 „ 50 „ 10%
„ „ „ „ „ „	свыше 50 „ 6%

<sup>1</sup> Барабанный сушильный агрегат, ОНТИ, 1936.

<sup>2</sup> Химическое машиностроение 1934, 6.

<sup>3</sup> Центробежные пылеотделители-циклоны, ОНТИ, 1935.

<sup>4</sup> Отопление и вентиляция 1936, 1.

<sup>5</sup> При данной влажности, температуре и давлении.

Требуется определить основные размеры циклона, обеспечивающего снижение запыленности газа не менее чем до, допустим,  $1,5 \text{ г/м}^3$ .

Таким образом заданный к. п. д. аппарата должен быть не ниже

$$\frac{5 - 1,5}{5} = 0,7,$$

т. е. минимальная степень пылеотделения должна отвечать 70%.

Рассматривая ситовой анализ пыли, мы видим, что в ней частиц:

крупнее $5 \mu$	содержится	95%
" 10 "	"	82%
" 20 "	"	66%

Отсюда видно, что если принять для расчета наименьший диаметр осаждаемых частиц равным  $20 \mu$  и вести расчет на частицы, находящиеся в наиболее неблагоприятном положении (т. е. наиболее отдаленные от поверхности осаждения), то, поскольку наряду с ними будут осаждаться и некоторые более мелкие, ближе находящиеся к стенкам циклона, заданная степень пылеотделения будет достигнута.

Итак принимаем:

$$d_{\min} = 20 \mu$$

или

$$r_{\min} = 10 \cdot 10^{-6} = 10^{-5} \text{ м.}$$

Условием осаждения всех взвешенных в газе частиц размером  $r_{\min}$  и выше является (см. стр. 77):

$$S = 0,142 \frac{\gamma w n}{\eta} r^2,$$

где  $\gamma$  — удельный вес частиц, в данном случае  $3,5 \cdot 10^3 \text{ кг/м}^3$ ,  
 $\eta$  — вязкость, равная  $1,9 \cdot 10^{-6} \text{ кг} \cdot \text{сек/м}^2$ ,  
 $r$  — радиус наименьших частиц, подлежащих осаждению, равен  $10^{-5} \text{ м}$ ,  
 $n$  — число оборотов газа в циклоне, принимаем равным 1,  
 $w$  — средняя скорость газа в циклоне.

Диапазон скоростей входа газа в циклон, принятых на практике, колеблется, как указывалось, в пределах от 15 до 25 м/сек. При малых скоростях процесс пылеосаждения, становясь по расходу энергии все более экономичным, по своему эффекту сильно снижается.

Примем среднюю цифру скорости ввода 20 м/сек. На основании опытных данных средняя скорость газового потока в циклоне

$$w = \frac{w_{ax}}{1,4},$$

что для выбранной нами скорости входа, равной 20 м/сек, даст

$$w = \frac{20}{1,4} \approx 15 \text{ м/сек.}$$

Ширина кольцевого пространства между стенками циклона и внутренней газоотводящей трубой составит:

$$S = \frac{0,142 \cdot 3,5 \cdot 10^3 \cdot 15 \cdot 1 \cdot 10^{-10}}{1,9 \cdot 10^{-6}} \approx 0,4 \text{ м.}$$

Ширина входного отверстия циклонов принимается обычно равной ширине кольцевого пространства, и, стало быть, в данном случае

$$a = 0,4 \text{ м.}$$

При данной ширине входа и вышепринятой входной скорости потока высота входного отверстия должна быть равна:

$$b = \frac{18000}{20 \cdot 3600 \cdot 0,4} \approx 0,65 \text{ м}^1.$$

Диаметр внутренней газоотводящей трубы определяется по скорости движения в ней уходящего газа, а последняя — из тех соображений, что чем меньше скорость отвода, тем меньше сопротивление аппарата, но тем больше размер его и хуже условия пылесажждения. Диапазон скоростей выхода газа, принятых на практике, 6—10 м/сек. Примем среднюю цифру 8 м/сек<sup>2</sup>.

Тогда площадь внутренней трубы будет:

$$\frac{18000}{3600 \cdot 8} = 0,62 \text{ м}^2$$

и диаметр ее:

$$d_m = \sqrt{\frac{0,62}{0,785}} \approx 0,9 \text{ м.}$$

При данных  $d_m$  и  $S$  диаметр циклона составит:

$$D_c = 2 \cdot 0,4 + 0,9 = 1,7 \text{ м.}$$

Средний радиус вращения потока

$$R_{cp} = \frac{R_u + R_m}{2} = \frac{1,7 + 0,9}{2} = 0,65 \text{ м.}$$

Время прохождения взвешенной частицы от внутренней грани циклона к наружной (стр. 75):

$$t = \frac{4,5 \eta}{r^2 (d_2 - d_1) \omega^2} \ln \frac{R}{R_1} = \frac{4,5 \cdot 1,9 \cdot 10^{-6}}{10^{-10} \cdot 346 \cdot 23^2} \ln \frac{1,7}{0,9} \approx 0,3 \text{ сек.},$$

где

$$d_2 - d_1 \approx d_2 = \frac{\gamma_2}{g} = \frac{3500}{9,81} = 346; \omega = \frac{w}{R_{cp}} = \frac{15}{0,65} = 23.$$

<sup>1</sup> Рекомендуемое практикой соотношение высоты и ширины входного отверстия — от 1,5 до 2.

<sup>2</sup> Надо заметить, что скорость эта является условной, так как движение в выводной трубе не прямолинейное, а вращательно-винтообразное.



Длина пути газового потока внутри циклона, равная произведению скорости на время:

$$15 \cdot 0,3 = 4,5 \text{ м.}$$

Число оборотов потока в циклоне:

$$\frac{4,5}{2\pi R_{cp}} = \frac{4,5}{2 \cdot 3,14 \cdot 0,65} \approx 1.$$

При высоте газохода в 0,65 м высота цилиндрической части циклона:  $0,65 \cdot 1 = 0,65 \text{ м}$ , а с запасом в 20%  $0,65 \cdot 1,2 \approx 0,8 \text{ м}$ .

Коническая часть циклона, где процесс пылеосаждения наиболее сложен и наименее изучен, пока еще, как указывалось, не поддается даже приближенному расчету. Его рекомендуется принимать по углу в  $30-40^\circ$  при вершине конуса.

Тогда, при диаметре цилиндра 1,7 м и диаметре нижнего пылевого отверстия  $\sim 0,2 \text{ м}$ , высота конической части циклона будет равна:

$$H_k = \left( \frac{D_c}{2} - \frac{d_o}{2} \right) \operatorname{ctg} \frac{\alpha}{2} = (0,85 - 0,1) \operatorname{ctg} 20^\circ \approx 2 \text{ м.}$$

Итак, мы получили циклон следующих основных размеров:

Внешний диаметр . . . . .	1,7 м
Высота цилиндра . . . . .	0,8 "
Высота конуса . . . . .	2,0 "
Диаметр газоотводной трубы . . . . .	0,9 "
Площадь входного отверстия . . . . .	$0,4 \cdot 0,65 \text{ м}^2 = 0,26 \text{ м}^2$

Между прочим эти вычисленные конструктивные размеры оказались случайно весьма близкими к размерам циклона той же производительности по проспектным данным табл. 2.

Проверим к. п. д. получившегося циклона<sup>1</sup>.

Согласно заданию в исходном газе содержится:

Частиц размером	до 5 $\mu$ — 5% (а следовательно более крупных 95%)	
" "	от 6 до 10 " — 13%	то же 82%
" "	" 11 " 20 " — 16%	" " 66%
" "	" 21 " 30 " — 35%	" " 31%
" "	" 31 " 40 " — 15%	" " 16%
" "	" 41 " 50 " — 10%	" " 6%
" "	свыше 50 "	" " 6%

В верхнем квадранте (рис. 33) откладываем на оси абсцисс диаметры частиц, а на оси ординат — % остатка на сите. Получаем кривую характеристики пыли.

Из уравнения

$$r_{\min} = \sqrt{\frac{9 \eta g}{8 \pi \gamma \omega n}} \sqrt{\frac{R^2 - x^2}{R_1}},$$

<sup>1</sup> Малин, Пейсахов и др., Технология серной кислоты и серы, ОНТИ, 1935.

или в условиях рассматриваемого примера:

$$d_{\min} = 2 \sqrt{\frac{9 \cdot 1,9 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81}{8 \cdot 3,14 \cdot 3500 \cdot 15}} \sqrt{\frac{0,85 - x^2}{0,65}} \approx$$

$$\approx 2,3 \cdot 10^{-5} \sqrt{\frac{0,85 - x^2}{0,65}} \cdot 10^{-6} \mu.$$

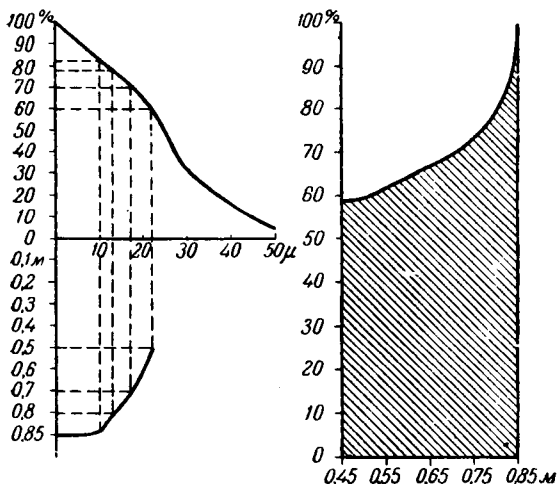


Рис. 33. Графическое определение к. п. д. циклона.

находим, что минимальный размер частиц, успевающих осесть с расстояния от центра, равного:

$x=0,45$ м	будет $\approx 23$ мк
$x=0,5$ "	" $\approx 22$ "
$x=0,6$ "	" $\approx 20$ "
$x=0,7$ "	" $\approx 18$ "
$x=0,8$ "	" $\approx 13$ "
$x=0,85$ "	" $\approx 10$ "

На нижнем квадранте (рис. 33) откладываем по оси ординат значение этих расстояний  $x$ , а по оси абсцисс соответствующие значения  $d_{\min}$ . Строим кривую минимальных диаметров.

Соединяем рядом вертикалей разные точки обеих кривых и отсчитываем на ординате верхней части графика степень осаждения пыли с расстояния, указываемого соответствующей точкой оси ординат нижней части графика. Находим, что с расстояния от центра циклона, например, в 0,5 м успевает осесть 60% пыли, с расстояния 0,7 м — 70% и т. д. Таким образом получаем частные степени отделения пыли при различных расстояниях. Откладываем

<sup>1</sup> Небольшое расхождение с условием, поставленным на стр. 84, согласно которому минимальный размер осаждаемых частиц, оказавшихся при входе в циклон на наибольшем расстоянии от его стенок, равен 20 мк, объясняется некоторой неточностью вычислений, производившихся на счетной линейке.

их на новой системе координат и строим кривую частных степеней пылеотделения. Частное от деления величины полученной площади (28 метр-процентов) на ширину кольцевого пространства циклона (0,4 м) дает к. п. д. пылеосаждения, он равен

$$\frac{28}{0,4} = 70\%$$

а именно такая степень газоочистки и была выше задана.

Так как современный уровень теоретических познаний циклонного процесса недостаточен и не позволяет наметить строгие схемы расчетов, то при практическом конструировании циклона надежнее исходить из данных специального эксперимента, корректируя их для заданных условий на основе принципов подобия.

## 6. Мокрое пылеосаждение

### а) Статические газопромыватели-скрубберы

Всем известно, что после обильного дождя воздух становится чище. Дождь смачивает взвешенные в воздухе частицы пыли, облекает их водяной оболочкой, укрупняет их и тем самым способствует их осаждению под действием силы тяжести<sup>1</sup>.

Это явление издавна было использовано в различных системах статических газопромывателей. Отличаясь в конструктивных деталях, все они одинаковы по своему принципу: тесное смешение газа с возможно более тонко распыливаемой водой.

Но эти конструкции не являются достаточно действенным средством в деле пылеосаждения. Причина заключается в покрывающем пылинки адсорбированном слое газа, препятствующем проникновению влаги. Разрушение этого слоя достигается с трудом. Чем меньше размер пылинок, тем более сказывается указанное положение — самая же мелкая пыль почти вовсе не смачивается водой в такого рода устройствах.

Даже в насаженных скрубберах, где осаждение происходит не только за счет силы тяжести смоченных частиц, но и (главным образом) вследствие прилипания к влажным поверхностям<sup>2</sup>, удается достичь лишь грубого или как максимум полутонкого отделения пыли. Запыленность промытого газа большей частью не менее 1 г/м<sup>3</sup> и часто выше. В иных случаях недостаточен и этот эффект, в других же он недостаточен и требуется последующая система тонкого пылеотделения.

### б) Динамические газопромыватели-дезинтеграторы

Как указывалось, самая тщательная промывка газа в различного рода статических газопромывателях не достигает тонкого пылеудаления. Иначе ведет себя целый ряд существующих динамических газопромывателей. Выгодно сочетая мокрое осаждение с действием развиваемой центробежной силы, они дают высокий эффект отделения механических примесей.

<sup>1</sup> Известную роль играет здесь и механическое увлечение.

<sup>2</sup> С дальнейшим смыванием стекающей жидкостью.

Из большого числа подобных конструкций наибольшего интереса заслуживают дезинтеграторы Тейзена. Их мы и коснемся более подробно<sup>1</sup>.

«Тейзены» явились одним из первых типов устройств, довольно удачно разрешивших вопрос тонкого пылеосаждения. Появившись в промышленной эксплуатации в начале текущего столетия и предназначаясь для обеспыливания доменного газа, они быстро получили признание технических кругов и широкое распространение не только в металлургии. Большая пропускная способность аппарата при относительно небольших его размерах, простота обслуживания и надежность в работе, высокое качество отделения механических примесей и одновременное создание напора для дальнейшего транспорта газа — вот основные достоинства тейзенов.

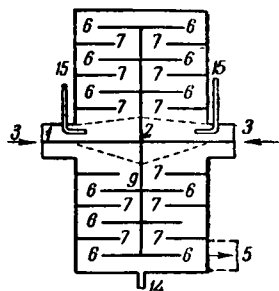


Рис. 34. Схема дезинтегратора Тейзена.

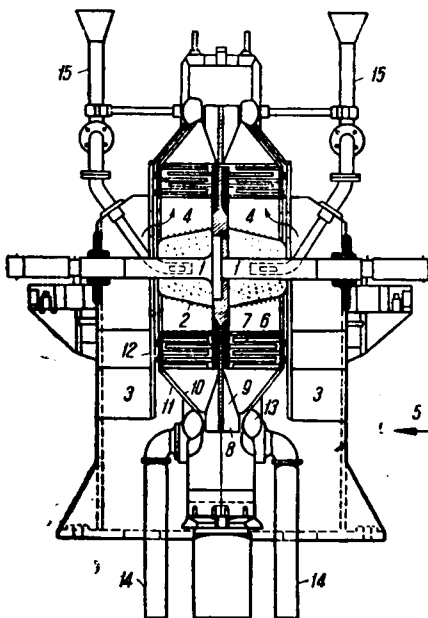


Рис. 35. Разрез параллельноточного дезинтегратора Тейзена.

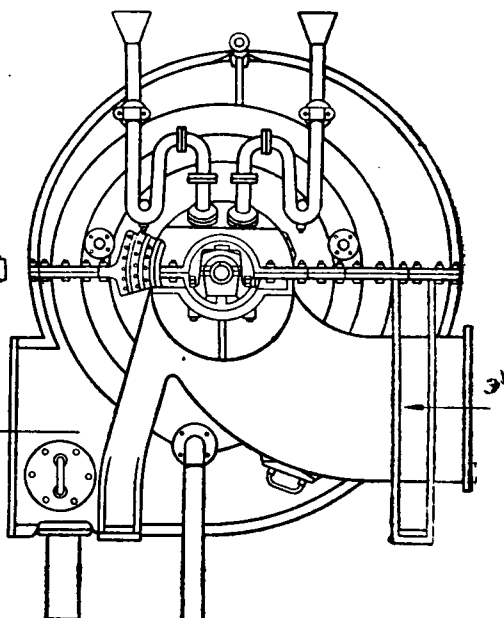


Рис. 36. Боковой вид параллельноточного дезинтегратора Тейзена.

На рис. 34 представлена схема, на рис. 36 боковой вид и на рис. 35 разрез наиболее распространенной из тейзеновских кон-

<sup>1</sup> Ср. Эйлер Б., Очистка доменного газа, Металлургияздат, 1933; Ендронкин Д., Газоочистка в доменном производстве, ГНТИУ, 1935.

струкций. Это параллельноточный дезинтегратор, разработанный Тейзенем в 1909 г. и к 1911 г. сданный в промышленную эксплуатацию. Устройство его заключается в следующем.

Через неподвижно установленный вентилятороподобный корпус проходит вал 1, вращающийся на двух подшипниках с кольцевой смазкой, или чаще — двух шарикоподшипниках. На середине вала наглухо закреплен стальной диск 9, а на нем с обеих сторон — литые стальные кольца. На последних по окружности, через известные промежутки, закреплены горизонтальные бичи 6 из круглого железа, соединенные с другой стороны кольцами из полосового железа. Таких, как бы решетчатых, цилиндров имеется 3—4. Они вместе с валом являются ротором дезинтегратора, вращающимся от непосредственно соединенного с валом электромотора.

В промежутки между концентрическими же окружностями таких же бичей ротора 6 входят концентрические же окружности таких же бичей статора 7. Они укреплены на литых кольцах 12, находящихся по бокам ротора у стенок кожуха.

Внутри аппарата с двух сторон, через сифонообразно изогнутые трубы 15, подается промывная вода. Она попадает в распределительный дырчатый конус 2, расположенный по обе стороны среднего диска и снабженный снаружи особыми лопастями, распыляющими и отбрасывающими ее к системе бичей.

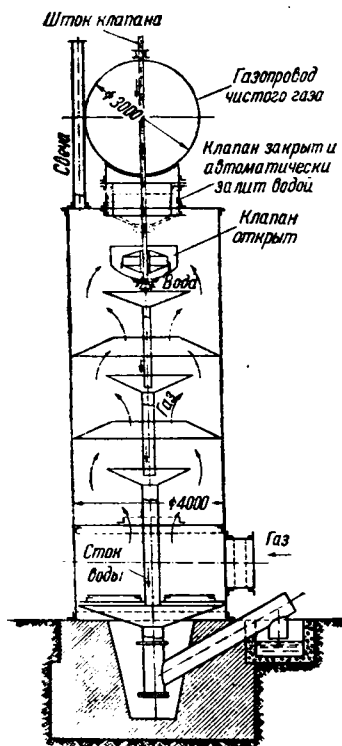


Рис. 37. Водоотделитель Тейзена.

Обрабатываемый газ подводится к аппарату с двух сторон через прямоугольного сечения патрубки 3 и поступает в центр. Образующаяся здесь (у водораспределительного конуса) тесная смесь газа и воды устремляется к первому (считая изнутри — наружу) кольцевому набору вращающихся бичей из углового железа. Действуя подобно вентиляторным лопастям, они с силой отбрасывают эту смесь на следующую кольцевую систему неподвижных бичей, выполняющих роль отражательных поверхностей. Результатом является туманообразное распыление воды, весьма тесный контакт ее с газом и интенсивная промывка его. Следующими концентрическими рядами вращающихся и неподвижных цилиндров из углового железа этот процесс повторяется и усугубляется так, что почти все частицы пыли, содержащиеся в газе, оказываются хорошо смоченными.

На внешней окружности вращающегося диска укреплены наклонно к валу открытые сбоку и скошенные вентиляторные лопасти 8. Они протягивают смесь газа и воды через дезинтегрирующее устройство и отбрасывают ее (бла-

годаря своей форме) на промывную поверхность 11, расположенную концентрически по отношению к лопастям вентилятора. При ударе об эту поверхность происходит отделение ют газа промывной воды с осаждаемой пылью. По желобам 13 и трубам 14 они выводятся из аппарата.

Обеспыленный газ под напором, создаваемым вентиляторными лопастями, выбрасывается в спиральную улиткообразную часть корпуса, юткуда под давлением поступает в газотводящий патрубок 5.

По выходе из дезинтегратора газ обильно насыщен водяным туманом, механически им увлеченным. Поэтому специальный водоотделитель является неотъемлемой принадлежностью дезинтеграторной установки.

Водоотделитель Тейзена основан на ударном действии потока о конические преграды в сочетании с частой переменной направлениия и скорости.

Устройство его и принцип работы понятны из схемы, приведенной на рис. 37.

Вытекающая из дезинтегратора грязная жидкость подвергается осветлению в отстойниках Дорра, Нейштадта или других, располагаемых часто для экономии места под газоочистной установкой.

Характеристика работы параллельноточных тейзенов на доменном газе может быть представлена, согласно Эйлеру, следующими средними цифрами:

Пропускная способность аппарата . . . . .	40—60 тыс. м <sup>3</sup> газа/час
Развиваемое давление . . . . .	150—300 мм Н <sub>2</sub> O
Температура газа перед дезинтегратором . . . . .	40—50°
Температура газа после газоочистки . . . . .	20—30°
Температура воды при входе в дезинтегратор . . . . .	30—40°
Температура воды при выходе из дезинтегратора . . . . .	40—50°
Расход воды на холодильник . . . . .	3 л/м <sup>3</sup>
Расход воды на дезинтегратор . . . . .	0,6—1,0 л/м <sup>3</sup>
Расход энергии на насосах . . . . .	0,5—1,5 kWh/1000 м <sup>3</sup> газа
Расход энергии на дезинтеграторе . . . . .	5—6 kWh/1000 м <sup>3</sup> газа
Общий расход энергии . . . . .	5,5—7,5 kWh/1000 м <sup>3</sup> газа
Скорость вращения ротора . . . . .	550—650 об/мин
Запыленность газа перед установкой . . . . .	6—12 г/м <sup>3</sup>
Содержание пыли в очищенном газе . . . . .	0,02—0,04 г/м <sup>3</sup>
Занимаемая площадь . . . . .	1,5—4,5 м <sup>2</sup> /1000 м <sup>3</sup> газа/час

Осветленная вода охлаждается в градирне и возвращается в оборот. Убыль воды от испарения, а также отвода, содержащего до 70% влаги шлама пополняется свежей.

Работа параллельноточных дезинтеграторов эффективна на газах охлажденных. В соответствии ю этим до направления в дезинтегратор обрабатываемый газ проходит через предварительный охладитель, где доводится до температуры порядка 40—50°. Последний выполняется в виде обычного, орошаемого водой безнасадочного или хордового скруббера (который помимо охлаждения

снижает, в известной степени, содержание пыли в газе и облегчает тем самым дальнейшую тонкую газоочистку).

Таким образом технологическая схема всей установки состоит из холодильника (скруббера), дезинтегратора, водоотделителя, осадочного бассейна и градирни.

Достоинства описанных дезинтеграторов уже выше отмечались: это высокая степень отделения взвешенных частей, компактность установки и большая производительность аппарата, простота обслуживания и надежность в работе, продолжительность действия без остановки для ремонта<sup>1</sup> и чистки<sup>2</sup>, незначительная изнашиваемость, несколько меньший, по сравнению с другими способами тонкой газоочистки, размер капитальных затрат.

Недостатками являются: потребность в значительных количествах воды, необходимость громоздких отстойных бассейнов и большой расход электроэнергии, даже при учете приобретаемого газом в дезинтеграторе напора для дальнейшего продвижения.

Кроме дезинтегратора описанной конструкции, имеется еще несколько других конструкций тейзенов: противоточный дезинтегратор (работающий по принципу встречного тока газа и воды и предназначенный для очистки горячих газов, но оказавшийся менее эффективным по расходным коэффициентам и получивший меньшее распространение), тарельчатый дезинтегратор, в котором вместо системы бичей применен ротор из тарельчатых дисков, образующих при быстром вращении целый ряд центробежно действующих водяных завес, пересекаемых газом, — тип более поздний и пока менее распространенный (рис. 38) и др.

Дезинтеграторы Тейзена весьма распространены в технике осаждения пыли из доменного газа.

Наряду с тейзенами получили распространение и дезинтеграторы Динглера (рис. 39), Чокке, Гамана, Шварц-Бауэра и мн. др. Принцип действия их в основном тот же, различие в конструктивном оформлении (устройство ротора, подвод промывной воды, привод, разделение функций газоочистителя и эксгаустера и т. д.).

## 7. Фильтрование газа<sup>8</sup>

### а) Основные положения

Разделение газодисперсной системы путем фильтрования имеет известное сходство с фильтрованием жидкостей с целью отделения осадков и мутей. Так же как путем фильтрования загрязненной жидкости можно получить совершенно (практически) чистый фильтрат, так и пропусканием газового потока через соответствующую

<sup>1</sup> Благодаря отсутствию сложных частей — тяг, клапанов, пружин, шестерен и т. п.

<sup>2</sup> Благодаря интенсивному промыванию и прополаскиванию в самом процессе действия всех частей аппарата, что в значительной степени предотвращает накопление твердых осадков.

<sup>3</sup> См. Мельдау, Пыль в производстве, ГНТИ, 1933; Эйлер, Очистка доменного газа, Металлургияиздат, 1933; Ендронки и Д., Газоочистка в доменном производстве, ГНТИУ, 1935.

ший фильтрующий материал можно достигнуть весьма тонкого от-  
деления взвешенных в нем частиц. При этом законы, управляю-  
щие фильтрационным процессом, принципиально те же, как для  
жидкости, так и для газа<sup>1</sup>.

Число различных систем газовых фильтров (особенно воздухо-  
фильтров, применяемых в вентиляционной технике) довольно ве-  
лико. В основном различают 2 группы: ситовые фильтры и так

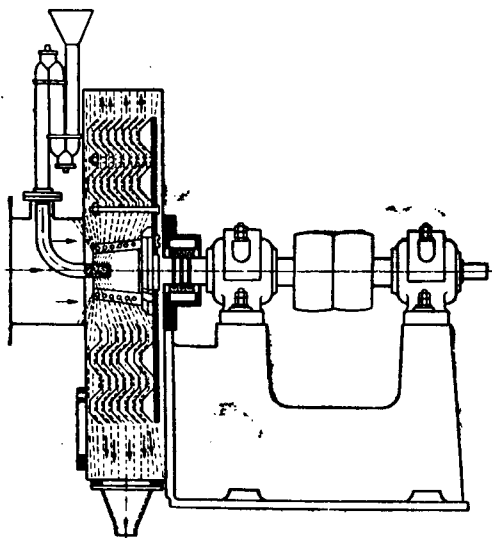


Рис. 38. Тарельчатый дезинтегратор Тейзенз

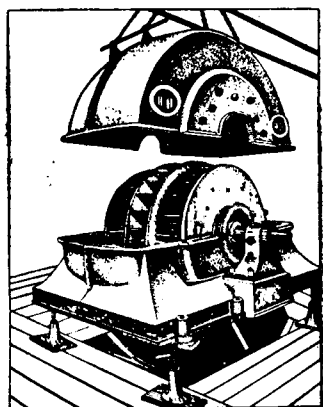


Рис. 39. Дезинтегратор Дин-  
глера.

называемые слоистые. Слоистые фильтры в свою очередь под-  
разделяют еще на 2 группы, относя к первой такие, где фильт-  
рующим материалом служит слой кокса, графия или другого за-  
полняющего вещества, а ко второй — матерчатые фильтры. Боль-  
ший интерес представляют последние.

Микроскопическое исследование матерчатого фильтра вполне  
отчетливо выявляет его внутреннее строение: это совокупность  
большого количества неправильных, извилистых каналов различ-  
ной длины, но, как правило, значительно большей, чем толщина  
самого фильтра. Эта извилистость ходов определяет собою харак-  
терное отличие слоистого фильтра от сита с короткими и прямыми  
проходами. При применении последнего безусловно задерживают-  
ся частицы величиной большей, чем размер отверстий; меньшие  
же частицы могут проходить. Поэтому здесь, вообще говоря<sup>2</sup>, за-  
держивающая способность определяется размером отверстий.

Другое положение имеет место при наличии относительно  
длинных, неправильных, изогнутых ходов в слоистых фильтрах,

<sup>1</sup> Такая же аналогия остается в основном и при разделении отстаиванием  
и центробежной силой.

<sup>2</sup> Т. е. не учитывая загрязнения, забивки и пр.



в частности в матерчатых. В этом случае в извилистых каналах прилипают, застревают и задерживаются частицы гораздо меньшего размера, чем величина свободного просвета. Практика подтверждает, что фильтр, изготовленный из хлопчатобумажной материи с порами порядка 30  $\mu$ , подчас отлагает частицы ультрамикроскопических размеров.

Просеивающее действие и прилипание к волокнам особенно хорошо происходит на ворсе ткани. В связи с этим часто рассматривают ворс как основной очиститель, а прочую ткань, где поры больше, прямее и короче, как каркас фильтра<sup>1</sup>.

Постепенно накапливающийся на ткани слой осадка образует как бы второй фильтр с большой задерживающей способностью. Это повышает эффект фильтрования, но одновременно понижает скорость его, так как сопровождается увеличением сопротивления системы. Систематическая очистка фильтрующей поверхности в известной степени сглаживает присущую фильтру неравномерность работы.

Движущей силой процесса является разность давления по обе стороны фильтра. Ей прямо пропорциональна скорость фильтрации, т. е. количество газа, проходящего в единицу времени через единицу фильтрующей поверхности. Эта же скорость обратно пропорциональна сопротивлению фильтра, слагающемуся из более или менее постоянного сопротивления фильтрующего материала и переменного сопротивления постепенно нарастающего на фильтре слоя осадка.

Для математического выражения скорости фильтрации в технике аэро- и газоочистки пользуются простыми соотношениями. Так, например, среднюю производительность матерчатых фильтров исчисляют согласно Ритшелю по уравнению:

$$V = \frac{F (p_1 - p_2)}{m \gamma}$$

или разность давления по обе стороны фильтрующей поверхности по формуле

$$p_1 - p_2 = K v^n,$$

где  $V$  — количество газа (в  $m^3/час$ ),

$F$  — поверхность фильтрации (в  $m^2$ ),

$p_1$  и  $p_2$  — давление газа до и после фильтра (в  $mm H_2O$ ),

$\gamma$  — удельный вес газа (в  $kg/m^3$ ),

$v$  — скорость газового потока, отнесенная ко всей фильтровальной поверхности (в  $m/сек$ ),

$m$  — коэффициент сопротивления фильтра, величина которого, так же как и величина коэффициентов  $K$  и  $n$ , устанавливается эмпирически для данной ткани и данных условий запыленности.

Большей частью расчет ведут и не по этим соотношениям, а по конкретным параметрам, установленным практикой (см. ниже).

Основные затруднения, возникшие при первоначальном применении в газотехнике матерчатых фильтров, заключались в чувстви-

<sup>1</sup> См. Мельдау. Пыль в производстве, ГНТИ, 1933.

тельности обычных тканей по отношению к повышенным температурам. После ряда неудавшихся попыток создать подходящую теплоустойчивую ткань было найдено другое решение вопроса — регулировка температуры обрабатываемого газа путем установки холодильника и подогревателя. Первый предотвращает обугливание материи, второй, переводя насыщающий пар в перегретое состояние, устраняет возможность конденсации влаги и запыление фильтра мокрой пылью, не поддающейся стряхиванию.

Начало промышленного развития рассматриваемого процесса фильтрования газа относится к 1910 г., когда в Германии, на Гальбергском заводе (в Саарской области) и в Дюделингене (Люксембург) были почти одновременно поставлены две установки, производительностью по 13 000 м<sup>3</sup>/час доменного газа. В 1911 г. начала работать третья установка на 30 000 м<sup>3</sup>/час при Бурбахских доменах. Она (по сообщениям фирмы Гальберг-Бет) заменила собой ранее установленные тейзеновские дезинтеграторы, причем затрата мощности снизилась с 350 до 70 л. с., прекратились затруднения, связанные с отстоем и расходом воды, оказалась выше степень газоочистки. Вскоре эта установка была расширена до производительности в 240 000 м<sup>3</sup> газа в час.

С этого времени способ тонкого пылеосаждения путем фильтрования потока газа начал быстро развиваться.

Являясь весьма действенным средством для тонкого отделения взвешенных в газе частиц, способ фильтрации обладает, однако, и рядом существенных, принципиальных недостатков. Таковыми в первую очередь являются: громоздкость установки, обусловливаемая недопустимостью применения больших скоростей газа (во избежание сильного засорения внутренних слоев фильтра и резкого повышения сопротивления), резко ограниченные температурные границы и неприменимость процесса при наличии химически активных компонентов в фильтруемой газовой смеси.

Тем не менее этот способ сохранил до сих пор значительное промышленное распространение и является одной из трех основных систем, конкурирующих в области тонкого пылеосаждения<sup>1</sup>.

## б) Техника фильтрования газа

Наиболее ранними типами газочистящих аппаратов явились ситовые фильтры, составленные из ряда расположенных друг за другом сухих или увлажняемых мелких сит, а также слоистые фильтры, в форме коробок и башен, заполненных кольцами Рашига, коксом, гравием, стеклянным боем и другим кусковым материалом. Устройства эти довольно просты, но достигаемая ими степень пылеотделения относительно невелика, фильтрующая поверхность быстро забивается, а обновление ее связано с известными трудностями и временем. При сильно запыленном газе и при повышенных требованиях к качеству очистки эти недостатки усугубляются до степени, почти исключаящей применимость указанных конструкций.

<sup>1</sup> О другой мы уже говорили: это мокрая очистка в дезинтеграторах. Третьей является электрическая очистка, о которой мы будем говорить ниже.

Значительным, в данном направлении, шагом вперед явилось введение в газоочистительную технику матерчатых фильтров различной формы.

Наиболее удачной формой оказались предложенные инж. Бетом длинные, вертикально поставленные матерчатые цилиндрические рукава. Бетом же была разработана механизация и автоматизация процессов очистки рукавов. Этим в значительной степени сгладилась неравномерность работы, присущая всякому фильтру, а также значительно сократилась продолжительность холостого хода, т. е. время бездействия аппарата, потребное на очистку фильтра. По имени изобретателя такая конструкция получила название бета-фильтра.

Принцип действия бета-фильтра виден из рис. 40, где показана схема устройства и очистки фильтра. Запыленный газ протягивается через ряд цилиндрических матерчатых рукавов-мешков. Рукава эти сверху закрыты, снизу открыты. Своим верхним концом они присоединены к раме, с которой, в свою очередь, соединен встряхивающий механизм. Нижним концом они опираются в днище, с соответствующим рукавам количеством и размером отверстий. Благодаря болтам и зажимным кольцам, создающим герметизацию, поступающий в направлении, показанном стрелкой, поток может попадать только внутрь рукавов, а дальнейшее продвижение его может проис-

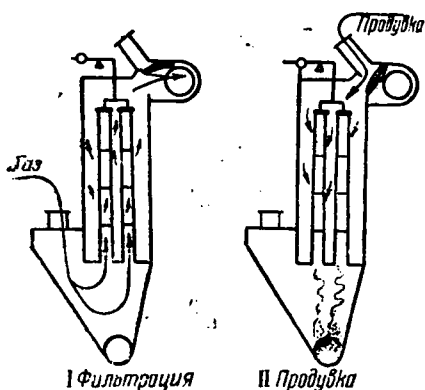


Рис. 40. Схема матерчатого фильтра.

ходить только в направлении изнутри наружу через поры ткани.

Пыль густо осаждается на внутренней фильтрующей поверхности и вызывает постепенный рост сопротивления фильтра. Тогда, в определенный момент, перекрывается шибер, отключающий аппарат от трубопровода запыленного газа и одновременно открывается обратный доступ некоторой части ранее очищенного газа. Последний, проникая внутрь рукавов, производит продувку ткани. При этом же приходит в действие встряхивающий механизм, который несколько раз резко опускает и приподнимает верхнюю раму, к которой подвешены рукава. Все это автоматизировано соответствующим образом.

В результате встряхивания и обратной продувки осевшая пыль осыпается, фильтрующая поверхность очищается и тогда вновь начинается рабочий период.

Температура поступающего на фильтрацию газа не должна превышать 90—100°, во избежание быстрого обугливания и порчи ткани. Поэтому, в случае более высокой температуры, газ должен быть предварительно охлажден. С другой стороны, температура газа должна быть выше точки росы содержащихся в нем паров, чтобы на материале не происходило конденсации влаги и рукава

не замазываются бы мокрым, трудно поддающимся отряхиванию шламом. Поэтому, до поступления в фильтр, газ — ранее охлажденный — несколько подогревается с тем, чтобы содержащиеся в нем пары находились в перегретом на 15—20° состоянии. В среднем температура фильтруемого газа 70—80°.

Регулировка температуры является весьма существенным моментом в работе и на современных установках производится соединенными с термoeлементами электрическими автоматами.

Материалом для фильтровальных рукавов служит большей частью ткань, изготовленная из хлопчатой бумаги. При правильной работе автоматов, регулирующих температуру газа, и при отсутствии в последнем кислот срок службы рукавов около года.

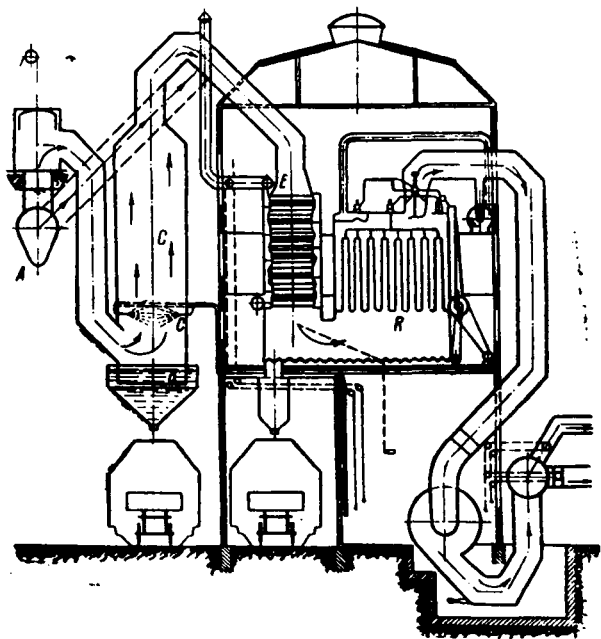


Рис. 41. Сухая газоочистка по системе Гальберг-Бет.

Примененный впервые инж. Бетом на Гальбергском металлургическом заводе данный способ фильтрации газа получил название системы Гальберг-Бет. Претерпев со временем ряд изменений, она в своем современном виде представляет следующее.

Из газохода запыленного газа *A* (рис. 41) горячий газ поступает в холодильный *C*, где охлаждается взбрызгиваемой в виде мелкого тумана водой до температуры немного выше точки росы (приблизительно до 50—70°). Почти насыщенный водяными парами газ направляется далее в подогреватель *E*, где температура его повышается до 15—20° (отдаляется точка росы)<sup>1</sup>.

<sup>1</sup> В случае низкой начальной температуры газ мнует холодильник или в последнем выключается орошение. В случае ненадобности выключается и подогреватель.

Подогрев газа осуществляется в поверхностных подогревателях, работающих либо за счет отбросного тепла, либо за счет тепла продуктов сгорания некоторого количества газа, сжигаемого в отдельных «ционд»-камерах. В некоторых случаях подогрев производится путем непосредственного сжигания в самом газе небольшой его части (около 1%), для чего в газопровод вводится необходимое количество воздуха. Воспламенение производится механическим запалом, причем непрерывно поддерживающееся искрение предотвращает возможность затухания и связанную с этим опасность образования гремучей смеси<sup>1</sup>.

Работа холодильника и подогревателя регулируется электроавтоматами, связанными с термоэлементами.

С температурой 70—80° газ поступает в бета-фильтры R. Каждый из них состоит из 5—12 секций, содержащих по 30—40 рукавов, изготовленных из ворсистой хлопчатобумажной ткани. Секции работают независимо одна от другой, могут быть отключены и ремонтируются без остановки фильтра в целом. На рис. 42 представлена схема отдельной секции.

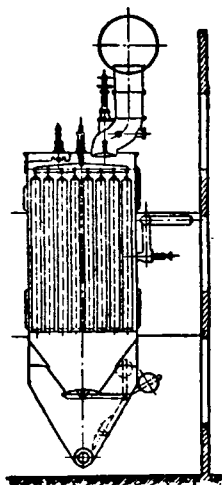


Рис. 42. Схема отдельной секции фильтра Гальберга-Бет.

Фильтровальные рукава в верхней своей части имеют цилиндрическую форму, в нижней — слегка конусообразную. Нижние утолщенные края рукавов плотно прижимаются к соответствующим отверстиям нижней газораспределительной рамы, при помощи ограничивающих отверстия бортов и зажимных колец.

Нижний диаметр рукава 200 мм, верхний 160 мм, полезная длина рукава—3 м; фильтрующая поверхность около 2 м<sup>2</sup>; пропускная способность 100 н. м<sup>3</sup> газа в час. Пропускная способность всего фильтра—до 50 тыс. н. м<sup>3</sup>/час.

Фильтруясь через ткань (со скоростью около 1 м<sup>3</sup>/мин · м<sup>2</sup>), газ очищается до содержания 0,015—0,02 г пыли в 1 м<sup>3</sup>.

Дефекты ткани или образовавшаяся неплотность в соединениях узнаются по окраске пламени газа в контрольных горелках: синеватый цвет пламени указывает на отсутствие пыли в газе, а красный оттенок на наличие относительно небольших (от 0,02 г/м<sup>3</sup>) количеств ее. Смотровые глазки, имеющиеся на всасывающих газопроводах каждой половины камеры, облегчают нахождение поврежденного места. Плохо очищенный газ быстро загрязняет стекло, остающееся при правильной работе фильтра чистым. Точное определение запыленности очищенного газа производится аналитическим путем.

Пройдя фильтр, очищенный, но еще горячий, газ направляется в наполненный кольцами Рашига и орошаемый водой холодильник,

<sup>1</sup> Эйлер В., Очистка доменного газа, Металлургиздат, 1933.

где охлаждается до 25—35°, с целью облегчения его дальнейшей транспортировки.

В том что охлаждению при данном способе подвергается уже очищенный газ, — значительное преимущество сухой газоочистки перед мокрой. Охлаждающая вода здесь не загрязняется, не нуждается в осветлении и может быть непосредственно передана на градирню и вновь в кругооборот. Что касается предварительного холодильника, то в нем охлаждение происходит, главным образом, за счет парообразования, сточных вод получается не столь много, поглощают они лишь небольшое количество пыли и в большинстве случаев тоже не требуют отстоя. Таким образом потребность в весьма громоздких и дорогих отстойных сооружениях, связанная с дезинтеграторной установкой, при сухом способе отпадает.

Очистка фильтровальных рукавов от осевшей пыли производится автоматически, попеременно во всех камерах. Через каждые 4—8 мин. (в зависимости от первоначальной запыленности газа) приходит в действие на 8—15 сек. пневматический механизм, который одновременно:

а) отключает подлежащую очистке камеру от трубопровода для запыленного газа;

б) открывает доступ в камеру чистого газа, нагнетаемого (в количестве 3—5%) вентилятором и производящего продувку рукавов в обратном направлении;

в) производит 5—7-кратное встряхивание верхней рамы, к которой подвешены рукава.

Осыпающаяся вниз пыль шнеками отводится в бункера, откуда выгружается в нижестоящие вагоны.

Сопротивление фильтра прохождению газа, изменяясь в зависимости от плотности ткани, скорости фильтрации, загрязненности газа и т. д., колеблется в диапазоне от 50 до 150 мм Н<sub>2</sub>O. Обычно считают — 80 мм при чистых рукавах и 120 мм перед встряхиванием, в среднем 100 мм<sup>1</sup>.

Расход энергии на фильтрацию около 2—3 kWh на 1000 м<sup>3</sup> газа. Из этого количества приблизительно 20% затрачивается на пылевые шнеки и встряхивающий механизм, 5% — на вентилятор продувочного газа и 75% — на преодоление сопротивления фильтра.

Практически потребная фильтровальная поверхность составляет ~ 1 м<sup>2</sup> на 1 м<sup>3</sup> газа в минуту. Такая, сравнительно низкая скорость фильтрации приводит к известной громоздкости установки, требующей по данным Эйлера от 5 до 10 м<sup>2</sup> площади на 1000 м<sup>3</sup>/час газа, против 2—4 м<sup>2</sup>, занимаемых мокрой дезинтеграторной газоочисткой. Кроме того, здесь больше размер капитальных затрат, сложнее монтаж, квалифицированное должно быть обслуживание.

Это — недостатки данной системы газоочистки по сравнению с выше рассмотренной системой тонкого пылесажения — мокрой, Дезинтеграторной.

<sup>1</sup> По Ритшелю сопротивление матерчатых фильтров в мм Н<sub>2</sub>O:  $Z = 24 \cdot v^{1,66}$ , где  $v$  — скорость газа в м/сек. И. Г.

Другие недостатки сухой газоочистки Гальберг-Бета: узкий температурный интервал, допускаемый способом; большая чувствительность его по отношению к влаге, смоле, кислотам; значительный расход материи, связанный к тому же с некоторой опасностью отравлений обслуживающего персонала, сменяющего ткань; некоторая опасность самовозгорания пыльных рукавов, которую если и не следует преувеличивать, то нужно иметь в виду.

Высокая степень пылеотделения, оставляющая в газе не более чем 0,02 г пыли в 1 м<sup>3</sup>, — положительная сторона данного способа. При сопоставлении его с мокрым способом прибавляется еще отсутствие больших количеств грязной воды, требующей осветления, т. е. соответствующих отстойных бассейнов, меньший расход электроэнергии, получение безводной пыли и лучший эффект очистки газа.

Гальбергбетовские газоочистки работают и при некоторых советских домнах.

---

## РАЗДЕЛ V

### УЛАВЛИВАНИЕ СМОЛ ИЗ ГАЗОВ ПИРОГЕННОЙ ПЕРЕРАБОТКИ ТОПЛИВА

#### 1. Целеустремленность процесса

Одним из компонентов сырого газового потока, получаемого при различных процессах пирогенной переработки топлива (швелевании, коксовании, газификации), является смола — продукт уплотнения и полимеризации высших углеводородов, выделяющихся из топлива при соответствующем его нагреве.

Количество выносимой газом смолы зависит от рода топлива и метода переработки. В одних случаях ее весьма немного, в других — она приобретает уже существенное значение, в третьих — является немаловажным побочным продуктом производства или даже главнейшим фабрикатом такового.

Так, например, при газификации кокса и антрацита смолосодержание газа незначительно или смола вовсе отсутствует. При газификации каменных углей оно доходит до 10 г на 1 м<sup>3</sup> газа. При газификации бурых углей и торфа — достигает 20, 30 и даже 40 г/н. м<sup>3</sup>. При газификации древесины — до 70 г/н. м<sup>3</sup>. В коксовом деле смола и ее производные издавна занимают довольно видное место в ассортименте продукции. При полукоксовании весь процесс переработки топлива ведется именно под углом зрения получения смол как сырья для дальнейшей переработки в различные продукты.

Точно так же в зависимости от рода топлива и метода его переработки меняется качество смолы. Смола, получаемая при температурах порядка 500° (низкотемпературные или первичные дегти), более ценна, чем получаемая при температуре порядка 1000°. Получаемая при газификации торфа ценнее получаемой при газификации углей и т. д.

В своем естественном (или препарированном) виде смола применяется для дорожного строительства, для изготовления строительного толя, для сжигания взамен мазута, для обмазки трубопроводов, для пропитки деревянных столбов и т. д. Все это — в том случае, когда она загрязнена и качество ее низко, или количество недостаточно для того, чтобы окупить стоимость переработки.

В других же случаях смола является сырьем, из которого путем перегонки, крекинга или гидрогенизации получают моторное топливо, смазочные масла, фенолы, парафины, пек и пр.

Смолоотделение нередко становится необходимым и из соображений технологического порядка. Условие соблюдения чистоты



пламенного пространства, предотвращения налета на обрабатываемых газом изделиях, предотвращения засмоленности поглотительных растворов (например при последующей «сероочистке» газа), предотвращения уменьшения выходов и снижения качества сульфата, бензола и других продуктов в коксохимическом деле и т. д., — все это требует в той или иной степени обессмоливания газа.

Иногда же выделение смол не вызывается ни экономическими, ни технологическими соображениями, но диктуется причинами производственного характера. Смола засоряет газопроводы и аппаратуру, забивает горелки, портит счетчики, вызывает вынужденные остановки и доставляет много хлопот по периодической очистке системы. Поэтому даже тогда, когда, вообще говоря, желательнее было бы наличие в газе смоляного тумана (повышающего калорийность газа, пирометрический эффект и лучеиспускание при горении), смолоосаждение при мало-мальски разветвленной газовой сети все равно становится необходимым.

Таким образом в целом ряде случаев рассматриваемый процесс выделения смол из содержащих ее газов получает определенное место в общей схеме пирогенетических производств.

## 2. Методы извлечения смол из газов

Существующие методы смолывыделения требуют прежде всего наличия смол не в парообразном состоянии, в каком они обычно выносятся газом из того или иного газера, а в сконденсированном. Отсюда — необходимость охлаждения газа. Это последнее производится либо прямым контактом с водой в насаженных, безнасадочных и иных скрубберах, либо в водяных (и воздушных) поверхностных холодильниках и т. п. аппаратуре. Сконденсировавшиеся частицы смол частично выпадают при этом из газового потока под действием силы тяжести и механического вымывания.

Полное выделение из газа смолы одним охлаждением и промывкой практически неосуществимо. Находясь в газе в виде мельчайших пузырьков, наполненных газом, смолы образуют туман — тем более стойкий, чем более вязка смоляная оболочка этих пузырьков. По мере снижения температуры внутренний пузырек газа уменьшается в объеме и покрывающая его оболочка смолы увеличивает свою вязкость. В результате этого устойчивость остающегося тумана все более повышается, а степень смолоосаждения постепенно сходит на-нет.

Стало быть, так же как и при непосредственном использовании силы тяжести взвешенных частиц и орошения газа, не удастся, как мы видели, достичь тонкой очистки его от пыли, как и обычно применяемыми методами охлаждения и промывки газа не удастся получить полного извлечения смол. В лучшем случае, при интенсивной двухступенчатой скрубберной системе вымывание соответствует 80—85%.

В иных случаях этого бывает достаточно, и тогда (на некоторых газогенераторных станциях) охладительные скруббера одно-

временно являются и единственными смолоотделителями. Но далеко не всегда такого рода эффект может удовлетворить.

Поэтому, так же как и после предварительной грубой очистки газа от пыли, он (при необходимости) подвергается дальнейшей операции тонкой очистки, так и после осаждения той или иной части смолы в охладителях и промывателях, газ еще часто поступает в аппараты тонкого смолоотделения.

Действие их основано на использовании инерционных или центробежных сил, на фильтровании газа и на принципах электрического отделения механических примесей из газового потока.

Во всех этих случаях температурный режим процесса может быть двойной: ниже и выше точки росы водяных паров. Для «низкотемпературных» газов<sup>1</sup>, несомненно, выгоднее последний. Он приводит к получению безводной (т. е. более ценной) смолы и устраняет необходимость в громоздких отстойниках, малоприятных к тому же в обслуживании. Физические предпосылки для подобного температурного режима имеются: точка росы водяных паров в газах даже наиболее влажных не превышает 70—80°, а точка росы подавляющей части паров смолы выше. При этой температуре останутся в парообразном состоянии только легкие масла, составляющие сравнительно небольшой процент в общем смолодержании газа. Подавляющая же масса смолы находится уже в капельно-жидком виде и поэтому может быть извлечена механическим способом в безводном состоянии. Что же касается предварительного охлаждения газа до температуры росы водяных паров<sup>2</sup>, то для низкотемпературных газов оно относительно невелико и даже при прямом контакте с водой не сопровождается существенным выделением водяных смол.

Положение меняется при обработке высокотемпературных газов<sup>3</sup>, требующих значительного предварительного своего охлаждения. Применение для этой цели поверхностных холодильников приводит к громоздкости системы, а применение орошаемых скрубберов — к выделению наибольшей части смолы в смеси с неиспарившейся водой. Поэтому в этих случаях обычно предпочитают направлять на смолоотделение холодный газ с тем, чтобы возможно полнее очистить его.

### 3. Техника тонкого смолоотделения

#### а) Смолоотделитель ударного типа

Одним из старейших и до сего времени довольно распространенных аппаратов для тонкой очистки газа от остаточного тумана смол является механический фильтр системы Пелуза-Одуэн.

По принципу своего действия он принадлежит к числу конструкций так называемого ударного типа, к каковым относятся так-

<sup>1</sup> Газификация бурых углей, торфа и древесины в газогенераторах со швельшактой (температура газа на выходе порядка 100°), полукоксование (конечная температура 150—200°).

<sup>2</sup> Практически на 10—20° выше, во избежание конденсации влаги.

<sup>3</sup> Газификация каменного угля и антрацита (температура газа 500—700°), коксование и т. п.

же смолоотделители Дрори, Малле и др. Работа всех их основана на изменении скорости движущихся струй газа и ударе о глухие поверхности. На них в результате удара и потери скорости осаждаются мельчайшие частицы смолы.

Первые «пелузы» были введены в заводскую практику еще в 1870 г. Претерпев с того времени различные видоизменения, они в современном своем виде представляют следующее.

Внутри вертикально поставленного чугунного цилиндра *A* (рис. 43) находится подвижный, сверху закрытый, снизу открытый и своей нижней частью погруженный в жидкость «ударный» колокол *B*. Форма его бывает различной: цилиндр, пятиугольная

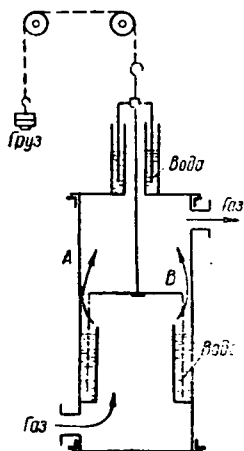


Рис. 43. Схема смолоотделителя Пелуза.

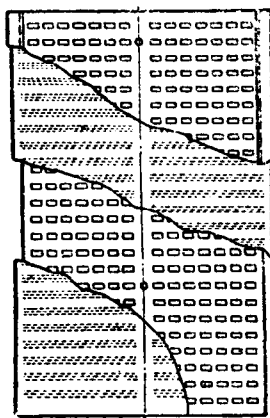


Рис. 44. Стенки колокола пелузы.

призма, шестипланнык и т. д. Переменным является и число колоколов в аппарате — от одного до восьми и более, в зависимости от размеров и заданной производительности.

Стенки колокола — наиболее существенная, рабочая часть аппарата. Они образованы четырьмя тонкими стальными или латунными пластинами (или цилиндрами), расположенными концентрически на расстоянии нескольких миллиметров друг от друга. Первый, считая по направлению движения газа, ряд пластин (или внутренний цилиндр) снабжен известным количеством круглых отверстий, диаметром 1—3 мм. Второй — это крупное сито с рядом прямоугольных отверстий (рис. 44). Третий ряд пластин (или третий цилиндр) подобен первому; четвертый — второму. Вся система расположена так, что против отверстий одного ряда приходятся глухие промежутки другого. Назначением круглых отверстий является деление газового потока на струи, вытекающие со скоростью 15—20 м/сек. Назначение прямоугольных отверстий состоит в пропуске газа к последующему мелкому сити. Промежутки между прямоугольными отверстиями служат поверхностью, о которую ударяются и на которой осаждаются частицы смоляного тумана.

Газ вводится в пелузу через нижний штуцер, поступает под колокол и продавливается сквозь мелкие отверстия внутренних стенок.

Образовавшиеся струи, получившие (благодаря уменьшенному сечению прохода) значительную скорость, встречая затем глухую поверхность последующей стенки, вынуждены изменить свое направление. При этом частицы смолы, в силу своей большой инертности, по сравнению с несущим их газом, стремятся продолжить путь в прежнем направлении, ударяются о простенки и прилипают к ним, выходя таким образом из потока газа.

Газ, изменив направление своего движения, находит прямоугольные отверстия второго ряда, проходит через них и продавливается через мелкие отверстия третьего ряда. Здесь повторяется то же действие, следствием которого является доосаждение оставшейся еще в газе смолы на глухих простенках четвертого ряда пластин.

Очищенный газ удаляется через верхний патрубок. Собирающиеся же на отражательных поверхностях микроскопические частицы смолы постепенно укрупняются и стекают вниз.

Общий вид смолоотделителя Пелуза представлен на рис. 45 и разрез — на рис. 46.

Выше отмечалось, что нижняя часть колокола погружена в смоляной затвор. Работает, стало быть, не весь колокол, а только непогруженная часть его. С течением времени некоторое количество из имеющихся здесь мелких отверстий залепляется смолой. В результате этого увеличивается сопротивление аппарата и возрастает давление газа под колоколом. Тогда колокол автоматически приподнимается и обнажает новый ряд чистых отверстий.

Такая саморегулировка осуществляется противовесом, с которым колокол соединяется через посредство штанги, троса и блока.

Когда же вся поверхность затянется смолой, аппарат отключают от газового потока и сменяют колокола.

В зависимости от содержания смолы в газе, вязкости ее и размера колоколов смена последних производится от одного раза в несколько дней и до одного раза в полгода.

Замена колокола продолжается несколько часов, после чего пелуза вновь включается в работу.

Снятые колокола разбираются и очищаются путем промывки сырым бензолом или керосином.

Из того, что работа аппарата основана на действии силы инерции (пропорциональной квадрату скорости), следует, что осаждение будет тем полнее, чем больше будет скорость газа. Последняя, как уже указывалось, составляет 15—20 м/сек и достигается, с одной стороны, сужением сечения в стенках колоколов, с другой стороны, соответствующей степенью давления. Нормальным перепадом давления считается 60—80 мм H<sub>2</sub>O. При меньшем — эффект газоочистки заметно снижается, при большем — существенного улучшения не достигается и в то же время расходуется непропорционально больше энергии.

Весьма большое значение на к. п. д. процесса имеет температура очищаемого газа. Ее обычно поддерживают в пределах 20—30°.

Более низкая — влечет за собой значительное сгущение смолы и быстрое замазывание отверстий в колоколе; более высокая не позволяет достичь тонкой газоочистки.

Некоторым видоизменением пелузы является смолоотделитель Дрори. Основное отличие его заключается в сочетании того же ударного действия с предварительным барботажем газа сквозь

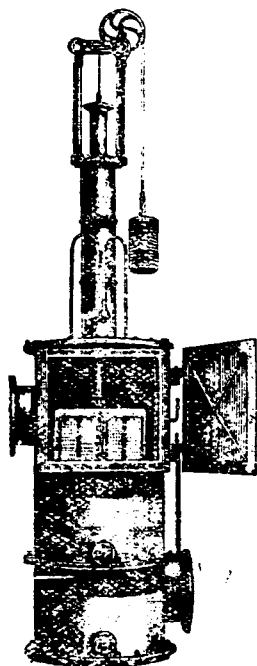


Рис. 45. Общий вид одноколокольного смолоотделителя Пелуза.

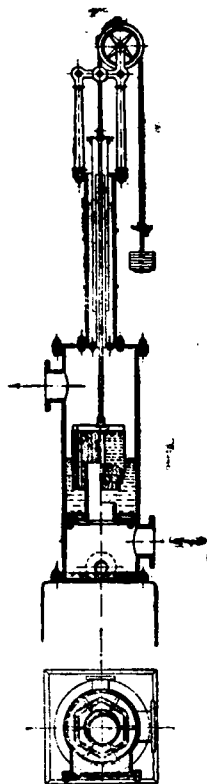


Рис. 46. Разрез пелузы.

20—40-мм слой жидкости. Схема такой конструкции приведена на рис. 47 и пояснений не требует.

На рис. 48 представлен смолодержатель Малле<sup>1</sup>. Принадлежит к тому же числу аппаратов ударного действия, он имеет известные преимущества. Они обуславливаются постоянным вращением ударного колокола. Этот последний в данном случае представляет горизонтальный барабан с четырьмя стенками, аналогичным рассмотренным выше. Барабан находится внутри чугунного кожуха, частично погружен в жидкость и делает 20—30 об/мин. При этом происходит постоянное омывание сит и смывание образующихся

<sup>1</sup> Называемый иногда копперсовским.

закупорок. Этим самым устраняется необходимость частых остановок и чистки. Кроме того, смолоотделитель Малле компактнее.

Достигаемая степень смолоотделения примерно та же, что и в пелузе и смолоотделителе Дрори; при температуре 25—30° извлекается в среднем 90—95% смолы, остающейся в газе после его охлаждения. Остаточное содержание смол 0,3—0,8 г/м<sup>3</sup>. Потеря напора газа, та же, как и в пелузе. Она регулируется изменением

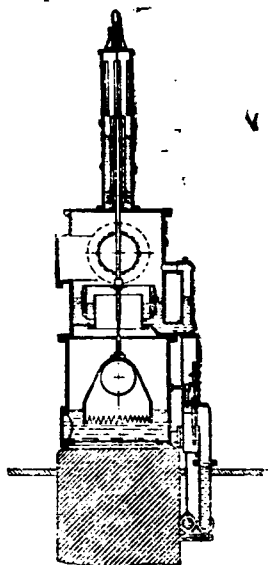


Рис. 47. Смолоотделитель Дрори.

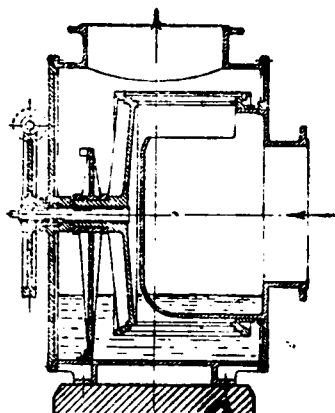


Рис. 48. Смолоотделитель Малле.

уровня жидкости, сопровождающимся изменением суммарной площади сечения свободных отверстий.

Рассмотренные конструкции довольно распространены на коксохимических и газовых заводах. Спокойная и почти не требующая обслуживания работа их и удовлетворительный эффект действия — их достоинства. Недостатки — трудность достижения полного смолоизвлечения, затруднения, возникающие при осаждении вязких смол или при наличии в газе нафталина, невысокая производительность.

### б) Центробежные смолоотделители Тейзена, Фельда и Бамаг

Центробежная сила в сочетании с мокрым осаждением, являющаяся, как мы выше видели, весьма действенным средством в деле обеспыливания газов, приводит к аналогичному высокому эффекту и при извлечении смол. При этом принцип действия, а часто и конструкция аппаратуры остаются в основном теми же.

Процесс большей частью ведется при температуре, лежащей на 15—20° выше точки росы водяных паров, с применением в ка-

честве промывной жидкости не воды, а подогретой смолы. Этим устраняется необходимость в промоздких смолоотстойниках и достигается непосредственное получение безводных смол.

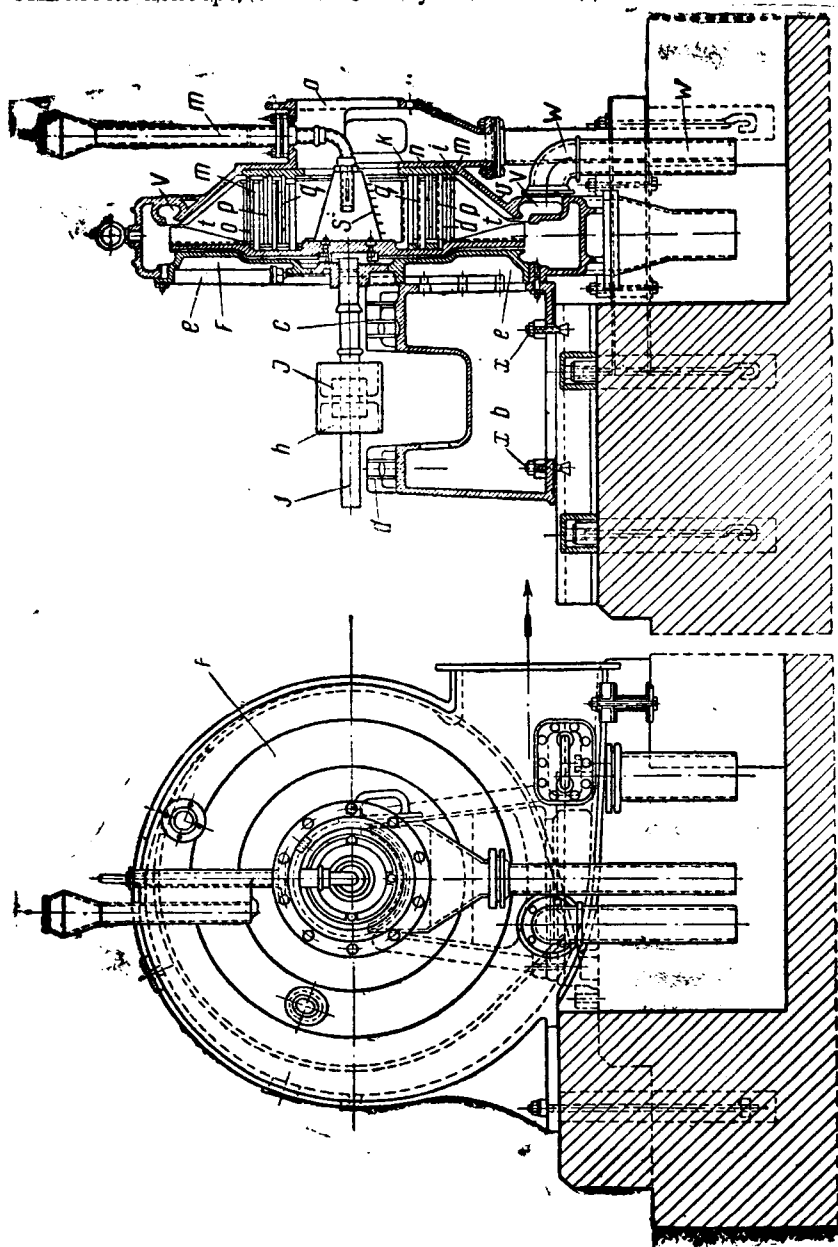


Рис. 49. Смолоотделитель Тейзена.

На рис. 49 представлен смолоотделитель-тейзен. Через штуцер *а* газ поступает внутрь чугунного корпуса. По трубе *т* подводится

промывная смола. Распыляемая дырчататым конусом  $S$  она тонко смешивается с газом. Вентиляторные крылья  $t$  гонят эту смесь через дезинтегрирующее устройство, состоящее из трех неподвижных ( $a, p, q$ ) и трех вращающихся ( $k, l, m$ ) цилиндров из углового

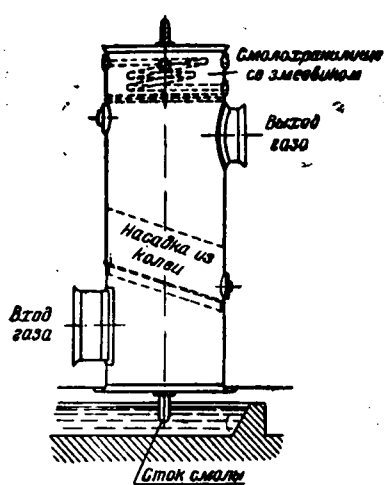


Рис. 50. Каплеуловитель.

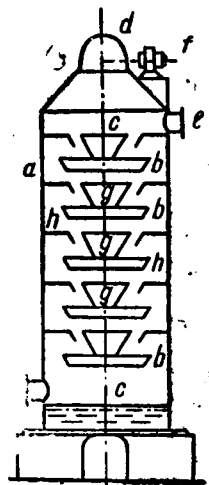


Рис. 51. Схема устройства смолоотделителя Фельда.

железа. Выведенная из газа смола вместе с промывной смолой вытекает из смолопровода  $w$ . Увлеченные газом частицы смолы отбиваются в последующем каплеуловителе (рис. 50). Принцип действия тейзена-смолоотделителя совершенно тот же, что и тейзена-пылеотделителя. Нет принципиального различия и в конструктивном отношении.

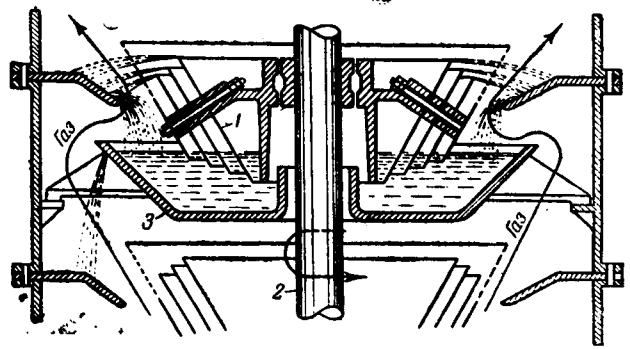


Рис. 52. Деталь смолоотделителя Фельда.

На рис. 51 показана схема смолоотделителя Фельда. Его устройство и принцип действия заключаются в следующем.

Внутри сплошного или составленного из отдельных секций вертикального железного цилиндра  $a$  центрально проходит сталь-



ной вал  $c$ , вращаемый через червячную передачу  $d$  от электромотора  $f$ . Вал несет на себе ряд кузовов  $g$ , нижние края которых опущены в горизонтальные неподвижные корыта  $b$ . Каждый кузов состоит из нескольких близко входящих одна в другую железных воронок различной высоты (рис. 52). Наружная воронка мелко продырявлена по верхнему краю. На цилиндре между корытами укреплены кольцеобразные козырьки  $h$ , скошенные внутрь скруббера и служащие направляющими поверхностями для стекающей жидкости.

Промывная жидкость — подогретая смола (в случае смолоосаждения, или иная, при применении аппарата для других целей<sup>1</sup> — вводится сверху через соответствующий штуцер и попадает в верхнее корыто. Благодаря быстрому вращению вала и связанных с ним кузовов она поднимается по стенкам воронок  $g$ , достигает мелких отверстий и с силой выбрасывается к поверхности цилиндра  $a$ . Образуется туманообразная параболическая дуга, заполняющая все свободное пространство. Наклонные полки  $h$  направляют осевшую жидкость обратно в то же корыто. Из него она затем перетекает в следующее. Переходя таким образом из корыта в корыто, промывная жидкость проходит сверху вниз через весь аппарат. Подвергнутой многократному мельчайшему распылению она в конце концов достигает выпускного патрубка, через который отводится.

Газ вводится в аппарат снизу, через штуцер  $i$  и движется кверху в противоток жидкости. Последовательно пересекая все туманообразные завесы, он тесно соприкасается с частичками распыленной жидкости, несущимися в поперечном направлении. Благодаря возникающим ударам, трению, образованию ядер и поглощению промывная смола почти полностью извлекает из газа все содержащиеся в нем смолистые вещества. Оставив в верхней насаженной части механически увлеченные капли, обработанный газ выводится из аппарата через газоотводящий штуцер. Общий вид скруббера Фельда представлен на рис. 53.

Во многом напоминает описанный фельдовский скруббер — смолоотделитель Бамаг (рис. 54). Также и здесь внутри цилиндрического корпуса  $a$  вращается вертикально установленный вал  $e$ . Горизонтальные перегородки — тарелки  $b$  разделяют аппарат на отдельные части  $c$ . На каждой перегородке — ряд трубок  $t$  с двойными колпачками.

По этим трубкам проходит через аппарат в направлении снизу вверх газ, вводимый через  $k$ .

На перегородках — слой смолы. Она захватывается укрепленными на валу особыми скобами и под действием развивающейся центробежной силы тонко разбрызгивается. В результате — тщательное перемешивание промывной смолы с газом и эффект такой же, как и у Фельда.

Из названных аппаратов наибольшее признание получили тейзены. Выгодно соединяя в себе функции смолоотделителя и эксгаустора, давая высокий эффект осаждения и повышенный на-

<sup>1</sup> Для извлечения аммиака, сероводорода, бензола и пр.

пор газа, отличаясь известной компактностью при большой своей производительности, — смолоотделители Тейзена нашли довольно широкое применение на газогенераторных станциях, на полукоксовальных заводах и отчасти на коксохимических.

Их основной недостаток — это большой расход энергии. Будучи меньшим, чем у Фельда, Бамага и других подобных аппаратов, он все же доходит до 5—6 kWh/1000 м<sup>3</sup>. Если даже учесть одновременно создаваемый напор в ~ 200 мм Н<sub>2</sub>O, что соответствует мощности газодувки:

$$\frac{1000 \cdot 200}{3600 \cdot 75 \cdot 0,6} \cdot 0,736 = 0,9 \text{ kW},$$

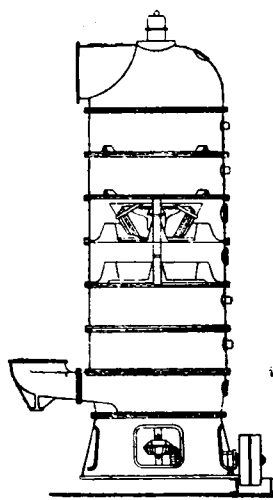


Рис. 53. Общий вид скруббера Фельда.

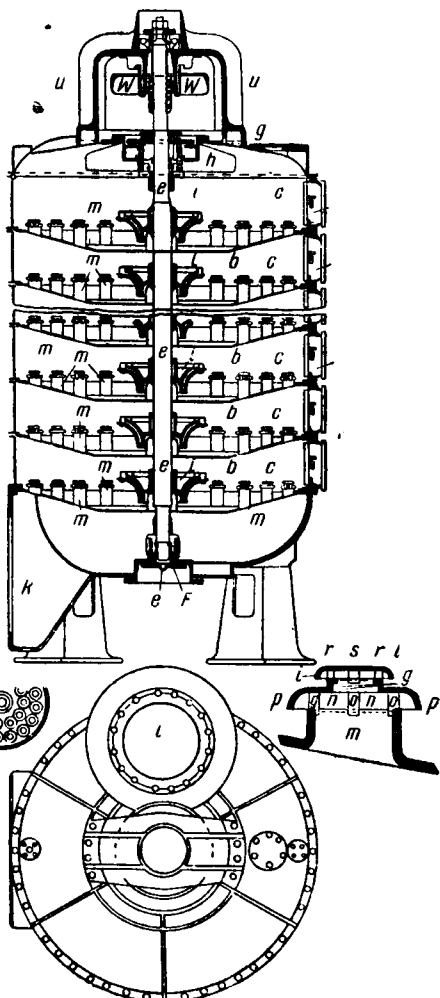


Рис. 54. Смолоотделитель Бамага.

то на собственно смолоизвлечение остается не менее 4—5 kWh/1000 м<sup>3</sup> обрабатываемого газа.

### в) Центробежный отделитель Бартлинга

В противоположность вышеописанным конструкциям, имеющим сравнительно большую эксплуатационную давность, нижеописываемый аппарат Бартлинга принадлежит к числу более новых конструкций и пока еще лишь в небольшой степени представлен в про-

мышленности. Однако данные зарубежной технической литературы говорят о якобы высоких достоинствах этого аппарата.

Являясь, так же как и дезинтеграторы Тейзена и другие, динамическим отделителем, он в отличие от них работает не по мокрому, а по сухому методу. Размер и плотность частиц — фактор столь значительный во всех аппаратах, использующих силу энергии, — в данном случае существенно не сказывается.

Согласно описаниям Тау рабочей частью аппарата являются два диска, расположенные на расстоянии нескольких миллиметров

один над другим. Нижний диск  $d$  (рис. 55) неподвижен, верхний  $r$  быстро вращается. В пространство между ними поступает подлежащий обработке газ.

Благодаря быстрому вращению верхнего диска и трению о него скорость потока в верхних зонах становится большей, чем в нижних, прилежащих к неподвижному диску. Она минимальна у поверхности неподвижного диска и максимальна у поверхности вращающегося.

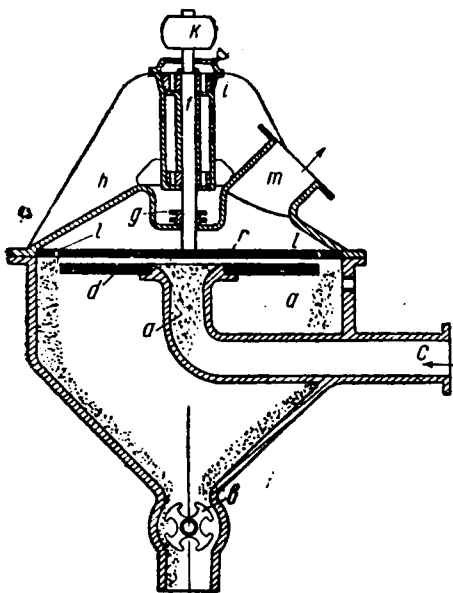


Рис. 55. Центробежный отделитель Бартлинга.

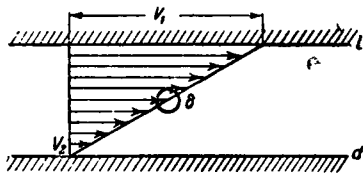


Рис. 56. Векторы скоростей газа в отделителе Бартлинга.

Графически это изображено на рис. 56. Векторы  $v$  характеризуют скорость газа в различных горизонтальных прослойках между дисками  $d$  и  $r$ . Кружок  $\delta$  условно представляет взвешенную твердую или жидкую частицу. Давление на нее со стороны газа пропорционально квадрату скорости газа и потому в разных зонах различно. А так как расстояние между неподвижным и быстро вращающимся диском относительно весьма мало, то это различие (пропорциональное квадрату скорости) проявляется даже в самых тонких горизонтальных прослойках. Поэтому частица даже минимальных размеров, поступившая с газом в пространство между диском, оказывается в таком положении, что верхняя часть ее испытывает давление большее, чем нижняя. Это приводит к выталкиванию частицы — твердой или жидкой — книзу до тех пор, пока она не оседет на поверхности нижнего неподвижного диска. Сдуваясь протекающим газом, она перемещается далее к периферии диска, достигает его края и сваливается в приемную воронку. Газ

же проходит через отверстия  $l$ , расположенные по краю верхнего диска, и через штуцер  $m$  отводится по назначению.

Отдельные детали устройства понятны из рис. 55. В случае предназначения аппарата для осаждения пыли выгрузка последней производится через шлюзный затвор. В случае смолоотделения — через соответствующий смолзатвор. Для увеличения пропускной способности аппарата он снабжается рядом пар дисков. От числа их, диаметра и скорости вращения зависит производительность. Неподвижные диски держат подчас под электрическим напряжением, усиливая интенсивность и эффект работы действием электрических сил.

В выпущенных до сего времени аппаратах Бартлинга количество вращающихся дисков от 1 до 8, диаметр их от 100 до 750 мм, число оборотов от 500 до 3000 в 1 мин.

По тем же данным Тау на одном из германских заводов аппарат Бартлинга, состоящий из 5 дисков по 350 мм в диаметре, отделяет смолу из 100 000 м<sup>3</sup> газа в сутки с эффектом, не достигаемым на других механических смолоотделителях. При этом расход энергии значительно меньше, чем при других механических способах, нет круговорота промывной жидкости, нет насосной станции и громоздких бассейнов, меньше размер капитальных и эксплуатационных затрат.

Отсутствие сколько-нибудь подробных данных из практики затрудняет объективную оценку этого сравнительно нового и рекламируемого (возможно, что с излишней тенденциозностью) аппарата.

### г) Смолоотделитель Смита

С технологической стороны процесс смолоотделения в данном случае заключается в том, что на пути газового потока устанавливается патрон из стеклянной ваты, через которую фильтруется подлежащий очистке газ. При этом эффект фильтрования, как таковой, сочетается с преимущественным действием инерционных и электрических сил.

Основной рабочей частью рассматриваемого (тоже сравнительно нового) аппарата является упомянутый ватный патрон. Он состоит из цилиндрической капсулы  $m$  (рис. 57), сетки  $g$ , слоя стеклянной ваты  $o$ , второй сетки  $g'$  и круглой рамы  $r$ . Все это затягивается при помощи четырех расположенных по окружности шпилек  $n$  и центрального болта  $h$ . Образуется плотный фильтр, который вставляется в аппарат так, чтобы газовый поток мог пройти только через него.

В противоположность вышерассмотренному процессу фильтрации запыленного газа, проводимому при малой скорости и относительно малом давлении (с тем, чтобы отложение пыли происходило на поверхности ткани, без загрязнения внутренних слоев), здесь скорость газового потока велика — 50—55 м/сек и давление значительно — 0,3—0,4 ат. В этих условиях туманообразные частички смолы не только проникают внутрь фильтра, но и претерпевают там ряд процессов. Во-первых, лопаются смоляные пузырьки и образуются капельки. Во-вторых, на тех же волокнах (являющихся отражательными поверхностями) происходит соединение и

укрупнение частиц. В-третьих, благодаря возникающему сильному трению получает место их электризация.

Вместе с газом смола выносятся из «фильтра». Но она находится уже не в форме весьма устойчивых, микроскопических пузырьков, а в виде более или менее крупных и наэлектризованных капель. Они осаждаются в дальнейшем под действием силы тяжести, а также дополнительно поставленных ударных плоскостей. Небольшая часть смолы (вместе с содержащейся в газе пылью) пристает к стеклянной вате и остается внутри фильтра.

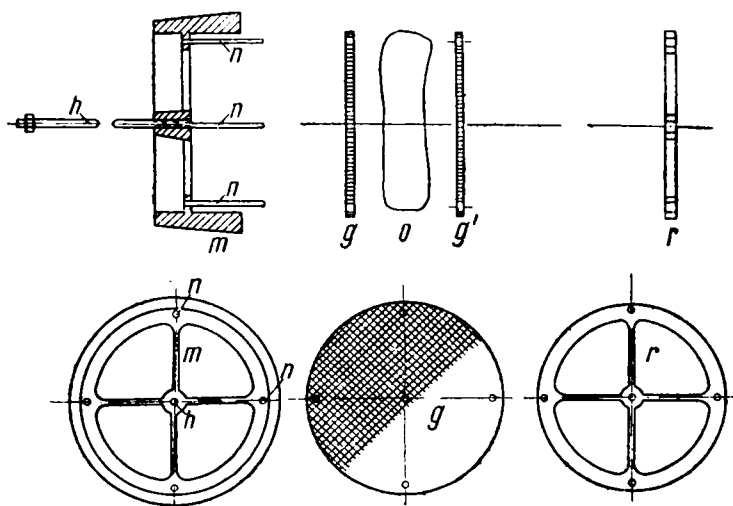


Рис. 57. Детали ватного патрона в смолоотделителе Смита.

В результате всего этого достигается почти полное отделение смол из обрабатываемого газа. При этом благодаря высокой скорости и большому давлению задерживающая способность самого фильтра сказывается довольно мало, а это приводит к тому, что фильтр сравнительно долго может находиться в работе без закупорки. В то же время смена фильтра не требует сколько-нибудь значительного промежутка времени.

Общая схема конструкции приведена на рис. 58. Экстаустером *a* газ загнетается в смолоотделитель *b*, под вышеуказанным давлением, контролируемым при помощи манометра. Попав в левую половину камеры *C*<sub>1</sub>, газ проходит через отверстие *d* и продавливается через ватный патрон *f*. Пройдя последний, он через отверстие *l* попадает в правую половину камеры *C* и направляется к выводному штуцеру, встречая по пути несколько ударных поверхностей *k*. Осажденная смола стекает в сборник *l*, откуда отводится. Диаметр фильтрующего патрона 500 мм. Пропускная способность его 1 100 м<sup>3</sup> газа в час. Соответственно производительности завода устанавливается то или иное число параллельных аппаратов. Толщина ватного слоя 10 мм. Сопротивление фильтра 1500—2500 мм водяного столба. Эффект смолоотделения свыше 99,5%. Его можно еще повысить и довести до 99,99% при боль-

шей толщине ватного слоя; но расход энергии и без того большой возрастает при этом непропорционально улучшению очистки газа.

Рассматриваемый смолоотделитель был сконструирован не так давно американской компанией Smith Gas Engineering Co и применен на нескольких газогенераторных станциях США. На одной из них этим способом очищается около 250 тыс. м<sup>3</sup> газа в сутки.

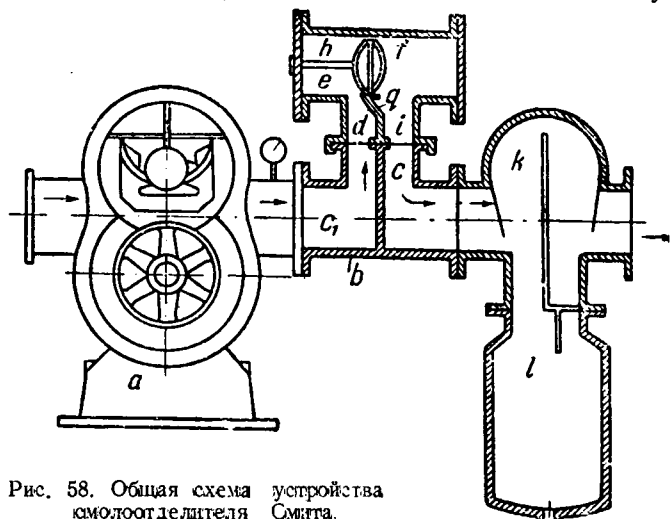


Рис. 58. Общая схема устройства смолоотделителя Смита.

Тау<sup>1</sup> считает смолоотделитель Смита одной из замечательных новейших конструкций для механической газоочистки. Не располагая исчерпывающими данными, трудно с этим мнением согласиться, так как данному аппарату присущ ряд существенных недостатков. Основными из них являются: необходимость повышенного давления, ограничивающая сферу применения этого способа, а также чрезвычайно большое сопротивление фильтра, вызывающее значительный расход энергии на проталкивание газа.

#### д) Прочие аппараты и способы смолоосаждения

Кроме вышерассмотренных аппаратов для тонкого извлечения смол из газов пирогенной переработки топлив, можно назвать еще ряд других. Смолоотделители Цшоке, Шварца, Дейца, об-ва «Газтехник», Теервольф, Кайса, Петри и Хекинга не исчерпывают всего многообразия существующих конструкций. Останавливаться на них нет особой нужды: они либо представляют собой известное видоизменение рассмотренных типов, либо как по своей малой промышленной распространенности, так и с точки зрения оригинальности замысла не вызывают существенного интереса.

Но на одном еще способе смолоотделения и типе смолоотделителя нам необходимо подробно остановиться. Это — электрический способ, где смолоотделителем служит электрофильтр.

<sup>1</sup> Кожс и химия 1936, 8.

## РАЗДЕЛ VI

# ЭЛЕКТРИЧЕСКИЙ СПОСОБ ОТДЕЛЕНИЯ ПЫЛЕВЫХ И ТУМАННЫХ СУСПЕНЗИЙ ИЗ ГАЗА<sup>1</sup>

## 1. Введение

### а) История способа

Идея осаждения взвешенных в газе твердых и жидких частиц электрическим способом, получившая широкое практическое применение сравнительно не так давно, вообще говоря, имеет большую давность — более столетия прошло уже со времени первого опыта в этом направлении физика Гольфельда (1824 г.), более полувека — со времени получения английским ученым Лоджем первого патента на такого рода процесс (1883).

Однако недостаточно развитая в ту пору электротехника и недостаточное понимание сути протекающих при данном процессе явлений явились причинами неудач и тормозом для практического внедрения в промышленность этого способа осаждения пылевых и туманных суспензий.

На базе значительных сдвигов в области электротехники, происшедших в конце прошлого и начале текущего века, начались известные работы американского инженера Коттреля (1906 г.) и физика Меллера (1907 г.). Этими работами освоение электрического способа разделения газодисперсных систем в основном завершается и после большого успеха, достигнутого на нескольких осуществленных Коттрелем промышленных установках (1908—1910 гг.), способ начинает приобретать широкое практическое применение, быстро завоевывая себе место в самых разнообразных отраслях производства.

В настоящее время он оценивается как универсальный и один из наиболее эффективных способов осаждения из газов различных суспензий.

Поэтому в нижеследующем мы будем рассматривать его более подробно как в части физических оснований, так и в части технического претворения на практике.

### б) Сущность процесса

Принцип действия электрических пылеотделителей основан на ударной ионизации молекул газа, зарядении образовавшимися ио-

<sup>1</sup> Основные литературные пособия — монографии: Шнеерсон Б. Л. и Егоров Н. Н., Электрическая очистка газа, Госхимтехиздат, 1933; Вейнер М. А., Электрическая очистка газа, ГНТИ, 1930.

нами взвешенных в газе частиц и перемещении последних в электрическом поле к осадительным электродам. Процесс осуществляется в электрофильтрах следующим образом.

Содержащий те или иные взвешенные частицы газ пропускается через неоднородное электрическое поле постоянного направления и высокой напряженности, создаваемое двумя разноименно заряженными электродами с большой разностью поверхностей и потенциалов. В зоне, прилетающей к электроду с малой поверхностью, напряженность поля максимальна и здесь, при определенной величине приложенного напряжения, имеет место пробой. Но благодаря неоднородности поля этот пробой не распространяется на все межэлектродное пространство: он стабилизируется и вместо короткого искрового разряда мы получаем коронный разряд (явление неполного пробоя).

В зоне короны происходит ударная ионизация газа и образуется огромное количество ионов и электронов. Двигаясь под действием сил поля, а также участвуя в беспорядочном тепловом движении газовых молекул, они сталкиваются со взвешенными в газе пылинками и капельками, адсорбируются ими и сообщают им свой заряд. После этого эти последние устремляются к электродам, на которых осаждаются, выходя, таким образом, из потока газа.

В соответствии со сказанным, при электрическом способе отделения взвешенных частиц имеют место следующие явления:

1. Неоднородное электрическое поле высокой напряженности и постоянного направления.

2. Коронный разряд и как следствие интенсивная ионизация газа.

3. Адсорбция образовавшихся электронов и ионов взвешенными в газе частицами.

4. Движение получивших электрический заряд взвешенных частиц в электрическом поле и осаждение их на поверхности электродов.

С целью более отчетливого уяснения физических основ данного процесса обратимся к последовательному рассмотрению перечисленных явлений.

## 2. Основы теории электрического процесса пылеотделения

### а) Однородное и неоднородное электрическое поле

Всякое пространство, в котором действуют какие-либо силы, может быть названо полем сил, иначе — силовым полем.

Пространство вокруг земли, где действует сила тяжести, представляет собой поле силы земного притяжения; пространство вблизи магнитов, где проявляется действие магнитных сил, называют магнитным силовым полем. В определенной части пространства, окружающего наэлектризованные тела (электрические заряды), имеют место электрические силы и такое пространство называют электрическим полем.



Электрическое поле обнаруживается различно. Так, например, если внести в него обладающее подвижностью наэлектризованное тело, то последнее под действием сил поля придет в движение и начнет перемещаться, описывая вполне определенную траекторию.

Путь, описываемый в электрическом поле единичным зарядом, называется силовой линией. Направлением ее, а отсюда и направлением действующей в поле силы, условно принято такое, по которому передвигается из данной точки поля в следующую положительный электрический заряд. Отсюда следует, что условные силовые линии простираются от плюса к минусу, исходят от положительных зарядов и заканчиваются у отрицательных. Направление и густота потока силовых линий дают полную характеристику электрического поля в любой его точке.

Количественное выражение силы, действующей на заряд, внесенный в поле другого заряда (точнее — силы взаимодействия зарядов), дается законом Кулона. Этот закон устанавливает следующее: две наэлектризованные точки отталкиваются или притягиваются (в зависимости от того, одно- или разноименны их заряды) с силой, прямо пропорциональной произведению количеств электричества, сосредоточенных в этих наэлектризованных точках, обратно пропорциональной квадрату расстояния между ними и зависящей также от среды, их разделяющей.

Если обозначить через  $e_1$  и  $e_2$  величины обоих зарядов, а через  $r$  — их взаимное расстояние, то сила взаимодействия выразится уравнением:

$$F = K \frac{e_1 e_2}{\epsilon r^2},$$

где  $K$  — коэффициент, зависящий от принятых единиц измерения,  $\epsilon$  — так называемая диэлектрическая постоянная среды, характеризующая, во сколько раз в данной среде действие электрических сил меньше, чем в вакууме.

$K$  в абсолютной электростатической системе единиц равен 1;  $\epsilon$ , принятая равной единице для пустоты, весьма близка к единице для воздуха и газов при нормальных условиях. В этом случае вышеприведенное уравнение принимает вид:

$$F = \frac{e_1 e_2}{r^2} = \frac{e_1}{r^2} \cdot e_2.$$

Сила, с которой электрическое поле воздействует на единицу положительного заряда, называется силой или напряженностью поля<sup>1</sup>. Эта последняя может быть во всех точках одинаковой и может в различных точках быть различной. В первом случае поле называется однородным или гомогенным и графически изображается равномерным потоком силовых линий. Во втором случае мы говорим о неоднородном или гетерогенном поле и представляем его системой силовых линий, проведенных с разной степенью густоты.

Рассмотрим пример того и другого.

<sup>1</sup> Этот термин не следует смешивать с приложенным напряжением, т. е. разностью потенциалов.

Возьмем две одинаковые, плоские, друг другу противостоящие металлические пластины  $A$  и сообщим им противоположные по знаку электрические заряды. В пространстве между пластинами образуется электрическое силовое поле и в нем протянутся воображаемые силовые линии, исходящие из одной плоскости (положительно заряженной) и кончающиеся у другой (отрицательно заряженной). Поскольку количество сообщенного пластинам электричества равномерно распределится по всей их поверхности, а поверхность обеих пластин равна, то, как видно (рис. 59, слева), концентрация силовых линий во всем межэлектродном пространстве должна быть одинаковой. Это — пример однородного поля. Напряженность его, как то выводится в специальных курсах, дается выражением:

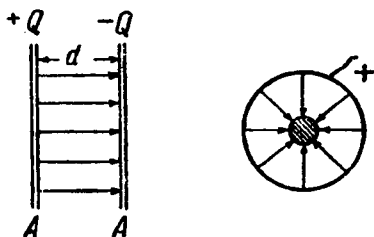


Рис. 59. Распределение силовых линий в однородном и неоднородном электрическом поле.

$$E_x = \frac{V}{d},$$

где  $d$  — расстояние между пластинами, а

$V$  — приложенное напряжение (или разность потенциалов).

Очевидно, что при данных  $V$  и  $d$  во всех  $x$  точках поля  $E_x = \text{const}$ .

Возьмем другой случай. Пусть электродами служат 2 коаксиальных цилиндра — труба и натянутая по ее оси проволока. Придадим им, как и прежде, противоположные электрические заряды. Внутри трубы создается электрическое поле. Но в этом случае вследствие неравенства поверхностей электродов концентрация силовых линий, начинающихся от одного из них и заканчивающихся на другом, не будет равна. Она тем более будет отклоняться от этого равенства, чем больше разность поверхностей, на которых должны распределиться начало и концы силовых линий. Последние изобразятся радиальным потоком (рис. 59, справа). Это — пример неоднородного поля. Напряженность его (в данном случае):

$$E_x = \frac{V}{x \ln \frac{R}{r}},$$

где  $R$  — радиус внешнего цилиндра (трубы),

$r$  — радиус внутреннего (проволоки),

$x$  — расстояние рассматриваемой точки поля от оси цилиндров, меняющееся в пределах от  $r$  до  $R$ .

В противоположность вышерассмотренному примеру, в данном — при неизменных  $V$ ,  $R$  и  $r$  напряженность поля  $E_x$  в разных точках различна. Она больше всего там, где  $x$  минимально, т. е. на поверхности проволоки, и, наоборот, минимальна у поверхности трубы, где  $x$  имеет наибольшую величину.

Зная величину напряженности поля для разных случаев, легко определить величину силы, действующей в данной точке на данный заряд и вызывающей движение его в электрическом поле:

$$F = E_e,$$

где  $E_e$  — напряженность поля, а  $e$  — величина заряда.

Это есть так называемая кулоновская сила — главный действующий фактор при электрической газоочистке. Именно она вызывает перемещение взвешенных в газе частиц к осадительным поверхностям. Но действие ее распространяется только на заряженные частицы. Задача, стало быть, заключается в том, чтобы сообщить электрический заряд тем пылинкам (и капелькам), которые надлежит извлечь из газового потока.

Для того чтобы нагляднее представить себе процесс заряжения взвешенных в газе частиц, следует вспомнить строение вещества.

### б) Ионизация газов

Мысль о том, что всякое вещество состоит из отдельных мельчайших частиц — атомов — была впервые высказана еще задолго до начала нашего летосчисления греческим философом Демокритом. Эта атомистическая гипотеза, постепенно все обосновываясь и подтверждаясь, стала со временем совершенно реальной.

Успехи экспериментальной физики XX века внесли, однако, в это положение определенный корректив. Оказалось, что и атом (в переводе — «неделимый») способен дробиться, т. е. что и он, казавшийся крайним пределом делимости вещества, в действительности имеет сложную структуру. Это — новый сложный мир в предельной миниатюре.

В данном случае нам нет надобности детально останавливаться на этом вопросе, являющемся предметом особой отрасли науки. Наоборот, для концентрации и большей простоты дальнейшего изложения условимся допустить некоторые упрощения, имея в виду, что они не мешают правильному уяснению основной сущности процесса электрической газоочистки.

Итак, строение атома можно грубо схематически представить себе в виде центрального положительно заряженного ядра, вокруг которого по различным орбитам вращается определенное число элементарных частиц отрицательного электричества — электронов.

Заряды, входящие в состав ядра атома, тесно связаны. Вращающиеся же вокруг ядра электроны удерживаются слабее и могут под влиянием различных воздействий сравнительно легко перемещаться на все более отдаленные орбиты, вплоть до полного отрыва от атома одного или нескольких из них.

Лишившись электрона, атом становится сосредоточием избыточного положительного электричества, ранее нейтрализованного оторвавшимся электроном. Такой атом проявляет уже свою электрическую сущность, он во всем ведет себя, как заряженное тело. В аналогичном положении оказывается и отщепленный электрон.

Стало быть, при отделении электрона от нейтрального атома получаются 2 заряженные частицы: во-первых, сам электрон — минимальный, могущий самостоятельно существовать, отрицательный заряд; во-вторых, лишенный этого отрицательного заряда (и следовательно содержащий избыточное, не нейтрализованное положительное электричество) остаток атома — так называемый положительный ион.

Процесс подобного расщепления нейтральных атомов (молекул) на положительно и отрицательно заряженные частицы (ионы и электроны) носит название процесса ионизации. Фактор же, вызвавший этот процесс, называется ионизатором.

Ионизаторами являются, например, ультрафиолетовые и рентгеновские лучи, излучения радиоактивных веществ, рассеянных в почве, в водах, в атмосфере, высокая температура, трение и пр. Все эти факторы, вызывая тот или иной отрыв электронов, приводят к образованию заряженных частиц, носителей свободного электричества.

Если какой-либо из оторвавшихся электронов, столкнувшись, пристанет к электронейтральному атому, то последний окажется обладателем избыточного отрицательного заряда. Получится отрицательно заряженный атом или, как говорят, отрицательный ион. Этот последний, так же как и положительный ион, может, в свою очередь, пристать к нейтральному атому. В этом случае опять-таки получится заряженная частица — комплексный ион, иначе — молион, отрицательный или положительный, в зависимости от того, содержит он избыток или недостаток электронов, нужных для компенсации заряда ядра. Вполне понятно, что столкновение носителей равных количеств противоположного электричества влечет их взаимную нейтрализацию. Это явление, противоположное ионизации, называется рекомбинацией.

Если между молекулами газа взвешены посторонние твердые или жидкие частицы, то с ними будут сталкиваться газовые ионы и электроны. Некоторое количество этих носителей электрического заряда может пристать к поверхности частицы и остаться на ней. Тогда эта взвешенная частица приобретает электрический заряд. Так, путем ионизации газа достигается зарядение примесей, суспендированных в нем.

Электрогазоочистка, стало быть, сводится к следующему. Надо вызвать ионизацию газа и, получив, как следствие, зарядение подлежащих осаждению частиц, пропустить газ через электрическое поле. Тогда в силу своей наэлектризованности эти частицы будут двигаться сквозь газ, стремясь, в зависимости от знака воспринятого заряда, к тому или иному из электродов. Достигнув поверхности электрода, частица осядет на нем и, следовательно, окажется вне потока газа. По мере же накопления частицы будут укрупняться и при помощи механического околачивания электродов или самопроизвольно, под действием силы тяжести, спадать (или стекать) вниз в соответствующие приемники.

Но успешность процесса требует соблюдения определенных условий. И прежде всего следующих двух.

Во-первых, для того чтобы все суспендированные в газе частицы успели в течение более или менее короткого времени соответствующим образом зарядиться, необходимо наличие в газе весьма большого количества свободных электрических зарядов.

Во-вторых, для предотвращения нейтрализации (рекомбинации) уже зарядившихся частиц необходимо, чтобы все они получили одноименную зарядку и чтобы окружали их только одноименные заряды.

Это на практике достигается путем так называемой ионизации толчком, получающей место при коронном разряде в неоднородном электрическом поле высокой напряженности.

## в) Механизм прохождения электрического тока через газ. Ионизация толчком

Газы принадлежат к непроводникам (диэлектрикам). Действительно, если к двум электродам, между которыми находится газ (воздух), мы приложим некоторое напряжение, то прохождения тока не обнаружится: в газе нет свободных, могущих перемещаться зарядов.

Но при ионизации такие заряды появляются; это — ионы и электроны. Находясь в электрическом поле, они под действием его движутся сквозь газ к тому или иному электроду, разряжаются на нем и, перенося таким образом, заряд, создают явление тока в цепи. Ясно, что плотность тока будет тем больше, чем больше электронов и ионов станет осуществлять подобный транспорт электричества, т. е. тем больше, чем больше ионизирован газ.

В газах, при обыкновенном их состоянии, содержание ионов и электронов незначительно. Подвергая газ действию, например, лучей катодных или ртутных ламп, можно вызвать более интенсивную ионизацию и тем самым сообщить газу заметную электропроводность. Чем сильнее ионизатор, тем больше образуется в газе в единицу времени заряженных частиц — переносчиков электричества, тем больше электропроводность газа.

Итак, электропроводность газов обусловлена наличием ионов и электронов. Ионизированный газ — проводник электрического тока.

Но проводимость ионизированного газа отлична от проводимости обычных проводников.

По закону Ома сила тока (или количество электричества, протекающего по данному проводнику в единицу времени) прямо пропорциональна приложенному напряжению и обратно пропорциональна сопротивлению проводника:

$$I = \frac{V_1 - V_2}{R}.$$

Повышая приложенное напряжение, мы получаем соответствующее увеличение силы тока по вполне определенной линейной зависимости.

Иная картина обнаружится при пропускании электрического тока через газ, находящийся под непрерывным действием какого-

либо ионизатора. В этом случае зависимость между напряжением (приложенным к плоскостям — электродам) и силой тока (проходящего через находящийся в межэлектродном пространстве газ) изобразится кривой, приведенной на рис. 60, вовсе не похожей на прямую Ома.

Как видно из рисунка, по достижении определенной разности потенциалов, ток весьма резко возрастает — газ стал хорошим проводником электричества.

Это стремительное возрастание тока в условиях отрезка *ВГ* вызвано внезапным появлением в газе огромного количества электрических зарядов; другими словами, вызвано тем, что под действием какого-то фактора началась весьма интенсивная ионизация газа.

Фактором этим является так называемая ионизация толчком — основная предпосылка успешного действия электрического способа выделения взвешенных частиц из газового потока.

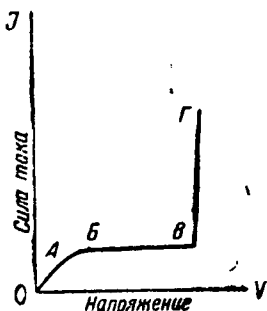


Рис. 60. Кривая тока в однородном электрическом поле.

Сущность данного явления состоит в следующем.

Как уже отмечалось, под влиянием внешних ионизаторов, в газе в единицу времени образуется определенное количество электрических зарядов. Попав в электрическое поле, образованное, например, двумя разноименно заряженными плоскостями, они испытывают силу притяжения к одной плоскости и отталкивания от другой — и движутся сквозь газ в определенном направлении. При данной величине заряда  $e_0$  величина движущей силы определяется напряженностью поля  $E$ :

$$F = Ee_0$$

и, следовательно, ею же определяется скорость передвижения:

$$v = kE,$$

где  $k$  — подвижность заряженной частицы (иона, электрона), численно равная скорости ее в поле с напряженностью, равной единице.

Стремясь, в зависимости от знака несомого заряда, к той или иной из плоскостей — электродам, и достигая их, указанные заряженные частицы отдают здесь заряд и создают таким образом явление тока в цепи.

Однако не все образованные ионизатором в единицу времени ионы и электроны подходят к электродам. Та или иная часть их, под действием сил взаимного притяжения противоположных зарядов, притягивается друг к другу и рекомбинируется, выключаясь тем самым из участия в транспорте электричества.

Вероятность рекомбинаций будет, очевидно, тем больше, чем больший промежуток времени потребует заряженная частица, чтобы достигнуть поверхности электрода, т. е. чем больше время

пребывания ее среди носителей электричества противоположного знака. Другими словами, вероятность тем больше, чем меньше скорость передвижения заряженных частиц, а, следовательно, чем меньше напряженность поля.

При малой разности потенциалов между электродами, и соответственно малой напряженности поля, скорость ионов и электронов сравнительно мала. Главная масса их по пути к электродам рекомбинируется и поверхности электродов успевает достигнуть лишь очень небольшая часть, находящаяся в непосредственной близости самих электродов. Ток ничтожно мал. Это соответствует начальным точкам кривой  $OG$  (рис. 60).

Мы увеличиваем постепенно приложенное напряжение. Напряженность поля растет, растет величина движущей силы Кулона, ускоряется передвижение носителей электричества. Все меньшее время приходится данной заряженной частице находиться среди других противоположно заряженных частиц. Вероятность рекомбинаций непрерывно уменьшается, все больший процент электронов и ионов успевает достигнуть поверхности электродов. Ток непрерывно растет так же, как в случае металлов и электролитов. На кривой  $OG$  это соответствует восходящей ветви  $OA$ .

Повышая далее разность потенциалов между электродами, мы достигаем, наконец, таких значений напряженности поля и скоростей, при которых почти все образующиеся в газе под непрерывным действием ионизатора ионы и электроны успевают подойти к электродам, не рекомбинируясь по пути. С этого момента дальнейшее увеличение<sup>1</sup> напряженности поля не может уже вызвать усиления тока. В самом деле, величина тока определяется количеством прибывающих к электродам зарядов, а это количество не может превысить того количества их, которое образуется в газе под непрерывным действием данного ионизатора.

Мы получили так называемый ток насыщения. Он равен произведению из заряда, несомого каждым ионом, на число ионов, создаваемых в 1 сек. во всем объеме газа между электродами:

$$i_{нас} = e_0 n F l,$$

где  $F$  — площадь электродов,

$l$  — расстояние между ними.

Итак по достижении насыщающего напряжения сила тока, протекающего через газ, определяется только числом возникающих ионов, т. е. мощностью ионизатора, и не зависит от напряженности поля. Это соответствует отрезку  $BB'$ : увеличение разности потенциалов между электродами уже не вызывает усиления тока. Ток в газе перестает подчиняться закону Ома.

Станем еще выше подымать приложенное напряжение и тем еще более увеличивать напряженность поля. Пропорциональная ей скорость передвижения электрических зарядов ( $v = kE$ ) будет непрерывно возрастать. Соответственно будет возрастать живая сила  $\left(\frac{mv^2}{2}\right)$ , накапливаемая ионом на свободной длине пути.

<sup>1</sup> До известного предела.

При относительно малых значениях этих величин  $\left(E, v, \frac{mv^2}{2}\right)$ ,

результат столкновения иона с нейтральной молекулой может быть двойкий.

Во-первых, ион может пристать к молекуле, сообщить ей свой заряд и вместе с ней продолжить свой путь к электроду.

Во-вторых, столкнувшись с нейтральной молекулой, ион может так или иначе отскочить от нее, отдать ей ту или иную часть своей живой силы, вовсе не изменив ее физического состояния.

При достаточно большой напряженности поля (порядка  $25 \text{ kV/cm}$ ) скорость движения ионов и электронов становится уже столь великой, что накапливаемая ими за время свободного пробега кинетическая энергия достигает определенной критической величины. В этом случае, сталкиваясь с нейтральными молекулами, они в состоянии отщепить от них один или несколько электронов.

При этом получают новые заряженные частицы: новые ионы и электроны. Эти последние под действием сил поля приобретают вскоре такую же скорость, с какой двигался ион или электрон, вызывающий своим толчком их образование. Следовательно, они также начинают отщеплять электроны от нейтральных молекул. Появляется еще новое количество электронов и ионов. Вновь образовавшиеся, в свою очередь, являются источником ионизации и т. д.

В результате один поток усиливает другой, процесс лавинообразно разрастается, бесчисленно увеличивается количество электрических зарядов.

В этом — причина резкого возрастания тока, характеризуемого отрезком  $BГ$  кривой  $ОГ$ .

Описанное явление называется ударной ионизацией, или иначе — ионизацией толчком. Оно, как мы только что видели, приводит к образованию в газе огромного количества ионов и электронов. Чем больше их, тем больше вероятность столкновения с ними взвешенной в газе пылинки (или капельки), тем вероятнее зарядение всех подлежащих осаждению твердых и жидких суспендированных примесей. А это — основное условие для успешного проведения рассматриваемого нами процесса.

### г) Полный и частичный пробой газа. Искра и корона

Если придать противоположные по знаку электрические заряды двум плоским металлическим пластинам, то в пространстве между ними создается электрическое поле. Поле будет однородным, напряженность его в любой точке будет одинакова, а значит, одинакова будет и сила, испытываемая в любой точке поля внесенным в это поле зарядом.

При постепенном повышении приложенного к пластинам напряжения  $V$  напряженность поля  $E$  пропорционально увеличивается и, наконец, достигает величины, при которой сила  $F = Ee_0$  (где  $F$  — величина движущей силы,  $E$  — напряженность поля,  $e$  — величина заряда) достаточна для ионизации толчком.



Ясно, что этим явлением будет охвачено все межэлектронное пространство, ибо  $E$  и  $F$  во всех точках поля одинаковы.

В результате весь объем поля тотчас же наполнится огромным количеством электронов и ионов, газ станет хорошим проводником электрического тока, ток резко возрастет. Получится короткое замыкание; между электродами проскочит искра. Мы превысили пробойное сопротивление диэлектрика и получили пробой.

Иная картина будет наблюдаться при применении электродов, создающих неоднородное поле, например в случае двух коаксиальных цилиндров. В данном случае сила ( $F = E_r e$ ), испытываемая внесенным в поле зарядом, в разных точках поля различна. Она максимальна у поверхности проволоки (где  $x$  минимально) и уменьшается по мере удаления от нее.

Станем, как и прежде, повышать приложенное к электродам напряжение  $V$ . Напряженность поля будет соответственно расти и достигнет величины, лежащей выше пробивного сопротивления газа. Однако в данном случае такое состояние не во всех областях поля наступит одновременно. Прежде всего оно будет, очевидно, достигнуто у поверхности провода и здесь определенная прилегающая газовая прослойка будет пробита. Но на некотором расстоянии от провода напряженность поля уже значительно меньше и, при данном приложенном напряжении, может быть недостаточной для ионизации толчком. В этом случае дальнейшая ионизация прекращается, газ на периферии остается неионизированным и начавшийся пробой не может распространиться на все межэлектродное пространство. Он ограничивается только небольшой областью вокруг центрального провода. Там и происходит ударная ионизация.

Если, достигнув известного критического напряжения, мы продолжали бы увеличивать разность потенциалов, то зона ударной ионизации расширялась бы и наступил бы искровой пробой (рис. 61). При ведении процесса электропылеосаждения до этого, конечно, не доводят.

Таким образом при какой-то разности потенциалов:

$$V_0 = E_0 r \ln \frac{R}{r}$$

мы получаем в неоднородном электрическом поле 2 продольные зоны: в одной — внутренней — пробивное сопротивление газа превышено, во второй — внешней — не достигнуто.

Это — явление неполного (частичного) пробоя газа. Оно носит название явления короны; оболочка, где имеет место пробой газа, называется зоной короны; внутренний провод — коронирующим электродом и соответствующая напряженность поля — критической напряженностью.

В зоне короны происходит ударная ионизация. Образуется огромное количество заряженных частиц. Из них те, заряд которых

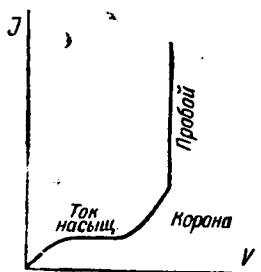


Рис. 61. Кривая силы тока в неоднородном электрическом поле.

противоположен по знаку заряду коронирующего электрода, образовавшись, начинают двигаться к нему, где разряжаются. Частицы же, несущие заряд, одноименный с зарядом коронирующего электрода, наоборот, отталкиваются от него и устремляются ко второму, противоположно заряженному электроду. До тех пор пока они не выйдут из зоны короны, они будут ионизировать нейтральные молекулы и частично рекомбинироваться. Но выйдя из зоны короны, они уже далее ни в ударной ионизации, ни в рекомбинации участвовать не смогут. Для первого — недостаточна напряженность поля, для второго — нет заряженных частиц противоположного знака.

Таким образом в зоне короны имеются заряды обоих знаков, а вне зоны короны — только одного знака (и именно одноименного со знаком заряда коронирующего электрода). Поскольку при этом объем зоны короны ничтожен по сравнению с объемом внешней зоны, зарядка суспендированных в газе посторонних частиц будет униполярной; нейтрализация их — предотвращенной.

Это, конечно, действительно только при питании системы постоянным током и поэтому питание электродов надо производить именно постоянным током.

Явление короны возможно только в неоднородном электрическом поле. Поэтому для целей электропылеотделения пригодны лишь электроды, создающие таковые. Основным условием для них является значительная разница в поверхностях. Чем она больше, тем менее равномерна густота силовых линий, исходящих от одного электрода и заканчивающихся на другом, тем неоднороднее поле.

В практике нашли применение системы электродов двоякого рода. 1-я — это труба с помещенной по ее оси проволокой (трубчатый электрофильтр). Другого рода система схематически изображена на рис. 62. Это — параллельные пластины с размещенными в промежутке проволоками (пластинчатый электрофильтр). Корона в обоих случаях имеет место у электрода с меньшей поверхностью, т. е. у проволоки, которая и является коронирующим электродом.

На рис. 62а дано фото короны: справа — получающейся при соединении коронирующего электрода с положительным полюсом источника электричества, слева — с отрицательным. Последняя более устойчива, позволяет работать при большем напряжении и дает лучший к. п. д. процесса.

Поэтому принимая электроды, создающие неоднородное поле, и питая их постоянным током, подводят к коронирующему электроду всегда отрицательный заряд, — и именно отрицательным ионам и электронам (заполняющим в этом случае межэлектродное пространство) предоставляют действующую роль.

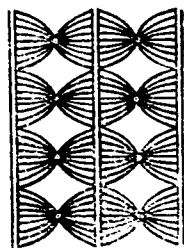


Рис. 62. Электрическое поле пластинчатого электрофильтра.

#### д) Критическая напряженность поля и ионизационный потенциал

Для появления коронного разряда (или, как иногда говорят, чтобы вспыхнула корона) необходимо, чтобы напряженность поля у поверхности коронирующего электрода была не ниже некоторой минимальной величины. Минимальную напряженность поля, при ко-

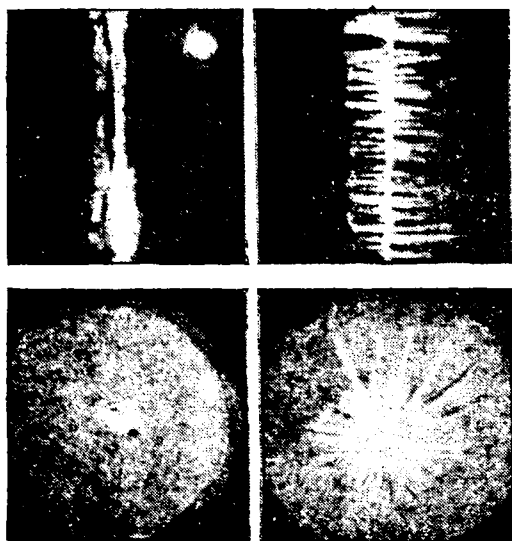


Рис. 62а. Коронный разряд.

торой энергия движущегося иона становится равной энергии, необходимой для ионизации толчком, называют, как уже отмечалось, критической напряженностью. Соответствующий ей минимальный потенциал называется ионизационным потенциалом.

Для определения величины критической напряженности поля предложен ряд эмпирических формул. Одна из них, относящаяся к электродам в виде проволоки в трубе и дающая результат, довольно хорошо совпадающий с практическими данными, имеет вид:

$$E_0 = \alpha \frac{0,392 \cdot p}{273 + t} + \beta \sqrt{\frac{0,392 \cdot p}{273 + t} \cdot \frac{1}{r}} \text{ kV/cm}^1.$$

Здесь  $p$  — давление газа в мм Hg,

$t$  — температура в  $^{\circ}\text{C}$ ,

$r$  — радиус внутреннего провода в см,

$\alpha$  и  $\beta$  — опытные коэффициенты, зависящие от рода газа и рода тока.

Для воздуха и, с известным приближением, для холодных технических газов:

$$\alpha = 35; \quad \beta = 8.$$

<sup>1</sup> См. Шнейерсон и Егоров, Электрическая очистка газов, Госхимтехиздат, 1933, стр. 31.

По данной величине критической напряженности  $E_0$  можно определить величину критического напряжения  $V_0$ , которую необходимо приложить к электродам для начала коронирования. Она будет равна:

$$V_0 = E_0 r \ln \frac{R}{r} = \left( \alpha \frac{0,392 p}{273+t} + \beta \sqrt{\frac{0,392 p}{273+t} \cdot \frac{1}{r}} \right) r \ln \frac{R}{r} \text{ kV.}$$

Чтобы получить представление о порядке получающихся цифр, произведем числовой подсчет.

### е) Пример подсчета критического градиента и напряжения поля

Примем следующие наиболее часто применяемые в практике электрогазоочистки размеры электродов: диаметр трубы 250 мм, проволоки 2 мм. Пусть давление газа (воздуха) равно 760 мм Hg, температура 25°. Тогда:

$$R = 12,5 \text{ см, } r = 0,1 \text{ см, } p = 760 \text{ мм, } t = 25^\circ;$$

$$\frac{0,392 p}{273+t} = \frac{0,392 \cdot 760}{298} \approx 1.$$

Критический градиент у поверхности проволоки:

$$E_0 = \alpha \frac{0,392 p}{273+t} + \beta \sqrt{\frac{0,392 p}{273+t} \cdot \frac{1}{r}} = 35 + 8 \sqrt{10} \approx 60 \text{ kV/см.}$$

Критическое напряжение:

$$V_0 = E_0 r \ln \frac{R}{r} = 60 \cdot 0,1 \cdot \ln 125 = 29 \text{ kV.}$$

### ж) Искажение поля под влиянием пространственных зарядов

Как только «вспыхивает корона», состояние поля меняется. На самом деле, до момента появления короны зарядами являлись только заряды электродов<sup>1</sup>. Начиная с момента начала коронирования, появляются во всем межэлектродном пространстве новые заряды — продукты ударной ионизации нейтральных молекул газа. Эти пространственные заряды создают вокруг себя собственные электрические поля и тоже «испускают» или «принимают» (в зависимости от знака) условные электрические силовые линии.

Поскольку при электропылеосаждении применяется всегда корона отрицательного знака, то картина получится такой, какая схематически изображена на рис. 63. Мы видим, что часть силовых линий, вышедших из положительно заряженной трубы, не достигает внутреннего отрицательного электрода, а заканчивается на отрицательных ионах и элект-

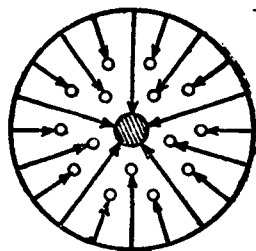


Рис. 63. Распределение силовых линий при коронном разряде.

<sup>1</sup> Количество ионов и электронов, образованных вездесущими внешними ионизаторами и находящимися в заполняющем межэлектродное пространство газовом промежутке, относительно ничтожно и им пренебрегают.

тронах, движущихся навстречу — от провода к трубе. Это уменьшает концентрацию силовых линий в зоне короны. Следовательно, там, где напряженность поля была максимальной, она снижается. Наоборот, на периферии она усиливается. В итоге — поле выравнивается. Это, очевидно, будет тем заметнее, чем больше в поле пространственных зарядов; другими словами, чем больше плотность тока<sup>1</sup>. При определенной плотности тока поле, бывшее раньше резко неоднородным, превращается в гомогенное.

Таким образом выражение

$$E_x = \frac{V}{x \ln \frac{R}{r}}$$

с момента возникновения короны оказывается недействительным. Действительное распределение поля в зависимости от плотности тока дается уравнением Тоунсенда. Оно имеет вид:

$$E_x = \frac{1}{x} \sqrt{\frac{2i}{k} x^2 + \left(E_0^2 - \frac{2i}{k}\right) r^2},$$

где  $x$  — расстояние рассматриваемой точки поля от оси цилиндров,

$i$  — плотность тока на том же расстоянии  $x$ ,

$E_0$  — критический градиент на поверхности проволоки,

$r$  — радиус последней,

$k$  — подвижность ионов.

Последней называется скорость ионов в поле при падении потенциала в 1 V на 1 см. Она понижается с повышением давления, понижается с увеличением влажности, растет с температурой. Она максимальна для электронов, значительно меньше для отрицательных ионов, минимальна для положительных. Наконец, зависит от характера газа, в котором передвигается ион или электрон.

Некоторые значения  $k$  приведены в табл. 7.

Таблица 7  
Подвижность ионов в различных газах  
в см/сек при нормальных условиях

Газ	Средняя подвижность положительных ионов $k^+$ см/сек	Средняя подвижность смеси отрицательных ионов и электронов $k^-$ см/сек
Воздух . . . . .	1,36	1,87
Азот . . . . .	1,27	1,84
Кислород . . . . .	1,36	1,80
Окись углерода . . . . .	1,10	1,14
Сернистый газ . . . . .	0,43	0,41
Углекислый газ . . . . .	0,76	0,81
Водород . . . . .	6,70	7,95

<sup>1</sup> Поскольку последняя определяется именно количеством этих переносчиков электричества.

Поскольку на практике подводят к коронирующему электроду отрицательный заряд, надо при решении уравнения Тоунсенда исходить из  $k^-$ .

Заметив это, произведем числовой подсчет напряженности поля, вызывающего ионный поток определенной величины.

### 3) Пример подсчета средней напряженности поля при коронном разряде

Примем, как и в примере на стр. 129, радиус трубы равным 12,5 см и радиус проволоки 0,1 см. Придерживаясь практических данных, примем далее плотность тока равной 0,5 мА на 1 пог. м коронирующего электрода. Это — в технических единицах измерения. Для перехода к абсолютной системе единиц вспомним, что:

$$1 \text{ ампер} \times \text{секунда} = 1 \text{ кулону} = 3 \cdot 10^9 \text{ CGSE.}$$

Стало быть:

$$i = 0,5 \text{ mA/м} = 0,5 \cdot 10^{-3} \text{ A/м} = 0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 10^{-2} \text{ A/см} = \\ = 0,5 \cdot 10^{-3} \cdot 10^{-2} \cdot 3 \cdot 10^9 \text{ CGSE/см} = 15 \cdot 10^3 \text{ CGSE/см.}$$

Подвижность смеси отрицательных ионов и электронов была указана выше, в табл. 7. Для воздуха, например,  $k^- = 1,87 \text{ см/сек.}$  Такова скорость при падении потенциала в 1 V на 1 см.

Зная, что 300 V = 1 CGSE, находим что в абсолютной системе единиц  $k = 1,87 \cdot 300 = 561 \text{ CGSE.}$

Критический градиент на поверхности внутреннего провода  $E_0$  мы вычислили раньше и нашли (стр. 129) равным 60 kV/см или иначе:

$$E_0 = \frac{60 \cdot 1000}{300} = 200 \text{ CGSE.}$$

Искомая напряженность поля:

$$E_x = \frac{1}{x} \sqrt{\frac{2i}{k} x^2 + \left(E_0^2 - \frac{2i}{k}\right) r^2} = \\ = \frac{1}{x} \sqrt{\frac{2 \cdot 15 \cdot 10^3}{561} x^2 + \left(200^2 - \frac{2 \cdot 15 \cdot 10^3}{561}\right) 0,1^2} = \frac{1}{x} \sqrt{53,5 x^2 + 400.}$$

В наибольшем расстоянии от коронирующего электрода, т. е. при  $x = 12,5 \text{ см}$ ,  $E_x$  составит:

$$E'_x = \frac{1}{12,5} \sqrt{53,5 \cdot 12,5^2 + 400} = 7,5 \text{ CGSE,}$$

в середине межэлектродного пространства ( $x = 6,25 \text{ см}$ ):

$$E''_x = \frac{1}{6,25} \sqrt{53,5 \cdot 6,25^2 + 400} = 8 \text{ CGSE,}$$

при  $x = 3 \text{ см} \rightarrow 9,9 \text{ CGSE}$ , при  $x = 1 \text{ см} \rightarrow 21 \text{ CGSE}$  и т. д. Наконец, у самого коронирующего провода, где  $x = 0,1 \text{ см}$ , напряженность 200 CGSE. Графическим интегрированием находим, что средняя напряженность поля приблизительно равна 13 CGSE.

Какова же должна быть для этого разность потенциалов между электродами? Ответ вытекает из следующего.

Напряженность поля — это сила, с которой действует поле на единицу положительного заряда, заставляя его перемещаться, т. е. совершать работу. Мерилом совершенной в электрическом поле работы — разность потенциалов. Разность потенциалов в двух точках — эта работа, совершающаяся при перемещении единицы заряда из одной точки в другую. Наконец работа — это произведение силы на путь.

Стало быть, если путь равен единице, то работа численно равна силе. И значит — напряженность поля — это то же, что падение потенциала на единицу длины.

Так как в рассматриваемом примере средняя напряженность поля (среднее падение потенциала) 13 CGSE или

$$13 \cdot 300 = 3900 \text{ V/cm},$$

то разность потенциала между электродами<sup>1</sup>:

$$3900 \cdot 12,5 \approx 50\,000 \text{ V},$$

где 12,5 — расстояние между электродами, равное  $R - r \approx R$ .

Как мы уже говорили, электрическая газоочистка основана на адсорбции ионов взвешенными в газе частицами и на последующем движении их под действием сил поля. Отсюда следует, что чем интенсивнее ионообразование и чем больше напряженность поля, тем вероятнее и благоприятнее восприятие зарядов осаждаемыми частицами и тем значительнее скорость передвижения их сквозь газ. А так как с повышением приложенного к электродам напряжения увеличивается напряженность поля (т. е. движущая сила) и одновременно растет ток (т. е. количество ионов), то с этим же возрастает и эффективность газоочистки. Поэтому на практике и стремятся к наибольшей разности потенциалов между электродами.

Однако последняя не может превзойти некоторой максимальной величины, такой, при которой постепенно расширяющаяся зона короны распространяется на все межэлектродное пространство и завершается полным пробоем газового промежутка — искровым разрядом.

Величина пробойного потенциала зависит от целого ряда факторов. Во-первых, от отношения  $R : r$ . Чем оно меньше, тем сильнее (объемистее) корона, тем скорее и при меньшем приложенном напряжении наступает пробой<sup>2</sup>. Во-вторых, от температуры. Рост последней увеличивает проводимость газа, способствуя тем самым пробоем. В-третьих, от влажности газа (отодвигающей пробой), от химического состава газа и т. д.

<sup>1</sup> Допуская для упрощения известную погрешность.

<sup>2</sup> Теоретически, как это показывает исследование выражения максимального значения критической напряженности, при  $\frac{R}{r} = 2,718$  пробивной градиент совпадает с начальным градиентом коронирования и искровой разряд вовсе не сопровождается предварительной стадией короны. Практически пробой наступает намного раньше.

Из соображений предотвращения пробоев техника электрической газоочистки и ограничивает напряженность поля 10—15 CGSE/см (редко доводя ее до 20). При этом, учитывая известные трудности в обращении с током высокого потенциала, а также для сокращения длины пути осаждаемых частиц, она ограничивает еще величину межэлектродного пространства 125—150 мм. Отсюда практически максимальная разность потенциалов между электродами в действующих электрофилтрах 65—75 тыс. V; обычная же — порядка 50 kV.

#### и) Адсорбция ионов взвешенными в газе частицами пыли и тумана

Находясь в сфере образующегося при коронном разряде интенсивного потока газовых ионов, взвешенные в газе частицы испытывают столкновения с ними, причем часть налетающих носителей свободного электричества удерживается поверхностью частиц. Происходит «адсорбция» газовых ионов, — частицы приобретают электрический заряд. Затем под действием сил поля они движутся к противоположно заряженному электроду, где осаждаются.

Так как основным фактором, воздействующим на заряженную частицу, является сила Кулона:

$$F = E \cdot e = Enc_0,$$

то вопрос о скорости осаждения частиц в электрическом поле данной (ограниченной условием пробоя) напряженности  $E$  сводится к вопросу о величине воспринимаемого частицей заряда  $e$ , или, иначе говоря, к вопросу о количестве  $n$  элементарных зарядов иона  $e_0$  на взвешенной частице.

На самый первый взгляд должно, пожалуй, представиться, что  $e$  не может быть больше  $e_0$ , т. е.  $n \not\geq 1$ , ибо после того как частица уже восприняла такой минимальный заряд она, казалось бы, отталкивает от себя другие такого же знака ионы (одноименные электричества взаимно отталкиваются).

Но это не так: заряд суспендированной частицы в действительности достигает сотен и тысяч элементарных зарядов. Чему же равняется  $n$ ?

Современный уровень познаний не дает еще на этот вопрос вполне удовлетворительного, теоретически достаточно разработанного ответа. Поэтому мы ограничимся здесь лишь приведением двух формул. Первая, выведенная Арендтом и Кальманом, довольно сложная, но для средних условий и с некоторой неточностью может быть, согласно Шнеерсону и Егорову<sup>1</sup>, представлена в следующем простейшем виде:

$$n = 20 \cdot 10^5 \rho,$$

где  $n$  — число элементарных зарядов, воспринятых частицей радиусом  $\rho$ .

<sup>1</sup> Шнеерсон и Егоров, Электрическая очистка газа, Госхимтехиздат, 1933, стр. 41.



Вторая формула предложена Романом:

$$ne_0 = E_x \left( 1 + 2 \frac{\epsilon - 1}{\epsilon + 2} \right) \rho^3,$$

где  $n$  — предельное число элементарных зарядов,

$e_0$  — заряд иона,

$E_x$  — напряженность поля,

$\epsilon$  — диэлектрическая постоянная частицы,

$\rho$  — радиус ее.

Если по обеим приведенным формулам мы стали бы исчислять величины максимального заряда, воспринимаемого в ионном поле взвешенной в газе частицей, то обнаружили бы, что в одних условиях обе формулы приводят к примерно одинаковому числу, в других же — величина максимальной зарядки получается большей или меньшей, в зависимости от того, по какой из формул производился расчет. Чем больше размер частиц, чем больше диэлектрическая постоянная ее, чем больше напряженность поля и меньше плотность ионов, тем больше результат по второй формуле будет превышать результат, полученный при применении первой, и наоборот.

Очевидно, что в действительности в процессе заряжения взвешенных частиц принимают участие силы, учитываемые обеими формулами. Поэтому из обеих полученных величин нужно принять высшую — она будет ближе к истинной.

Чтобы представить себе порядок получающихся цифр, произведем числовой подсчет.

#### к) Пример расчета величины заряда взвешенной частицы

Пусть в соответствии с предыдущим примером средняя напряженность поля 13 CGSE (стр. 131). Примем также диаметр взвешенных в газе частиц  $10 \mu$  в одном случае и  $0,1 \mu$  — в другом случае. Допустим, наконец, что диэлектрическая постоянная их равна 2.

Таким образом:

$$E_x = 13 \text{ CGSE}; \rho_1 = 5 \cdot 10^{-4} \text{ см}; \rho_2 = 5 \cdot 10^{-6} \text{ см}; \epsilon = 2.$$

Рассматривая процесс заряжения частицы под углом зрения воздействия электрического поля (теория Романа), находим, что максимальное количество ионов, воспринимаемых частицей радиусом в  $5 \mu$ :

$$n' = \frac{E_x \left( 1 + 2 \frac{\epsilon - 1}{\epsilon + 2} \right) \rho^3}{e_0} = \frac{13 \left( 1 + 2 \cdot \frac{1}{4} \right) \left( 5 \cdot 10^{-4} \right)^3}{4,77 \cdot 10^{-10}} \approx 10 \text{ 000 ионов},$$

где  $e_0$  — заряд иона, равный  $4,77 \cdot 10^{-10}$  CGSE.

То же для частиц радиусом в  $0,05 \mu$ :

$$n'_1 = \frac{13 \cdot 1,5 \cdot 25 \cdot 10^{-12}}{4,77 \cdot 10^{-10}} \approx 1 \text{ ион.}$$

Рассматривая процесс заряжения под углом зрения теплового движения ионов (теория Арендта и Кальмана), получаем, что для частицы диаметром  $10 \mu$ :

$$n'' = 20 \cdot 10^5 \rho = 20 \cdot 10^5 \cdot 5 \cdot 10^{-4} = 1000 \text{ ионов}$$

и для частицы диаметром в  $0,1 \mu$

$$n''_1 = 20 \cdot 10^5 \cdot 5 \cdot 10^{-6} = 10 \text{ ионов.}$$

Предельная величина заряда частиц в первом случае:

$$10 \cdot 10^3 \cdot 4,77 \cdot 10^{-10} \approx 5 \cdot 10^{-6} \text{ CGSE}$$

и во втором случае:

$$10 \cdot 4,77 \cdot 10^{-10} \approx 5 \cdot 10^{-9} \text{ CGSE.}$$

#### л) Скорость и продолжительность осаждения из потока газа взвешенных частиц электрическим способом

Восприняв заряд, суспендированная в газе твердая или жидкая частица начинает испытывать действие силы Кулона и под влиянием этой силы движется сквозь газ, преодолевая его сопротивление. Направление движения определяется знаком полученного заряда.

Если пренебречь сравнительно незначительным объемом зоны короны (где в наличии заряды обоих знаков), то можно считать, что все взвешенные в газе частицы получают в ионном поле однополярную зарядку и именно одноименную со знаком заряда коронирующего электрода. Стало быть, направление силы Кулона будет в сторону отталкивания от внутреннего провода и заряженные частицы будут двигаться от последнего к другому, противоположному электроду — трубе или плоскости. Направление движения будет постоянным, нейтрализация (рекомбинация) по пути движения места не имеет, и если только время пребывания газа в электрическом поле достаточно, то частица достигнет второго электрода, где разрядится и осядет. Электрод этот называется осадительным, поскольку на нем осаждаются выделяемые из газового потока взвешенные частицы<sup>1</sup>.

Скорость осаждения зависит, понятно, от величины движущей силы, в данном случае силы Кулона ( $F = Ee$ ).

Зная величину заряда частицы и допустимую напряженность поля, легко определить величину движущей кулоновской силы. Зная последнюю, можно найти скорость передвижения частицы сквозь газ. Наконец, по скорости (и данному межэлектродному расстоянию) нетрудно вычислить необходимую продолжитель-

<sup>1</sup> Некоторое количество частиц осаждается и на коронирующем электроде. Это те, которые, попав в электрическое поле газоочистителя, оказались в зоне короны, зарядились противоположно заряду провода и не претерпели нейтрализацию и перезарядку на своем к нему пути.

ность пребывания газа в электрическом поле, а стало быть и объем электрофильтра.

Поскольку рассматриваемое движение заряженной частицы к электроду сквозь газ является частным случаем движения частицы в вязкой среде, мы должны применить к этому движению те же законы, какие мы применяли выше — в случае осаждения под действием силы тяжести, центробежной силы и т. д.

Принимая форму частиц шарообразной, радиус ее — малым и сопротивление движению со стороны газа — по формуле Стокса и попрежнему обозначая движущую силу через  $F$ , число элементарных зарядов  $e_0$ , воспринятых частицей, через  $n$ , напряженность поля через  $E_x$  и коэффициент внутреннего трения газа через  $\eta$ , получаем, что скорость движения частиц сквозь газ:

$$v = \frac{F}{6\pi\eta r} = \frac{E_x n e_0}{6\pi\eta r}.$$

Все члены приведенного уравнения постоянны, за исключением  $n$  и  $E_x$ . Но с известной условностью можно и эти величины считать постоянными: восприятие частицей максимального заряда происходит быстро, а при применяемой плотности тока поле настолько выравнено пространственными зарядами, что, начиная с некоторого расстояния от коронирующего электрода, оно на своем дальнейшем протяжении почти однородно. Стало быть, на всем протяжении поля движущая сила почти постоянна и поэтому без большой (практически) погрешности можно считать скорость осаждения во все время его тоже величиной постоянной.

При данной постоянной скорости осаждения  $v$  см/сек и данном межэлектродном расстоянии  $S$  см получаем, что продолжительность осаждения частицы, оказавшейся при входе в межэлектродное пространство в наибольшем отдалении от осадительной поверхности, равна:

$$t = \frac{S}{v} \text{ сек.}$$

Таково должно быть время пребывания газа в электрическом поле. Для этого объем последнего  $Q$  должен составить:

$$Q = Q_{\text{газ}} \cdot t,$$

где  $Q_{\text{газ}}$  — объем газа, в м<sup>3</sup>/сек.

В вышеприведенных рассуждениях мы исходили только из действия силы Кулона. Фактически в электрофильтрах действует еще сила электростатической индукции и электрический ветер. Они нами не учитывались как относительно незначительные.

#### м) Пример расчета необходимой продолжительности пребывания газа в электрическом поле

Продолжая начатый раньше расчет, имеем, что:

1) Величина межэлектродного расстояния (путь, проходимый частицей, наиболее отдаленной от поверхности осаждения)  $S = R - r \approx R = 12,5$  см.

- 2) Средняя напряженность поля  $E = 13 \text{ CGSE}$ .  
 3) Радиус осаждаемых частиц  $\rho = 5 \cdot 10^{-4} \text{ см}$  в одном случае и  $5 \cdot 10^{-6} \text{ см}$  в другом.  
 4) Величина заряда частицы в обоих случаях соответственно:  $5 \cdot 10^{-6} \text{ CGSE}$  и  $5 \cdot 10^{-9} \text{ CGSE}$ .

Примем дополнительно, что вязкость газа  $\eta = 1,6 \cdot 10^{-4} \text{ CGSE}$ , тогда средняя скорость осаждения частиц диаметром в  $10 \mu$ :

$$v' = \frac{E_x n e_0}{6 \pi \eta \rho} = \frac{13 \cdot 5 \cdot 10^{-6}}{6 \cdot 3,14 \cdot 1,6 \cdot 10^{-4} \cdot 5 \cdot 10^{-4}} \approx 50 \text{ см/сек.}$$

То же — диаметром в  $0,1 \mu$ :

$$v'' = \frac{13 \cdot 5 \cdot 10^{-9}}{6 \cdot 3,14 \cdot 1,6 \cdot 10^{-4} \cdot 5 \cdot 10^{-6}} \approx 4 \text{ см/сек.}$$

Необходимое время пребывания газа в электрическом поле в первом случае:

$$t' = \frac{S}{v'} = \frac{12,5}{50} \approx 0,25 \text{ сек.}$$

и во втором:

$$t'' = \frac{S}{v''} = \frac{12,5}{4} \approx 3 \text{ сек.}$$

Как видно, чем крупнее частица, тем больше воспринимаемый ею в ионном поле заряд, тем больше скорость ее осаждения, тем меньше необходимая продолжительность пребывания газа в электрическом поле, тем меньше необходимый объем электрофильтра, и наоборот.

Восприимчивость зарядов зависит не только от размера частиц, но также и от природных свойств. Немаловажную (а подчас и решающую) роль играет на практике и ряд других факторов: влажность газа, температура его, род и т. д.

Все это в вышеприведенных формулах не учитывалось. Кроме того, как уже отмечалось, эти формулы могут рассматриваться лишь как самое первое приближение к действительности. Поэтому практически при выборе размеров электрофильтра исходят большей частью не из теоретических расчетных величин, а из данных эксплуатационной практики или из данных специального эксперимента на опытных установках. Ниже будет приведен технический расчет электрофильтрационной установки.

#### н) Влияние температуры газа, влажности и характера запыленности его на процесс электрогазоочистки

На протекание процесса электрогазоочистки оказывает влияние целый ряд факторов: температура газа, влажность его, состав, характер взвешенных примесей, в некоторых случаях количество их и т. д.

Высокая температура — неблагоприятный фактор и сверх некоторого температурного предела электрическая газоочистка стано-

вится весьма затруднительной. С одной стороны, по мере роста температуры уменьшается уплотненная оболочка газов и паров вокруг взвешенной частицы и затрудняется зарядка. С другой стороны, увеличивается степень ионизации газа, увеличивается вследствие этого его электропроводность и растет опасность пробоев<sup>1</sup>.

Это заставляет вести процесс при меньшем приложенном напряжении, т. е. при соответственно меньшей движущей силе.

Следует учесть еще и то, что с ростом температуры увеличивается действительный объем газа и тем самым (при данном необходимом времени пребывания газа в электрическом поле) увеличиваются размеры аппарата, удорожается сооружение и эксплуатация установки.

Наконец, при особо повышенных температурах (600° и выше) становится трудным подобрать материал для изоляторов, находящихся в электрофилт্রে (см. ниже), материал для электродов и т. д.

На практике стремятся направлять на электрофильтрацию газ охлажденный. Предел охлаждения устанавливается либо близостью к точке росы по водяному пару (для осаждения взвешенных примесей в безводном состоянии), также предотвращения замазывания электродов влажным шламом), либо точкой росы по другим паробразным составляющим, если их конденсация нежелательна (например при торфяном газе, когда возникает опасность явлений коррозии, вызываемых конденсирующимися парами уксусной кислоты), либо различными условиями технического порядка.

В противоположность температуре фактор влажности играет положительную роль при рассматриваемом электрическом способе и подчас возникает даже необходимость специального увлажнения газа. Это явление объясняется высокой точкой кипения  $H_2O$  и обволакиванием благодаря этому пылинки водяной оболочкой с соответственным увеличением их размеров. Однако и здесь при превышении определенного температурного предела способность обволакивания постепенно уменьшаясь, вовсе пропадает и увлажнение газа перестает сказываться на к. п. д. процесса.

Увеличение влажности очищаемого газа благоприятно еще и по другой причине: тормозится пробой и создается возможность работы при большем приложенном напряжении.

Влияние характера примесей на рассматриваемый процесс электрической газоочистки определяется, главным образом, степенью дисперсности их. Как указывалось, чем частица крупнее, тем легче и полнее протекает зарядка ее, и наоборот. Весьма мелкие частицы заряжаются с трудом, заряд, приобретаемый ими, весьма мал, мала скорость передвижения их к электродам. В этом случае особое значение приобретают охлаждение и увлажнение газа, без чего нередко даже при длительном пребывании его в электрическом поле тонкое пылеотделение не достигается.

<sup>1</sup> Уменьшение величины пробойного напряжения с увеличением температуры обуславливается еще уменьшением плотности газа, а следовательно, уменьшением сопротивления его движению ионов.

Имеют значение также и электрические свойства осаждаемых примесей. Проводящая пыль, оседая на поверхности электродов, уменьшает межэлектродное расстояние, вследствие чего легче может произойти пробой. Непроводящая пыль, оседая на поверхности трубы, затрудняет поглощение ею вновь прибывающих зарядов и может привести к образованию заряженного слоя, отталкивающего от себя новые приближающиеся к осадительной поверхности заряженные частицы. Попадая на коронирующий провод, непроводящая пыль как бы изолирует его. Борьба с указанными явлениями заключается в отряхивании электродов.

Что касается зависимости между первоначальной запыленностью газа и содержанием примесей в газе после электрофильтрации, то, как показывает опыт, увеличение, до известных пределов, первой не меняет последнюю. Более того, если пыль по своим размерам неоднородна, качество газоочистки в этом случае даже выше, благодаря увлечению мелких трудно и слабо заряжающихся частиц более крупными. С некоторого же предела увеличение первоначальной запыленности газа начинает неблагоприятно отражаться на процесс. Причина заключается в действии пространственного заряда, образуемого большим количеством движущихся пылинок. Это уменьшает коронирование и при большом количестве высокодисперсных частиц может привести к затуханию короны.

### 3. Техническое оформление процесса электрической газоочистки

#### *А. Осадительная аппаратура*

##### **а) Классификация электрофильтров**

Аппараты, в которых производится осаждение пылевых и туманных суспензий из газов при посредстве электричества, известны под терминами «электрические газоочистители», «электрические уловители», «коттрели»<sup>1</sup> и, наконец, «электрофильтры». Последнее название наиболее распространено и в данном случае преимущественно принято.

Основными элементами электрофильтра являются электроды. Один из них, имеющий форму, способствующую возникновению коронного разряда, создает под действием приложенного тока высокого напряжения интенсивный электронный и ионный поток и, как следствие, производит зарядение взвешенных в газе частиц. Другой электрод служит поверхностью, на которой последние (пылинки и капельки) осаждаются. В соответствии с выполняемыми функциями эти электроды называются: первый — активным или излучающим или большей частью коронирующим; второй — пассивным или собирательным или чаще всего — осадительным.

В зависимости от формы осадительных электродов существующие конструкции электрофильтров подразделяются на два основных типа:

<sup>1</sup> По имени американского инженера Коттреля, впервые успешно применившего данный способ в промышленном масштабе.

1. Трубчатый аппарат, где осадительными электродами служат вертикально поставленные трубы, — тип, впервые предложенный основателями электрического способа пылеотделения Коттрелем и Меллером.

2. Пластинчатый или камерный аппарат, где в качестве осадительных электродов применены плоские пластины, — тип, появившийся позднее, несколько более дешевый и более распространенный.

В трубчатых электрофильтрах ток газа в электрическом поле всегда вертикален: по трубам снизу вверх<sup>1</sup>. В пластинчатых же — проход газа может быть двояким, и в зависимости от этого пластинчатые фильтры делятся на:

1) вертикальные, в которых газ движется в направлении, перпендикулярном площади основания камеры, т. е. вертикально;

2) горизонтальные, — где движение газового потока совершается в горизонтальном направлении.

В пластинчатых электрофильтрах осадительные электроды бывают сплошными и перфорированными (сетчатыми). В последнем случае горизонтальный ток газа может быть двояким, и по этому признаку горизонтальные пластинчатые электрофильтры делят на:

1) камеры с движением газового потока параллельно пластинам;

2) камеры с перпендикулярным пластинам током газа.

К различным видоизменениям указанных типов сводятся по существу все разнообразные конструкции электрофильтров.

## б) Трубчатые электрофильтры

### 1) Простейшие схемы

На рис. 64 показано в схематическом виде устройство трубчатого электрофильтра. В основном — это заземленная, служащая осадительным электродом труба *H*, по оси которой проходит (изолированно от ее стенок) коронирующий электрод — проволока *d*. Последняя выходит через так называемый проходной изолятор *C* и соединяется с отрицательным полюсом источника электричества. Снизу проволока снабжена натяжным грузиком *L*, обеспечивающим отвесное ее положение.

Подлежащий очистке газ вводится в аппарат через боковой штуцер *a* и проходит снизу вверх через созданное в трубе электрическое поле нужной напряженности. Благодаря коронному разряду и наличию в межэлектродном пространстве большого количества электрических зарядов — ионов и электронов — взвешенные в газе частицы заряжаются и движутся сквозь газ к стенкам трубы. Здесь, разрядившись, они оседают. Небольшая часть осаждается на проволоке. О физических основаниях процесса мы говорили выше.

Осевшие частицы, постепенно укрупняясь, спадают (или стекают) вниз либо самопроизвольно, под действием силы тяжести,

<sup>1</sup> Редко — наоборот.

либо при посредстве механического встряхивания и околачивания электродов. Очищенный газ отводится сверху через патрубок *b*.

На практике, где приходится иметь дело со значительными объемами газа, одной трубы, конечно, недостаточно — требуется ряд труб. Пример такого многотрубного электрофильтра дается схемой на рис. 65. Здесь железный кожух *A* — тело аппарата; в нем — батарея вертикально расположенных труб *H*, ввальцованных своими верхними концами в верхнюю горизонтальную решетку *B*. Коронирующие провода — проволоки *d*, строго выверенные по центральным линиям труб, подвешены на общей раме *D*, которая сама крепится к проходному изолятору *E*. Проволоки закан-

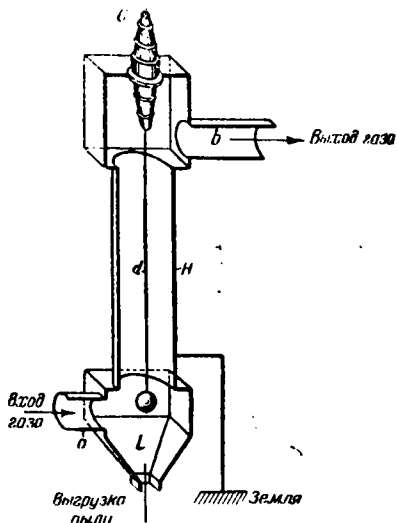


Рис. 64. Простейшая схема трубчатого электрофильтра.

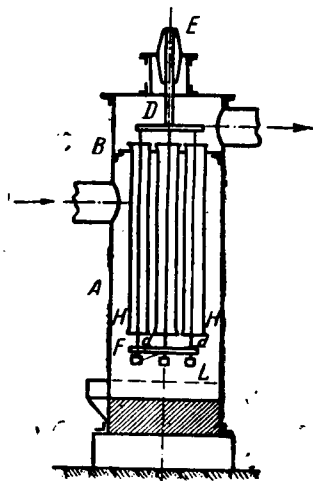


Рис. 65. Схема многотрубного электрофильтра.

чиваются пирьками *L*, на которых покоится нижняя направляющая рама (решетка) *F*. Такое устройство, удерживая в натянутом состоянии всю коронирующую систему и допуская возможность некоторого опускания или поднятия (под влиянием температурной деформации), ограничивает пределы смещения или раскачивания проволок. Это существенно потому, что изменение центрального положения последних меняет расстояние между разноименными электродами, нарушает правильную работу аппарата, способствует пробоям.

Газ входит в электрофильтр сверху, несколько ниже отметки трубной решетки. Далее по межтрубному пространству он опускается вниз и, наконец, поднимается по трубам вверх, подвергаясь обработке.

Расположение газопроводящего патрубка в верхней части аппарата, с тем чтобы газ раньше опустился вниз и только затем принял нормальное восходящее направление, обусловлено соображениями лучшего распределения газа по трубам.



Заклочение всей системы электродов в общий кожух, как это было показано на только что приведенной схеме, не является обязательным. В некоторых конструкциях электрофильтров трубы обнажены, причем благодаря заземлению они безопасны для обслуживающего персонала. Преимуществом такого типа является меньшая затрата металла, а также полная доступность труб, околичивание которых может в некоторых случаях производиться даже простой ручной колотушкой. Достоинство закрытого типа — это возможность лучшего газораспределения и омывание внешней поверхности труб протекающим газом. Последнее имеет существенное значение при работе с горячими и влажными газами, так как легче позволяет избежать конденсации.

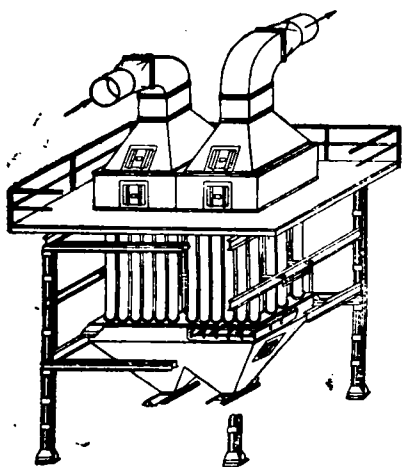


Рис. 66. Схема электрофильтра с последовательным ходом газа через 2 отделения.

В практике германских конструкций нашел также распространение фильтр, рассчитанный на двойное прохождение газа, последовательно через 2 отделения аппарата. Через первое — в направлении сверху вниз и восходящим потоком — через второе.

Схема такой конструкции приведена на рис. 66.

Из вышеприведенного видно, что вертикальный ток газа через трубы электрофильтра может иметь как восходящее направление, так и нисходящее.

На практике электрофильтрации предпочтение получил восходящий ток. Обоснование этому таково.

Во-первых, поскольку осаждаемые частицы падают вниз, в нижней части аппарата естественно будет повышенное содержание их. Следовательно, при нисходящем токе очищенный газ, выходя из пространства с повышенной концентрацией примесей, легко вновь там загрязняется бы. Во-вторых, восходящий ток газа выгоден еще и потому, что в этом случае с высоковольтными изоляторами соприкасается уже очищенный газ, благодаря чему вероятность их загрязнения (что обычно влечет за собой уменьшение изоляционных свойств и пробой) многократно меньше. Заметим попутно, что в вышеуказанном электрофильтре Лурги ток газа сверху вниз имеет место только в первом отделении, где напряжение может быть не столь велико, а очистка — не столь полной.

## 2) Типы и размеры электродов

Осадительными электродами в трубчатых электрофильтрах являются трубы. Наиболее простой и часто применяемый тип их — железная труба круглого сечения. Если по характеру газа или из-

влекаемых из него примесей применение железа недопустимо, оно заменяется иными материалами, более стойкими при данных условиях.

Диаметр труб обуславливается такими соображениями: чем он меньше, тем ниже пробойный потенциал и тем меньше должно быть приложенное напряжение (т. е. движущая сила), но тем короче путь осаждаемой частицы и соответственно меньше необходимое время пребывания газа в электрическом поле, и наоборот. Кроме того, увеличение диаметра трубы влечет за собой увеличение разности потенциала между электродами, т. е. применение тока более высокого напряжения, что становится нежелательным, так как обращение с таковым связано с известными затруднениями.

На практике наибольшее распространение получили трубы диаметром 250—300 мм.

Длина труб ограничена необходимостью и трудностью точной центровки электродов и на практике обычно колеблется в пределах 3—4 м.

Вместо обычных гладких цилиндрических труб иногда применяют другие формы, близкие к этой, например, трубу квадратного сечения или шестигранник (рис. 67).

Такая конструкция допускает более компактное расположение их в аппарате. Другое изменение — труба, стенки которой вогнуты так, что образуют выступающие наружу кольцевые полости. Последние в нижней своей части снабжены отверстиями, через которые при сколачивании осепают вниз в бункер осевшие частицы. Идея подобной конструкции — предотвращение загрязнения газа ниспадающей пылью, путь которой к бункеру в этом случае лежит не через рабочее межэлектродное пространство, а через пассивное межтрубное.

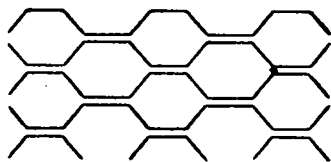


Рис. 67. Осадительные электроды-шестигранники.

В качестве коронирующего электрода наибольшее распространение получил простейший тип — тонкая, круглого сечения гладкая проволока. Если условия производства позволяют, применяется проволока железная или стальная, в противном случае никромовая (например, при осаждении смол из торфяного газа, несущего с собой известное количество уксусной кислоты) и др.

Диаметр проволоки обуславливается следующими соображениями: чем он меньше, тем сильнее корона, тем интенсивнее ионообразование, тем лучше условия для электрической газоочистки, но тем меньше механическая прочность, тем скорее происходят обрывы. Средний, наиболее принятый размер (при применении железных, стальных и никромовых проволок) — 2 мм. В случае необходимости применения свинца и вследствие его сравнительно малой механической прочности такой размер недостаточен. Тогда применяют освинцованные железные или медные провода. Общий диаметр провода достигает при этом 4 мм. Так как такой диаметр электрода приводит к заметному ослаблению коронирования и

ухудшению процесса, освинцование производится в форме многоугольника с острыми кантами. Это улучшает условия эмиссии. Примеры таких форм даны на рис. 68. Известны, но по экономическим соображениям весьма ограничены, случаи замены толстых освинцованных проводов тонкими серебряными.

Кроме указанных типов встречаются еще коронирующие электроды в виде тонких цепочек с острыми звеньями, в виде различных штанг и полосок с острыми кромками и т. д. В большинстве случаев они представляют собой скорее патентный, чем практический интерес.

### в) Пластинчатые электрофилтры

Основным отличием пластинчатых (или камерных) электрофилтров от трубчатых является иная форма осадительных электродов.

Они имеют вид вертикальных плоских поверхностей, параллельно расположенных в ограничивающей их прямоугольной камере. Между осадительными электродами-поверхностями симметрично расположена система коронирующих

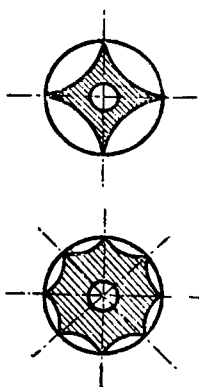


Рис. 68. Многоугольные коронирующие электроды с острыми кантами.

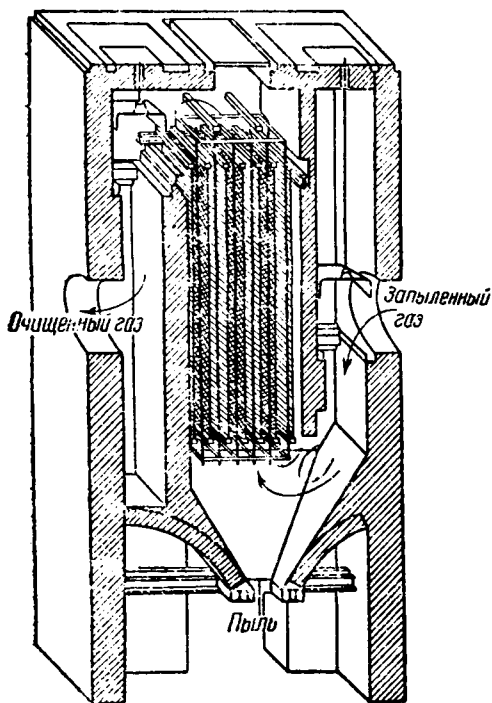


Рис. 69. Схема устройства вертикальной камеры.

электродов, выполненных преимущественно в виде тонких проводов.

В зависимости от направления движения очищаемого газа пластинчатые электрофилтры делятся на 3 основных типа. К первому относятся вертикальные камеры, ко второму — горизонтальные с осадительными электродами, помещенными параллельно газовому потоку, к третьему — тоже горизонтальные, но с перпендикулярным движению газа расположением осадительных поверхностей. Рис. 69, 70 и 71 дают общее представление об устройстве указанных аппаратов, токе газа через них, отводе осажденных частиц и пр.

Наиболее простой и употребительной формой осадительных электродов в первом и втором типах пластинчатых электрофилтров

являются гладкие железные пластины. В тех случаях, когда из соображений коррозии железо непригодно, оно подвергается цинкованию, лужению, освинцовыванию или заменяется другими металлами более стойкими в данных условиях. Некоторое распространение нашли также осадительные электроды из неметаллических полупроводников, в частности бетона и железобетона.

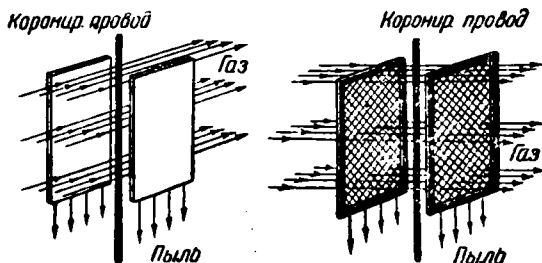


Рис. 70. Схема расположения осадительных электродов параллельно и перпендикулярно току газа.

Наряду с гладкими железными пластинами применяются и другие формы. Примером одной из них являются пластины из волнистого железа. Цель такого видоизменения — образовать большую поверхность осаждения и уменьшить сдувание протекающим газом уже осевших на электродах частиц. Другой пример показан на рис. 72. Здесь осадительные электроды выполнены в виде двух близко расположенных плоскостей, снабженных особыми корытцами («карманами»), с вырезами в нижней части. При отряхивании

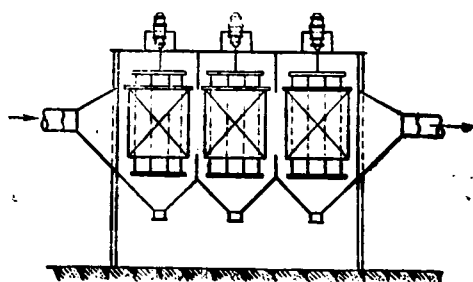


Рис. 71. Горизонтальный электрофильтр.

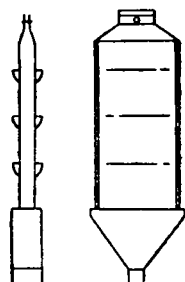


Рис. 72. Осадительный электрод с карманами.

электродов осевшая на них пыль попадает в карманы и затем через вырезы в них просыпается вниз в бункера, минуя направление газового потока.

В горизонтальных камерах с перпендикулярным осадительным электродам течением газа в качестве последних служат натянутые на рамы густые сетки. Они выполняются из гладкой или волнистой проволоки или из тонких полосок. Преимущество сетчатых электродов по сравнению со сплошными пластинами — некоторое об-

легчение конструкции. Кроме того, в случае очистки газа при повышенной температуре сетчатые электроды не так подвергаются явлениям коробления, как электроды из тонких листов. Исходя из этих соображений, пластины заменяются сетками не только в электрофильтрах с перпендикулярным газовому потоку расположением электродов (где эта форма единственно возможна), но и в других из указанных типов пластинчатых электрофильтров.

Расстояние между осадительными электродами в пластинчатых электрофильтрах соответствует диаметру трубы в трубчатых и, колеблясь в пределах 200—400 мм, составляет большей частью 250—300 мм. Высота электродов (как и в трубчатых электрофильтрах) 3—4 м.

Коронирующими электродами в пластинчатых электрофильтрах служат преимущественно такие же тонкие проволоки, как и в трубчатых аппаратах. Проволоки делят точно пополам расстояние между каждой парой осадительных электродов и отстоят друг от друга обычно на расстоянии, равном межэлектродному расстоянию. При большом раздвижении проводов данного ряда получают места с ослабленным электрическим полем; при большем сближении — соседние поля начинают накладываться одно на другое и в результате поле не только не усиливается, но даже ослабляется. В электрофильтрах с перпендикулярным осадительным электродам течением газа коронирующие провода размещаются обычно в шахматном порядке, чем достигается более равномерное использование коронного разряда всей массой очищаемого газа.

Кроме обычных круглого сечения проволок большое распространение нашли коронирующие электроды в виде сетки, натянутой на раму. Сетка должна быть редкой, так как значительная разница поверхностей обоих электродов — коронирующего и осадительного — необходимое условие для устойчивой короны.

Корпус пластинчатого электрофильтра имеет вид прямоугольной камеры и монтируется из железа, а в иных случаях выкладывается из кирпича, бетона и пр. Выбор определяется характером очищаемого газа и примесей, извлекаемых из него, температурным режимом, экономическими соображениями и т. д.

### г) Сравнительная характеристика трубчатых и пластинчатых электрофильтров

Трубчатые электрофильтры более промоздки, требуют большего количества металла, сложнее в монтаже, дороже в сооружении, труднее поддаются отряхиванию. Но, с другой стороны, они наиболее отвечают важнейшим условиям высокоэффективного действия электрогазоочистки. В них достигается лучшее более равномерное распределение газа по всему объему электрического поля; в них почти нет вредных или мертвых пространств, где поле ослаблено или вовсе отсутствует; в них сама форма поля более правильна. Короче говоря, трубчатый аппарат несколько более дорог, но большей частью успешнее в действии.

Пластинчатые электрофильтры в постройке проще и несколько дешевле, они более компактны и более удобны в отношении отря-

хивания электродов. Но распределение газа и вид электрического поля у них хуже и степень газоочистки, вообще говоря, ниже.

Указанные преимущества и недостатки пластинчатых электрофильтров менее подчеркнуты в вертикальных камерах и наиболее в горизонтальных. Последние характеризуются сравнительно наибольшим объемом вредных пространств, но и наибольшей пропускной способностью. Они легко допускают пристройку добавочных секций (при необходимости увеличения производительности установки), в них наиболее просто осуществляется последовательное течение газа через несколько независимых электрических полей (что создает большую надежность в эксплуатации), наконец, горизонтальная камера обычно несколько дешевле других.

Уже из этого краткого сопоставления видно, что каждый из основных типов электрофильтров обладает своими преимуществами и своими недостатками и что не так подчас просто решить вопрос о выборе наиболее подходящей конструкции. Отсюда и понятно, почему этот вопрос часто решают по-разному.

В СССР основной организацией, проектирующей электрогазоочистительные установки, является трест «Газоочистка». Уместно поэтому привести его точку зрения по этому поводу. В основном она такова.

Для осаждения смол из генераторных и коксовых газов предпочтительнее трубчатые электрофильтры, потому что в отряхивании электродов здесь нет надобности (смола легко стекает сама), также потому, что цилиндрическая форма более противостоит случайному хлопку (могущему в пластинчатой камере легче вызвать расстройство швов), наконец, потому, что количество обрабатываемого газа обычно не столь уже велико (по сравнению, например, с дымовыми или подобного рода газами), чтобы целесообразно было поступиться лучшими условиями процесса для некоторой экономии вложений и места. Электрофильтры трубчатого типа трест устанавливает для обеспыливания доменных газов, имея в виду усложненные здесь условия осаждения. Их проектирует он и для других аналогичных случаев.

Вертикальные осадительные камеры преимущественно применяются в тех случаях, когда велика первоначальная запыленность газа и необходимо энергичное отряхивание электродов при возможном предотвращении увлечения газовым потоком опадающих с электродов частиц. Сюда относятся электрофильтры для сажезаводов, для углесушилок, для колчеданных печей и пр.

Когда количество очищаемого газа весьма велико, а время пребывания его в электрическом поле должно быть, по свойствам пыли, длительным, предпочтение отдается горизонтальной камере, причем преимущественно с помещенными параллельно направлению газового потока осадительными электродами.

### ***Б. Повысительно-выпрямительная подстанция***

Установка электрической газоочистки включает в себя кроме самых электроосадительных камер еще и электроподстанцию, питающую электрофильтры электрическим током высокого напряжения и постоянного направления.

Такой ток может быть получен двумя путями: непосредственно от динамомашин постоянного тока высокого напряжения и путем выпрямления переменного тока высокого напряжения.

Первый путь хотя и возможен, но весьма технически сложен и экономически неприемлем. Наоборот, получение переменного тока высокого напряжения (при помощи трансформатора, повышающего до нужных пределов напряжение обычного переменного тока) и последующее выпрямление его относительно просто и легко.

Поэтому распространение на практике получил только второй метод.

Выпрямление переменного тока может быть произведено механическими синхронными выпрямителями или катодными выпрямителями — кенотронами. Поскольку последние дороже в установке и, быстро перегорая, дороже в эксплуатации, они получили меньшее применение.

Поэтому, не останавливаясь на них, рассмотрим устройство и принцип действия механического выпрямителя.

### а) Механический выпрямитель переменного тока

На рис. 73 схематически представлена установка электрогазоочистки с механическим выпрямлением высоковольтного переменного тока. Основными частями ее (кроме самого электрофильтра А) являются питающийся от рабочей электросети трансформатор

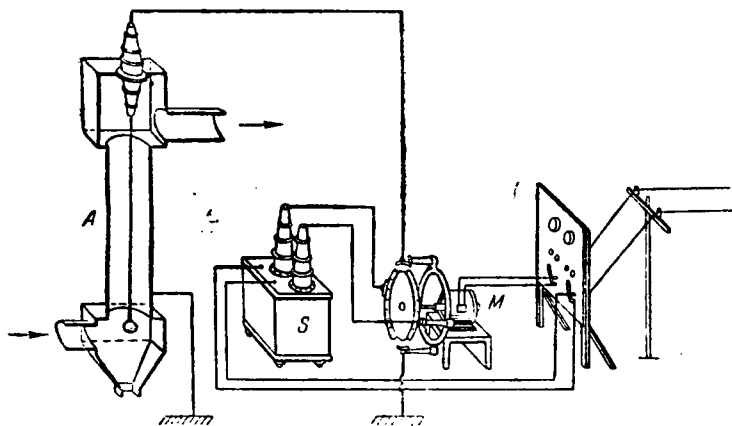


Рис. 73. Схема установки электрогазоочистки.

тор S и посаженный на вал синхронного мотора M выпрямитель. Последний представляет собой диск, как показано на рисунке, или чаще — крест из четырех изоляционных лопастей, выполненных из пертиакса<sup>1</sup>, из проваренного в масле дерева или из других соответствующих материалов. На концах креста укреплены металлические наконечники — башмаки<sup>2</sup>. Нихромовой проволокой или алю-

<sup>1</sup> Бумага, пропитанная бакелитом.

<sup>2</sup> Обычно алюминиевые — для уменьшения веса и развиваемой центробежной силы.

миниальными полосками они попарно соединены. По окружности креста укреплены на изоляторах 4 щетки. К двум из них (боковым) выведены концы вторичной обмотки высоковольтного трансформатора, к третьей (верхней) присоединена шина, идущая в электрофильтр, и к четвертой (нижней) — заземление. Заземлены также осадительные электроды камеры.

Процесс выпрямления тока происходит следующим образом.

Пусть в рассматриваемый момент времени ток движется по обмотке трансформатора в таком направлении, что левая щетка *A* заряжена положительно, а правая *B* отрицательно; крест же находится в положении, указанном на рис. 74, а. Тогда путь тока будет таков: от левой щетки *A* через воздушный промежуток в башмак *a*, затем по соединительной проволоке в башмак *в*, далее через воздушный промежуток в нижнюю щетку *B* и к осадительным электродам, откуда через ионизированную газовую прослойку к коронирующим электродам, от них к верхней щетке *Г*, башмак *г*, башмак *б*, щетке *Б* и по вторичной обмотке трансформатора к щетке *A*. Контур тока замкнулся<sup>1</sup>.

Через полпериода (или при обычном 50-периодном токе — через  $\frac{0,5}{50} = 0,01$  сек.) направление тока в сети изменится на обратное. На левой щетке будет плюс, на правой минус. Но через тот же промежуток времени мотор, вращающийся со скоростью

1500 об/мин, повернет посаженный на его валу крест на  $\frac{1500 \cdot 0,01}{60} =$

$= 0,25$ , т. е. на  $\frac{1}{4}$  оборота. Крест займет положение, указанное на рис. 74, б. В этом случае путь тока будет таков: от положительного зажима обмотки трансформатора 2 к щетке *Б*, затем через небольшой воздушный промежуток к башмаку *г*, далее по проволоке к башмаку *б*, затем к щетке *В*, к осадительным электродам, от них к коронирующим проводам, откуда к щетке *Г*, башмаку *а*, башмаку *в*, щетке *A*, зажиму 1 и 2. Контур тока опять замкнулся.

Из приведенного видно, что хотя направление тока в сети (а следовательно и в обмотках трансформатора) переменялось, оно в самом электрофильтре осталось без изменения.

<sup>1</sup> Заметим, что в технике в силу разных причин считают движение тока от плюса к минусу несмотря на то, что ток рассматривают как течение электронов, движущихся, наоборот, от минуса к плюсу.

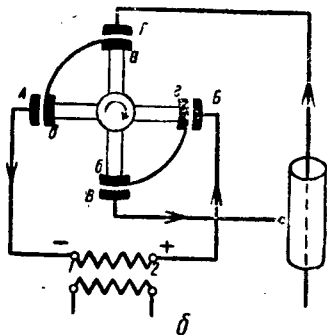
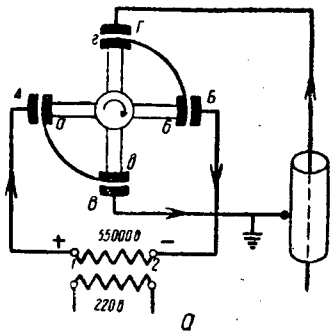


Рис. 74. Принцип действия механического выпрямителя переменного тока.



Еще через полпериода опять изменятся знаки зарядов у зажимов трансформатора 1 и 2 и соответственно им — у щеток А и В. Но щетки В и Г, непосредственно осуществляющие питание током электрофильтра, будут иметь прежний неизменный знак: щетка Г, соединенная шиной с системой коронирующих электродов, будет во всех случаях заряжена отрицательно, а щетка В, соединяющаяся через землю с системой осадительных электродов, — положительно.

Таким образом и осуществляется выпрямление переменного тока и получается нужный для электрофильтрации высоковольтный ток постоянного направления.

Мы рассмотрели те моменты времени, когда башмаки вращающегося креста точно подходят к неподвижным щеткам. Как будет в другие моменты?

Тогда, когда башмаки несколько отойдут от щеток, несколько увеличится воздушный промежуток между ними, но положение существенно не изменится. Когда же башмаки креста будут подходить примерно к середине расстояния между щетками и воздушный промежуток станет значительным, — ток оборвется. Он снова появится тогда, когда башмак вновь приблизится к щетке. В результате вместо обычной кривой переменного тока (рис. 75,а) и теоретической кривой выпрямленного тока (рис. 75,б) в действительности получается прерывистая кривая, очерченная сплошной линией на рис. 75,в. Электрофильтр, следовательно, питается постоянным по направлению пульсирующим током.

Произведенные Стригелем исследования влияния кривой напряжения на к. п. д. фильтра показали, что такое выпрямление тока не только не снижает качество газоочистки, но даже повышает его. Это объясняется более высоким пробойным потенциалом в этих условиях и возможностью подвода более высокого напряжения к электроосадительным камерам.

Скорость вращения креста должна (при 50-периодном токе) составлять 1500 об/мин. Но некоторые (небольшие) изменения числа периодов в сети возможны. Необходимо, чтобы и выпрямитель соответственно автоматически менял число оборотов. Поэтому для привода его применяется синхронный мотор, питающийся тем же током, который преобразовывается выпрямителем.

Иногда взамен креста применяется изготовленный из аналогичного изоляционного материала диск диаметром 700—850 мм (рис. 76); на нем имеются две металлические (алюминиевые) полосы и вокруг диска — четыре сдвинутые друг относительно друга на 90° металлические щетки, каждая на своем изоляторе. Весь процесс выпрямления пока протекает совершенно аналогично ранее описанному.

## б) Прочая электроаппаратура

Высоковольтным трансформатором и механическим выпрямителем тока не ограничивается оборудование повысительно-выпрямительной подстанции. Оно включает в себя еще целый ряд других аппаратов, приборов и приспособлений, играющих весьма суще-

ственную роль в деле правильного ведения процесса электрогазоочистки.

Во-первых, необходимо иметь возможность регулировать напряжение с тем, чтобы, стремясь подвести к электрофильтрам максимально возможное напряжение, не довести до пробоя. Для этой цели служит автотрансформатор с коммутатором. Он позволяет подавать на первичную обмотку высоковольтного трансформатора различное низкое напряжение (от 10 до 200 В) и, следовательно, при данном неизменном коэффициенте трансформации (около 350) широко менять высокое напряжение (от 3,5 до 75 кВ), подводимое к коронирующим проводам осадительных камер.

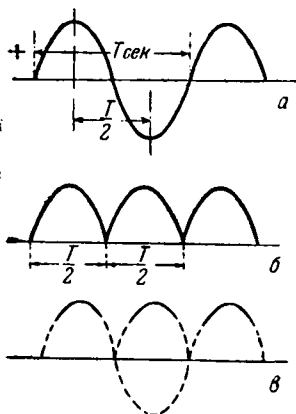


Рис. 75. Кривые переменного и выпрямленного тока.

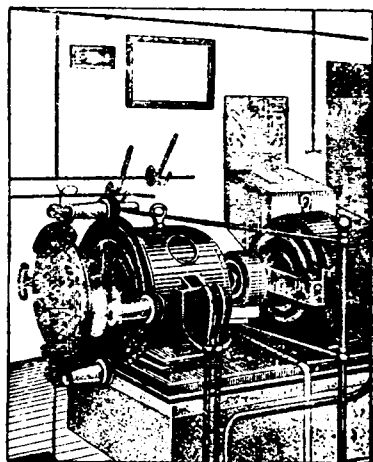


Рис. 76. Механический выпрямитель с пертинаксовым диском.

Во-вторых, необходимо обеспечить, чтобы при выпрямлении тока обрывы его происходили в моменты минимума тока. Именно в этом случае кривая тока будет иметь вид, приведенный на рис. 75, в, и электрофильтр будет работать в надлежащих условиях. В противном случае кривая выпрямленного тока может получиться такой, что фактически электрофильтр окажется в условиях минимума напряжения и минимума силы тока и перестанет выполнять предназначенную ему роль. То или другое положение зависит от правильности установки щеток выпрямителя. Заранее предугадать это нельзя. Предусмотренное соответствующее устройство позволяет поворачивать щетки вокруг креста и таким «регулированием траверсы» достичь возможно наибольших показаний миллиамперметра.

В-третьих, необходимо, как уже отмечалось, чтобы с коронирующими проводами был соединен отрицательный полюс выпрямителя, а с землей соединено положительное напряжение. Между тем при включении тока нельзя заранее знать, каково в этот момент направление тока в сети, с какой полуволны начал работать мотор. Особое синхронное кольцо и неоновая лампа позволяют

определить полярность, а переключатель тока — изменить его направление.

В-четвертых, необходимо предотвратить переход случайной всегда возможной в электрофилт্রে искры в дугу, что может повлечь за собой ряд нежелательных явлений, вплоть до порчи трансформатора. Во избежание этого в цепь (между автотрансформатором и трансформатором) включается защитное сопротивление — реостат. При возрастании силы тока он снижает напряжение и искра гаснет, не переходя в дугу.

В-пятых, необходимы приборы, самоотключающие всю или часть системы от напряжения при тех или иных ненормальных случаях. Сюда относится раньше всего максимально-нулевой автомат. Он выключает всю остановку тогда, когда сила тока достигает опасной величины (например при коротких замыканиях в электрофильтрах или сети), а также, когда тока вовсе нет (чтобы не позволить установке самопроизвольно включиться). Затем — пробойный предохранитель, не допускающий появления высокого напряжения на самом щите. Далее автоматический треншалтер, отключающий осадительную камеру при слишком сильном токе и тем самым защищающий ее от сильных пробоев.

Кроме того, должна быть предусмотрена радиозащита — без этого высокая частота, создаваемая выпрямителем, может мешать радиопередаче.

Все эти приборы стандартизированы и выпускаются Московским рентгеновским заводом. В стандартный комплект помимо вышперечисленного входит еще щит с вольтметром, амперметром, миллиамперметром, сигнальными лампами и рубильником, а также дверь с предохранительным контактом.

## 4. Практика электрической газоочистки

### а) Электрическое осаждение смол из генераторных и коксовых газов

#### 1) Основные технологические схемы

Выше, разбирая физические основания процесса электрической газоочистки, мы видели, что движутся в электрическом поле к соответствующим электродам как 1) ионы газов (и паров), так и 2) твердые и капельно-жидкие взвешенные частицы. Но осесть на поверхностях электродов могут, очевидно, только последние. По этому первым условием электрического осаждения смол является охлаждение очищаемого газа до температуры их конденсации.

Соответствующей же регулировкой температуры поступающего в электрофилт্রে газа можно в известных пределах регулировать качество извлекаемых смол.

Такая возможность фракционного осаждения примесей нашла практическое применение в так называемых одноступенчатой горячей и двухступенчатой электрогазоочистке. Кроме этих двух систем большое практическое распространение получила и третья система — одноступенчатая холодная.

В первом случае газ охлаждается до температуры, лежащей на

10—20° выше точки росы по водяному пару, — обычно до 80—90°. При этих условиях тяжелые фракции смолы находятся в сконденсировавшемся, туманообразном состоянии, влага же и легкие масла остаются в парообразном состоянии. В результате электрогазоочистки получается безводная смола при сравнительно высокой степени ее извлечения из обрабатываемого газа.

При двухступенчатой системе газ, прошедший «горячий» электрофильтр<sup>1</sup>, поступает на доохлаждение до температуры 20—30°. При этом возникает новый туман легких масел и воды. Он осаждается в последующем «холодном» электрофильтре. Вытекающая из него смесь масла и воды подвергается отстою, причем благодаря значительной разнице в удельных весах легкое масло быстро всплывает наверх и отделяется от воды. Результатом действия такой системы является практически полная очистка (и осушка) газа и продукты: безводная смола и отдельно легкое масло.

При одноступенчатой «холодной» электрогазоочистке установка включает в себя, как и при одноступенчатой «горячей», только один электрофильтр<sup>2</sup>, но газ поступает в него с температурой не 80—90°, а 20—30°. Степень очистки и осушки газа в данном случае примерно такая же, как и при двухступенчатой системе, но продуктом является смесь смолы и воды.

Распространение на практике получили все 3 системы. Основные преимущества и недостатки каждой из них заключаются согласно Егорову<sup>3</sup> в следующем.

Одноступенчатая горячая электрогазоочистка дает безводную смолу<sup>4</sup>, что становится особенно существенным в тех случаях, когда по своему характеру смола образует с водой стойкую эмульсию. Этому достоинству противостоят следующие недостатки:

1. Газ очищен не столь полно. Анализ пробы, взятой в конце системы, т. е. за оросительным холодильником (который наряду с охлаждением газа от 80—90° до общепринятых в газовой технике температур еще снимает некоторое количество легких погонов), показывает содержание в газе 0,1—0,3 г/м<sup>3</sup> (а подчас и больше) низкокипящих фракций смолы.

2. Если температура исходного газа высока, то при первоначальном его охлаждении большая часть смолы переходит еще до электрофилтрации в скрубберные воды, чем в значительной степени ликвидируется эффект получения именно безводных смол. Если к тому же еще высоко влагосодержание, то примерно аналогичное положение получит место даже при применении вместо скрубберов громоздких поверхностных холодильников.

3. Так как размер электрофильтров и расход энергии зависят от действительного объема очищаемого газа, то повышенная температура вызывает некоторое увеличение того и другого.

<sup>1</sup> Т. е. электрофильтр, работающий (как и при одноступенчатой горячей электроочистке) при температуре 80—90°.

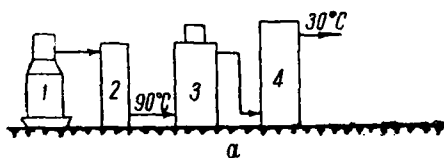
<sup>2</sup> Или ряд параллельно включенных.

<sup>3</sup> Справочник по утилизации отходов химической промышленности, НКТП, 1936.

<sup>4</sup> Практически она не совсем безводна: даже при работе выше точки росы по H<sub>2</sub>O смола адсорбирует несколько процентов воды.

В соответствии со сказанным одноступенчатую горячую электрогазоочистку выгодно применять в тех случаях, когда температура газа относительно низка<sup>1</sup>, когда не очень жестки требования по отношению к чистоте и сухости газа, когда велико содержание смолы в газе и желательно получение ее в безводном состоянии.

Схема установки одноступенчатой горячей электрогазоочистки представлена на рис. 77, а. Из газогенератора 1 газ поступает в безнасадочный скруббер-стояк 2, где путем распыливания небольшого количества воды производится нужное охлаждение. Вместе с водой из стояка вытекает немного смолы. Охлажденный газ по-



ступает далее в электрофильтр 3, где почти вся смола осаждается в безводном виде. Для предотвращения осаждения влаги на наружных холодных стенках фильтр теплоизолируется. В хвосте системы находится насадочный скруббер 4. В нем производится окончательное охлаждение газа с некоторой попутной доочисткой его от легких масел, прошедших в парообразном состоянии через электрофильтр. Вытекающая из скруббера вода сравнительно чиста и при надобности может совершать круговорот, охлаждаясь в градирне. Верхняя часть скруббера 4 содержит слой неорошаемой насадки и служит для отделения водяного тумана. Все же по выходе газ пересыщен влагой.

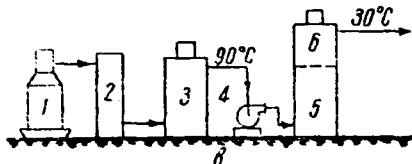
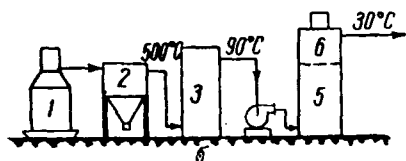


Рис. 77. Системы электросмолосаждения.

Одноступенчатая холодная электрогазоочистка дает почти полностью очищенный и осушенный газ, что существенно в тех случаях, когда к очистке предъявляются повышенные требования. Кроме того, благодаря меньшим объемам холодного газа стоимость установки несколько меньше и несколько меньше расход энергии, а экономика процесса (в которой основными расходными статьями являются отчисления на амортизацию и стоимость электроэнергии) соответственно благоприятнее. Этим достоинствам противопоставляется менее ценное состояние продукта — смесь воды и смол.

Такую систему часто применяют для высокотемпературного газа и тогда, когда желательно повышенное качество очистки и

<sup>1</sup> Так, например, при газификации влажных углей или торфа, когда предварительного охлаждения газа подчас вовсе не требуется или требуется лишь незначительное, не сопровождающееся существенным переходом смолы в охлаждающую воду.

осушки, когда содержание смолы в газе не столь велико и ею, как таковой, особенно не интересуются.

Схема установки одноступенчатой холодной электрогазоочистки приведена на рис. 77, б. Выходя из газогенератора 1 с температурой 500—600°, газ проходит через сухой пылеотделитель—штраубзак 2, и затем через скруббер 3. Охлаждение газа происходит здесь, главным образом, за счет испарения распыливаемой воды и доводится до температуры 90—100°. Неиспарившаяся вода вытекает из скруббера 3 с большим количеством смолы и остатками пыли. Эксгаустер 4 нагнетает газ в следующий оросительный скруббер 5. Некоторое дополнительное количество смолы отбивается в самом эксгаустере, причем благодаря достаточной ее текучести при данной температуре она легко из него выводится. В скруббере 5 удаляется из газа еще часть смолы. Наконец, охлажденный до 25—30° газ проходит через электрофильтр 6, где высаживается остаток смол и легкие масла (до остаточного содержания в сотых или даже тысячных долях г/м<sup>3</sup>), а также водяной туман (сверх количества, соответствующего упругости H<sub>2</sub>O-пара при температуре электрофильтра). Электрофильтр часто устанавливается непосредственно на скруббере. Это дает известную экономию места и металла. Вытекающее из скруббера 3 сравнительно небольшое количество воды со значительным смолосодержанием и из скруббера 5 большое количество с небольшим смолосодержанием подвергаются разделению отстою.

Система двухступенчатой электрогазоочистки сочетает в себе преимущества обеих одноступенчатых систем, но она почти вдвое дороже в сооружении и соответственно дороже в эксплуатации. Ее применяют при особо высоких требованиях по отношению к чистоте и сухости газа или при высокой ценности получаемых смол.

Схема такой установки показана на рис. 77, в. Здесь 1 — газогенератор, 2 — скруббер первой ступени, 3 — электрофильтр первой ступени, 4 — газодувка<sup>1</sup>, 5 — скруббер второй ступени, 6 — электрофильтр второй ступени.

Из вышесказанного видно, что, подходя к проектированию новой установки, необходимо детально учесть и сопоставить все местные условия и выбрать ту или иную из рассмотренных систем в зависимости от того, какие требования предъявляются к качеству очистки, какова первоначальная температура газа, каково количество в нем смол, каково их предназначение и т. д.

## 2) Конструкции смоляных электрофильтров

Конструкции смоляных электрофильтров бывают различных типов. В некоторых странах применяются преимущественно пластинчатые камеры, причем с вертикальным течением газа для малых установок и с горизонтальным (через два последовательных поля) в случае больших производительностей. Американская практика придерживается трубчатых камер. Их применяет и у нас трест «Газоочистка».

<sup>1</sup> Ср. стр. 162.

На рис. 78 представлена конструкция сравнительно небольшого 14-трубного смоляного электрофилтра производительностью в 60—75 тыс. м<sup>3</sup> генераторного газа в сутки.

Вертикальный цилиндрический корпус диаметром 1,9 м и высотой 6,3 м смонтирован из сваренного встык 7-мм железа. Сбоку,

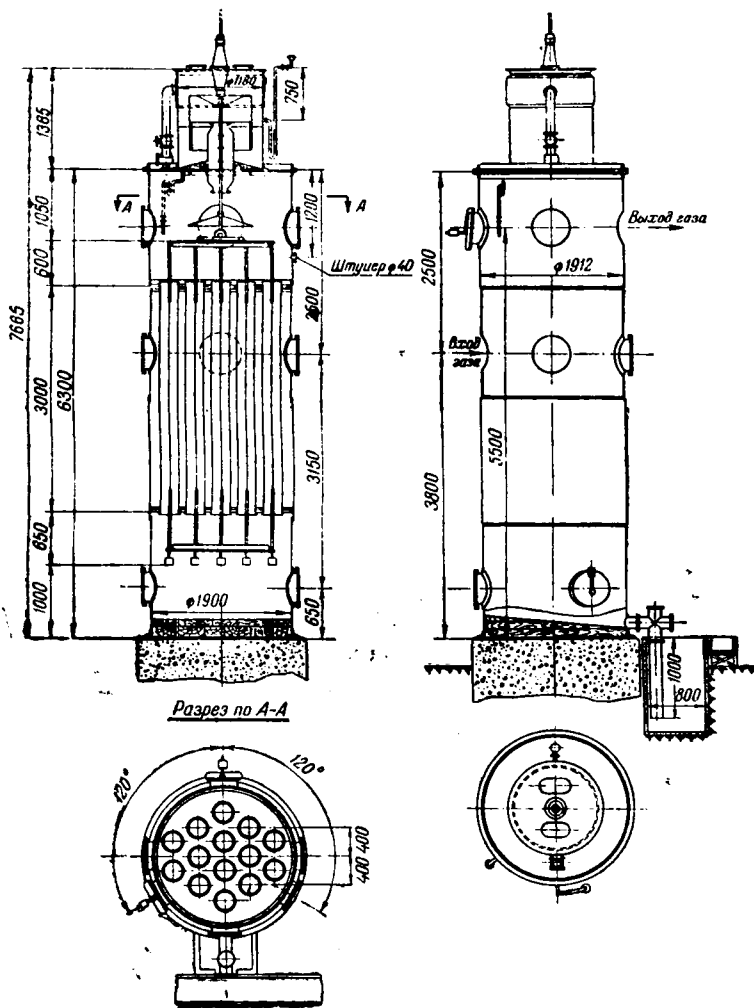


Рис. 78. 14-трубный смоляной электрофилтр.

по окружности, на разной высоте находится 6 предохранительных клапанов, обеспечивающих стойкость аппарата при случайных хлопках. Внизу — смоляной затвор, через который отводится в смолоприемник осажденная электрофилтром смола. На верхней крышке аппарата помещен небольшого размера железный цилиндр так называемая изоляторная коробка, из которой выступает нару-

жу верхняя половина проходного изолятора. Полная высота аппарата 7,7 м.

Внутри, на отметке 4,6 м, расположена трубная решетка с 14 отверстиями, через которые проходят 14 труб диаметром 250 мм и длиной по 3 м. Верхние края их приварены к решетке. Последняя, в свою очередь, приварена к уголку, опоясывающему внутреннюю поверхность корпуса. Таким образом пространство над решеткой сообщается с ниженаходящимся пространством только через трубы.

По оси каждой из труб строго центрированно проходят коронирующие электроды — железные (или хромоникелевые) 2-мм проволоки. Своими верхними концами они крепятся к верхней поддерживающей раме. К их нижним концам прикреплены натяжные грузики — железные 2-кг гирьки. На последних лежит нижняя направляющая рама коронирующих электродов.

Верхняя рама выполнена из углового железа, нижняя — представляет собой решетку с круглыми отверстиями, несколько превышающими диаметр проволок.

Ввиду того что у концов труб создаются условия, способствующие пробоям, нижняя и верхняя часть каждого коронирующего электрода заключена в газовую, так называемую защитную трубку, диаметром порядка 4 мм. Верхняя защитная трубка прикреплена к верхней поддерживающей раме, нижняя — свободно опирается на нижнюю направляющую раму.

Вся система коронирующих электродов висит на так называемой штанге подвеса, нижний конец которой связан с коронирующей рамой. Верхняя часть штанги подвеса проходит через крышку аппарата в изоляторную коробку и крепится к проходному фарфоровому изолятору, в свою очередь укрепленному в крышке изоляторной коробки.

Питание коронирующих электродов производится через шину, подводящую ток к штанге подвеса. Осадительные электроды заземлены вместе со стенками камеры.

Так как загрязнение изоляторов пылью, смолой, влагой и т. д. приводит к пробоям, необходимо предусмотреть надежную защиту их. Это осуществляется масляным затвором, предотвращающим проникновение газа в изоляторную коробку.

Но полная изолированность может в некоторых случаях привести к обратному эффекту. При случайном резком увеличении давления газа масло из ванны может быть выплеснуто, и тогда получается пробой. В целях предотвращения этого верхняя часть электрофильтра соединена с верхней частью изоляторной коробки «трубой уравнивания давления» (см. слева вверху на рис. 78). Благодаря ей давление газа на находящееся в ванне масло одинаково как внутри колокола, так и вне его, а это в значительной степени предотвращает выплески и сохраняет затвор.

Внутри уравнивательной трубы помещен фильтр из стеклянной ваты или древесных стружек. Его назначение — предохранить проходной изолятор от недоосажденных примесей, могущих через уравнивательную трубу проникнуть с газом в изоляторную коробку и загрязнить изолятор. Для предохранения изолятора от потения



изоляционная коробка снабжена паровой рубашкой и обогревается паром.

Равномерное распределение очищаемого газа по трубам достигается вводом его в верхнюю часть межтрубного пространства, в соответствии с указаниями, сделанными на стр. 141. Отвод очищенного газа производится через патрубок, расположенный выше трубной решетки.

Никакими встряхивающими или околачивающими приспособлениями аппарат не снабжен: осаждаемая смола, без всякого воздействия извне, легко стекает по электродам вниз, собирается на покатым настиле нижнего днища, подогревается при надобности (для лучшей текучести) расположенным здесь паровым эмеевиком и отводится в смолоприемную яму через вышеупомянутый нижний смоляной затвор.

Производительность описанного аппарата, как уже отмечалось, составляет (в зависимости от требований, предъявляемых к качеству очистки) 60—75 тыс. м<sup>3</sup> газа в сутки, считая на рабочие условия. Температурный режим 25—35°. Аппарат не теплоизолирован и находится под открытым небом. Небольшой укрепленный сверху железный шатер предохраняет верхнюю его часть от атмосферных осадков.

Одним из наиболее мощных выпускаемых в настоящее время трестом «Газоочистка» трубчатых смоляных электрофильтров является 124-трубный аппарат, представленный на рис. 79. Конструкция принципиально аналогична вышеописанной. Основные отличия заключаются в следующем.

Во-первых, в некотором секционировании аппарата с тем, чтобы случайная неисправность в одной части не вызвала немедленную остановку всего аппарата в целом. С этой целью верхнее надтрубное пространство электрофильтра разделено пополам вертикальной железной перегородкой и точно так же продольной железной перегородкой разделен пополам газоотводящий штуцер. Каждая половина последнего снабжена дросселем. Таким образом можно при необходимости отключить любую половину аппарата, продолжая работу, хотя бы с меньшим эффектом, на другой.

В электрическом отношении обе половины электрофильтра между собой не связаны. Каждая из них имеет свою коронирующую раму, свою направляющую раму, свои две изоляционные коробки и независимый подвод напряжения от самостоятельных электроагрегатов.

При двух отдельных в электрическом отношении полях и разделенном выходе газа аппарат имеет общий вход. Давая возможность отключить любую половину, не прекращая работы на другой, конструкция не допускает ремонта отключенной части. В случае неисправности приходится все равно раньше или позже останавливать весь аппарат. Тем не менее даже такое неполное секционирование аппарата большой производительности благоприятно: оно создает большую надежность в эксплуатации.

Иначе, чем в вышерассмотренном 14-трубном электрофильтре, осуществляется, в данном многотрубном, газораспределение. Здесь газоподводящий патрубок расположен не вверху, под трубной ре-

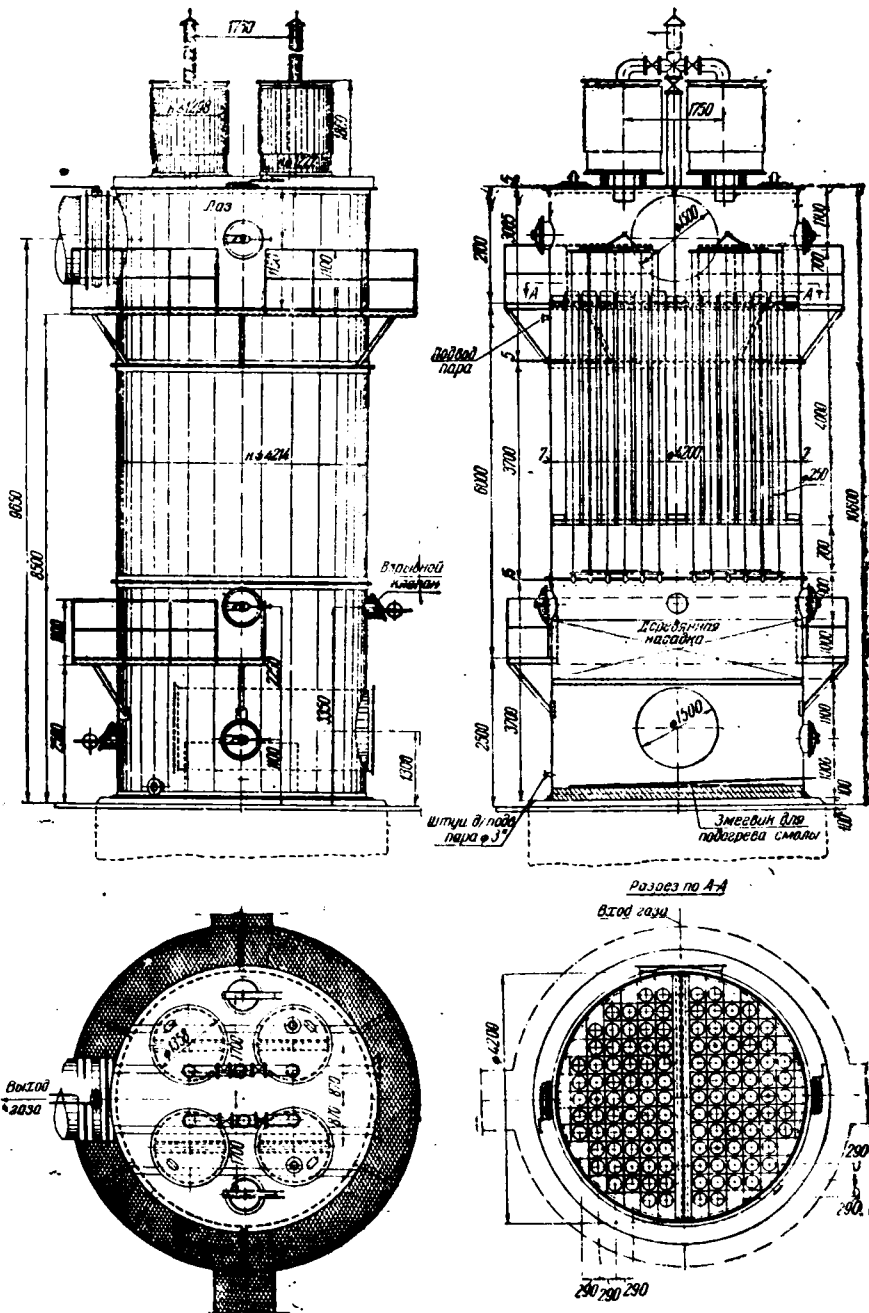


Рис. 79. Конструкция 124-трубного аппарата.

шеткой, а внизу, под нижней рамой, причем он проходит внутрь аппарата, где в торце заглушается. Газ входит в фильтр через вырез, сделанный в нижней части вводной трубы. Этим путем осуществляется первоначальное распределение его. Дальнейшее распределение выполняет полуметровый слой деревянной хордовой насадки. Рассматриваемый аппарат поставлен на очистку газа от смол при  $80^{\circ}$  (горячий электрофильтр), а при этой температуре смола достаточно подвижна и засорение ею насадки места не получает.

Корпус аппарата покрыт тепловой изоляцией. Она выполнена из асбестита по железной сетке. Толщина изоляционного слоя 70 мм. Электрофильтры помещаются в здании облегченного типа.

На рис. 79 мы видим еще обслуживающие площадки, подвод пара под трубную решетку для продувки, две выхлопные трубы и взрывные клапаны. Число труб в электрофильтре, как было указано, 124 — по 62 в каждой половине. Длина трубы 4 м, диаметр 250 мм. Диаметр корпуса 4,2 м, высота 10 м, а вместе с изоляторными коробками свыше 12 м. Производительность, считая на рабочие условия, от 23 до 33 тыс.  $m^3$  газа в час.

Основные данные по стандартизированным «Газоочисткой» смоляным электрофильтрам рассмотренного типа приведены в табл. 8.

В графе «производительность» верхний предел дан для максимальной допустимой перегрузки. Для нормальной работы берутся средние нагрузки, а при высоких требованиях к очистке или, предусматривая расширение мощности, — нижний предел.

### *3) Производственные показатели и сравнительная оценка процесса*

Скорость пропускания газа через электрическое поле по практическим данным 1—1,5 м/сек.

Необходимое время пребывания газа в электрическом поле электрофильтра 2,5—3,5 сек.

Градиент напряжения<sup>1</sup>  $\sim 4\text{--}5$  кВ/см, что при обычном диаметре труб (250—300 мм) дает напряжение от 50 до 75 кВ.

Содержание смол (точнее — легких масел) в газе после горячей ступени электроочистки 0,1—0,4 г/ $m^3$ , после холодной — 0,015—0,005 г/ $m^3$ .

Потеря напора газа в самой осадительной камере — несколько мм  $H_2O$  полная потеря давления с учетом входа и выхода  $\sim 15\text{--}25$  мм  $H_2O$ .

Расход энергии при одноступенчатой электрогазоочистке приблизительно 0,5 kWh на 1000  $m^3$  газа, при двухступенчатой — порядка 1 kWh на 1000  $m^3$ .

Для сравнения напомним: при выделении смолы в пелузе (и подобных аппаратах) в газе остается 0,3—0,8 г смол в 1  $m^3$ , при сопротивлении 60—80 мм  $H_2O$ . Смолоотделение в тейзенах, давая тоже меньший, чем электрофильтры, эффект осаждения, требует приблизительно 4 kWh на 1000  $m^3$  газа.

<sup>1</sup> Количество кВ, приходящихся на 1 см расстояния между разноименными электродами.

Таблица 8

Размеры и производительность трубчатых электрофильтров для осаждения смол по стандартам треста  
«Газоочистка»

№ по порядку	Обозначение типа	Число труб	Диаметр труб в мм	Длина труб в мм	Активная длина корпус. электродов в м	Диаметр корпуса в м	Высота корпуса в м	Полная высота корпуса, включая изоляционные коробки в м	Высота ввода газа в м	Высота вывода газа в м	Вес аппарата в т	Производительность в рабочих условиях в тыс. м <sup>3</sup> /час
1	С- 7	12—14	250	3	36	1,9	6,3	7,7	3,8	5,5	6,0	2,1— 3,2
2	С- 6	24	250	3	73	2,5	6,3	8,1	3,8	5,5	7,0	4,2— 6,3
3	С- 28	28	250	3	84	1,8	7,5	9,6	0,5	6,5	7,0	5,0— 7,0
4	С- 5	55	250	4	220	3,5	7,3	9,0	4,8	6,5	17,9	9,5—14,5
5	С- 70	70	250	4	280	3,0	8,8	11,1	0,6	8,0	16,0	12,0—18,0
6	С-124	124	250	4	496	4,2	10,6	13,1	1,2	9,6	28,0	23,0—33,0
7	С-140	140	250	4	560	4,5	10,6	12,5	1,2	9,5	30,0	24,0—37,0

Таким образом сопоставление механического и электрического способов извлечения смол приводит к следующим преимуществам последнего.

1. Наиболее высокий коэффициент улавливания при малом расходе электроэнергии.

2. Реализуемая на практике возможность раздельного получения безводных смол и легких масел из содержащего их газового потока.

3. Возможность попутной осушки газа.

Кроме того, в случае очистки газа, полученного из торфа и дров и содержащего пары уксусной кислоты, «горячий» электрофильтр, футерованный изнутри деревом, почти не претерпевает коррозии. Между тем при применении тейzenов требуется в этом случае частая смена ротора.

К недостаткам электрического метода газоочистки следует отнести несколько большую начальную стоимость установки. К недостаткам же метода иногда при неосведомленности относят и возможность взрывов. Но для взрыва, как известно, необходимы взрывчатая смесь и искра. Во избежание последней электрофильтр надо держать под напряжением, находящимся не на грани пробойного; но все же гарантии от случайного искрового пробоя нет. Поэтому вопрос предотвращения возможности взрыва или хлопка сводится к устранению возможности образования даже местной взрывчатой смеси. Для этого необходимо, чтобы вся система от выходного патрубка газопроизводителя до выходного патрубка электрофильтра постоянно находилась под положительным, хотя бы ничтожным давлением или была вполне надежно герметизирована.

При пуске электрофильтра необходимо раньше всего вытеснить из него воздух (паром, инертным или очищаемым газом) и лишь затем (убедившись анализом в отсутствии опасного количества кислорода) включить напряжение.

При внимательном отношении к делу и соблюдении самых элементарных правил предосторожности смолоизвлечение электрическим методом протекает совершенно бесперебойно. При этом вовсе не требуется особо квалифицированного обслуживающего персонала. Он только должен быть хорошо проинструктирован.

Таким образом единственным недостатком применения электрического метода для осаждения смол из генераторных и коксовых газов является несколько большая, чем при механических способах, стоимость установки. Но превосходный эффект действия ее и меньшие эксплуатационные расходы этот недостаток перекрывают.

В связи с этим в заграничной коксовой промышленности и на станциях водяного и генераторного газа электрическая газоочистка нашла широкое распространение.

## **6. Электрическое обеспыливание доменного газа**

### *1) Три системы электрогазоочистки*

В практике электрического обеспыливания доменных газов нашли распространение три аналогичные по принципу работы установки:

1. Одноступенчатая горячая или, по принятой для данного случая терминологии, одноступенчатая сухая система.

2. Одноступенчатая холодная или, как говорят, одноступенчатая мокрая.

3. Двухступенчатая электрогазоочистка.

Как при смолоосаждении, так и здесь газ при работе по первой системе подвергается электрофильтрации при температуре несколько выше точки росы по водяному пару; при работе по второй системе — охлажденный до 20—30° и при двухступенчатой электрогазоочистке двойной электрофильтрации: раньше в горячем («сухом») электрофильтре, затем в холодном («мокроем»).

Смысл и преимущества «сухой» очистки понятны. Во-первых, пыль осаждается в сухом состоянии, что позволяет использовать ее для брикетирования и возвращения в дому. Во-вторых, весьма уменьшается количество грязной воды, а стало быть, соответственно уменьшаются громоздкие водоотстойные сооружения.

Опыт электрофильтрации доменного газа непреложно показал, что с понижением температуры и увеличением влагосодержания эффект работы возрастает, причем при температуре свыше 150° и относительно малом влагосодержании электрическое обеспыливание доменного газа становится явно ненадежным. Это объясняется явлениями, указанными выше при рассмотрении физических основ процесса: чем ниже температура и больше содержание водяных паров, тем меньше проводимость газа и выше пробойный потенциал; чем ниже температура и выше влагосодержание, тем значительнее обволакивание пылинок водной оболочкой, а стало быть — больше их размер и воспринимаемый в ионном поле электрический заряд. Действительные почти при всех условиях эти явления приобретают особое, решающее значение для специфического случая очистки доменного газа.

Опыт также показал, что предварительная грубая очистка газа в пыльных камерах способствует повышению эффекта газоочистки в электрофильтре.

Таким образом перед направлением доменного газа на электрофильтрацию требуется его подготовка. Она осуществляется, во-первых, в штаубзаке, где происходит первое грубое обеспыливание газа, во-вторых, в оросительном холодильнике, где газ охлаждается до 60—80° и увлажняется. Приток охлаждающей воды регулируется специальным автоматом — при падении температуры газа ниже установленного предела автоматически выключается ряд брызгал.

В тех случаях, когда исходная температура газа низка, а влагосодержание недостаточно, увлажнение производится паром. При низкой же температуре, но высоком влагосодержании производится соответствующий подогрев газа, предотвращающий возможность конденсации влаги на электродах и прилипания влажного шлама, трудно поддающегося отряхиванию.

Подготовленный газ поступает на электрофильтрацию в трубчатые или пластинчатые электрофильтры.

В СССР для электроочистки доменного газа принят, как уже отмечалось, трубчатый тип осадительных камер. Камеры для

второй (мокрой) ступени, где отряхивание электродов не требуется, изготавливаются из обычных круглого сечения труб, которые для первой (сухой) ступени монтируются из шестигранных штампованных и клепанных призм. Такая форма, будучи более благоприятной, чем пластины, в электрическом отношении, является более удобной для околачивания, чем обычные трубы.

На рис. 80 изображен план электрофильтра системы треста «Газоочистка». В прямоугольной камере расположены 8 параллельных секций шестигранных труб, разделенных со стороны подвода газа на две половины. Каждая секция (производительность 5 тыс. м<sup>3</sup> газа в час) состоит из 28 шестигранников, имеет самостоятельный подвод тока, самостоятельное встряхивающее устройство и самостоятельный отвод (в общий коллектор) чистого газа.

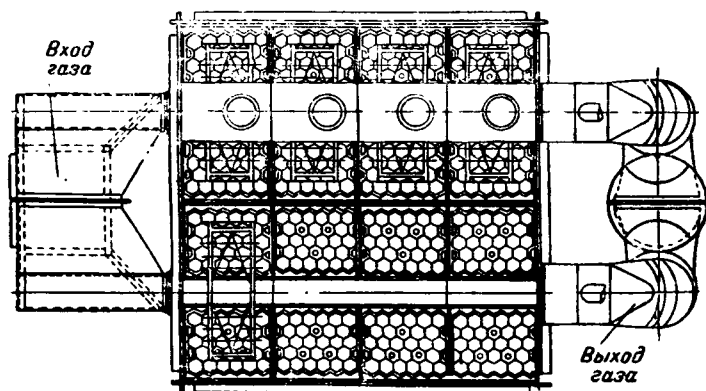


Рис. 80. План электрофильтра для доменного газа системы треста «Газоочистка»

Снятие осевшей пыли автоматизировано и производится попеременно в каждой секции через несколько минут (5—15 в зависимости от степени запыленности газа). Специальный клапан автомата отключает отряхиваемую секцию от газотока чистого газа. Одновременно открывается обратный доступ продувочному чистому и нагретому газу. В это же время автоматически выключается напряжение и производится несколько ударов особым действующим от привода ударником по штанге, выступающей наружу через крышку аппарата. Сотрясение штанги передается трубам. Осевшая на них пыль отделяется, увлекается продувочным газом и падает вниз в бункер. Продолжительность этой операции от ½ до 1 мин., после чего автоматически же сотрясение и продувка прекращаются, включается напряжение, и секция возвращается к периоду нормальной работы.

Из бункера пыль выгружается через особый шлюзный затвор, уплотняемый находящимся тут же специальным прессом и попадает в стоящий под электрофильтром вагон.

О преимуществах сухой электрогазоочистки говорилось выше. Основным недостатком ее (по сравнению с двумя другими упомя-

нутыми (системами) является необходимость строгого соблюдения установленного режима, без чего либо степень очистки газа оказывается неудовлетворительной (повышенная температура, пониженная влажность), либо процесс весьма затрудняется из-за налипающей на электроды и не поддающейся отряхиванию влажной пыли (конденсация влаги).

При одноступенчатой мокрой электрогазоочистке газ поступает в электрофильтр охлажденным до 20—30° и перенасыщенным влагой. Такое состояние наиболее благоприятно для эффективного протекания процесса: меньшая проводимость газа позволяет работать при большем напряжении; обволакивание взвешенных частиц водной пленкой увеличивает воспринимаемую зарядку. В результате величина движущей силы больше, степень газоочистки выше. Кроме того, при данной системе отпадает необходимость механического околачивания электродов, поскольку осаждающееся на них большое количество влаги само смывает осевшую пыль. Благодаря этому нет необходимости в периодическом отключении газа, что увеличивает производительность аппарата; нет необходимости в отряхивающем механизме, что уменьшает стоимость установки и обслуживания. Обслуживание упрощается еще и потому, что отпадает необходимость в строгом контроле температуры и влажности газа. Увеличение же производительности обуславливается еще уменьшением действительного объема газа при пониженной температуре. Наконец, при мокрой электрогазоочистке попутно достигается и газоосушка.

Этим достоинствам противостоят два основных недостатка: во-первых, наличие большого количества грязной воды, требующей соответствующих громоздких и дорогих водоотстойников; во-вторых, получение пыли в виде влажного шлама.

Одноступенчатая мокрая электрогазоочистка состоит из нескольких параллельных блоков по 40 тыс. м<sup>3</sup> газа в час. Из штабзакв и коллектора грязного газа последний поступает в газоочистители диаметром около 6 м и высотой по 36 м. Нижняя часть очистителя—это орошаемый водой хордовый скруббер. Выше расположена первая серия 12" труб, внутри которых создано нужное электрическое поле. Здесь охлажденный и увлажненный газ оставляет большую часть несомой им пыли. Окончательная доочистка производится во втором, верхнем ряду труб.

Для отмывки электродов трубы периодически промываются водой: нижний ряд один раз в смену, верхний — раз в сутки.

Наиболее совершенной, как и при электрическом смолоосаждении, является двухступенчатая электрогазоочистка, при которой газ дважды подвергается электрофильтрации: раньше при температуре 80—100°, затем — при 20—30°. Основным недостатком одной первой ступени — необходимость строгого контроля — в данном случае в значительной степени отпадает, ибо наличие второй ступени позволяет ограничиться в первой несколько меньшей степенью очистки и благодаря этому вести процесс при температуре, не столь ограниченной по верхнему пределу (~ 100°). Основным недостатком установки с одной второй ступенью — большое количество грязной воды — в значительной степени отпадает, потому что



основная масса пыли (порядка 95%) осаждается в первой ступени, благодаря чему из второго скруббера вытекает почти не загрязненная вода. При этом основные преимущества обеих одноступенчатых систем сохраняются, а надежность и качество очистки возрастают. Но зато двухступенчатая установка требует увеличенных капитальных затрат и дороже в эксплуатации.

Выбор той или иной из трех рассмотренных систем производится на основании сопоставления преимуществ и недостатков каждой из них в данных конкретных (местных) условиях.

## 2) Сравнительная оценка электрического способа очистки доменного газа

Для сопоставления одноступенчатой сухой электроочистки доменного газа с родственной ей по производственным условиям сухой газоочисткой в бета-фильтрах напомним, что при примерно аналогичной степени очистки бета-фильтр расходует  $\sim 2$  kWh на  $1000 \text{ м}^3$  газа, что приблизительно в 2 раза превышает расход энергии при электроочистке. Кроме того, бета-фильтры связаны с большим расходом ткани для мешков, более промоздки, дороже по капитальным затратам, дороже в эксплуатации.

Для сопоставления одноступенчатой мокрой электрогазоочистки с родственной ей по производственным признакам мокрой очисткой в тейзенах напомним, что при меньшей степени очистки тейзен расходует 4—4,5 kWh на  $1000 \text{ м}^3$  газа (вместо 0,6—1 kWh при электроочистке). Кроме того, он требует и больше воды, так как кроме расхода на охлаждение, одинакового в обоих случаях, тейзен расходует еще около  $1 \text{ м}^3$  воды на  $1000 \text{ м}^3$  газа собственно на очистку. Установка мокрой электрогазоочистки дешевле в эксплуатации, чем установка тейзенов, не дороже по размеру капитальных затрат, требует меньшей площади, дает не только тонкую очистку газа, но и полную осушку его от механически увлеченной при охлаждении влаги.

Достаточно экономична и двухступенчатая установка электрического осаждения пыли из доменного газа.

Промышленно освоенный в доменном деле только с 1920 г. электрический способ газоочистки выступил в качестве серьезного конкурента бета-фильтрам и тейzenам, практика эксплуатации которых имеет значительно большую давность. В настоящее время за границей электрическим способом очищаются десятки миллионов  $\text{м}^3$  доменного газа в час. Ряд мощных электрогазоочистительных установок работает и вновь строится в СССР.

Рассмотренными процессами осаждения смол из генераторных и коксовых газов и пыли из доменных газов область применения электрической газоочистки далеко не ограничивается. Наоборот, благодаря своей универсальности, эффективности и экономичности этот способ широко проник в целый ряд разнообразнейших отраслей производства. Он получил место в цветной металлургии (для осаждения и возврата уносимой печными газами ценной пыли цветных металлов), в химпромышленности (для улав-

ливания туманообразных кислот, мышьяка, огарковой пыли) на заводах цементных, магнезитных и обработки глины (для обратного получения больших количеств продукта из газов вращающихся печей, сушильных барабанов и мельниц), в угольно-брикетном производстве (для осаждения угольной пыли, уносимой из углесушилок), в котельной технике (для очистки дымовых газов от летучей золы и пыли) и т. д.

Сущность процесса электрогазоочистки во всех указанных областях совершенно идентична, хотя в практическом выполнении и приходится приспособляться к различным специфическим условиям производства. Не останавливаясь на всем этом (в наше рассмотрение в данном случае входят лишь горючие газы), отметим, что по существу везде электрический способ полностью себя оправдал.

В силу указанного мы и уделили способу электрической газоочистки больше места, чем отдельным способам механической очистки, рассмотренным в предыдущем разделе.

## 5. Пример расчета электрогазофильтрационной установки

В заключение приведем еще пример технического расчета установки электрофильтров для какого-нибудь конкретного случая.

Пусть, например, требуется путем электрофильтрации выделить смолу из генераторного газа, полученного газификацией подмосковного угля. Количество газа —  $60\,000 \text{ н. м}^3/\text{час}$ . Влагосодержание —  $200 \text{ г/н. м}^3$ . Температура по выходе из швельшахты генератора  $90^\circ$ . Заданная степень смолоизвлечения — до остаточного содержания  $0,1 \text{ г смол в } 1 \text{ м}^3 \text{ газа}$ .

Определить тип, количество и размеры электрофильтров, расход энергии и пара.

### а) Выбор системы электроочистки и типа электрофильтров

Мы принимаем для данного случая одноступенчатую горячую электроочистку и трубчатый тип электрофильтра, обосновывая этот выбор соображениями, приведенными на стр. 154.

При выбранной системе одноступенчатой горячей электроочистки мы получаем почти всю смолу в безводном состоянии, получаем еще некоторое количество легких масел и обеспечиваем заданную степень смолоизвлечения.

### б) Расчет объема газового потока в условиях работы электрофильтра

Точка росы газа по водяному пару при заданном влагосодержании  $60,5^\circ$ .

В целях предотвращения возможности осаждения влаги при прохождении газа через электрофильтр принимаем температуру газа на  $20^\circ$  выше точки росы, т. е.  $80^\circ$ .

Часовой объем газа при 80°, влагосодержании 200 г/н. м<sup>3</sup> и давлении, допустим, 200 мм Н<sub>2</sub>О составит:

$$60\,000 \left(1 + \frac{0,2}{0,804}\right) \left(\frac{273 + 80}{273}\right) \left(\frac{10\,000}{10\,200}\right) = 95\,000 \text{ м}^3/\text{час.}$$

### в) Определение рабочего объема электроосадительных камер

Рабочим объемом электроосадительных камер является, как понятно, объем электрического поля. Он определяется необходимой продолжительностью электрофильтрации газа, а последняя — скоростью передвижения взвешенных частиц к электродам в данных условиях. Пример подобного расчета был сделан выше с тем, однако, указанием, что применение теоретических формул, выведенных на основании современного уровня знаний и базирующихся на целом ряде допущений, не всегда приводит к результатам, совпадающим с практическими данными. Поэтому при практических расчетах электрофильтров пока еще базируются не на теоретических формулах, а на параметрах, установленных практикой.

При электросмолоосаждении практически необходимое время пребывания очищаемого газа в электрическом поле 2,5—3,5 сек. Имея в виду, что нами принята система одноступенчатая и горячая, а также отказываясь от установки резервных камер (см. ниже), принимаем для расчета верхний предел.

Тогда при заданной производительности (в рабочих условиях):

$$\frac{95\,000}{3600} = 26,3 \text{ м}^3/\text{сек.}$$

требуемый объем электрического поля или, конкретнее, суммарный объем труб должен составить:

$$26,3 \cdot 3,5 = 92 \text{ м}^3.$$

### г) Размер и количество электрофильтров

На основании указаний, приведенных на стр. 143, принимаем диаметр трубы равным 250 мм, а высоту 4 м. Объем одной трубы составит:

$$\frac{\pi d^2 \cdot H}{4} = 0,785 \cdot 0,25^2 \cdot 4 = 0,196 \text{ м}^3.$$

Количество труб:

$$\frac{92}{0,196} = 470.$$

Приступая к размещению их в осадительных камерах, следует иметь в виду, что чем меньше каждая камера, тем, вообще говоря, правильное распределение газа по всему сечению и тем больше уверенности в том, что при временной неполадке в одной из камер в остальных легко распределится дополнительная нагрузка. С другой же стороны, значительное количество небольших аппара-

<sup>1</sup> Увеличение влагосодержания газа при сравнительно малом снижении температуры его незначительно и им пренебрегаем.

ратов создает громоздкость установки, увеличивает капиталовложения, требуемый участок и обслуживание.

Останавливаемся на двухсекционной 124-трубной камере типа «С-124» треста «Газоочистка».

Количество электрофильтров:

$$\frac{470}{124} = 3,8 \sim 4.$$

Резервных аппаратов не предусматриваем, учитывая, что при необходимости отключения одного из работающих остальные при обеспечат продолжительность электрофильтрации в:

$$\frac{3 \cdot 124 \cdot 0,196}{26,3} = 2,8 \text{ сек.},$$

что не выходит из пределов практических норм.

Конструктивные размеры 124-трубного электрофильтра согласно чертежу на рис. 79:  $D_{\text{внешн}} = 4,2 \text{ м}$ ,  $H_{\text{полн}} = 13,1 \text{ м}$ .

Электрофильтры устанавливаются вне здания, но с тепловой изоляцией стенок. Верх их покрывается общей будкой объемом  $\sim 350 \text{ м}^3$ .

#### д) Электроаппаратура

В зависимости от температуры газа, влажности его и прочих условий, определяющих величину пробойного напряжения, градиент напряжения колеблется обычно в пределах от 3,5 до 5 кВ на 1 см межэлектродного расстояния. Учитывая, что в рассматриваемом случае температура газа не столь высока, а влажность значительная, можно ориентироваться почти на верхний предел. Принимаем 4,5 кВ/см.

Отсюда подводимое напряжение:

$$4,5 \cdot 12,5 = 56 \text{ кВ.}$$

Суммарная активная длина коронирующих проводов в каждом электрофильтре:

$$124 \cdot 4 = 496 \text{ м.}$$

При расчетной плотности тока в 0,4 мА на 1 м провода величина тока составит:

$$496 \cdot 0,4 = 198,4 \text{ мА} \sim 0,2 \text{ А.}$$

Следовательно, для каждого электрофильтра требуется электроагрегат в

$$56 \cdot 0,2 = 11 \text{ кВА.}$$

Ближайший по стандарту — это агрегат на 200 мА, 75 кВ и 15 кВА, изготавливаемый Московским рентгеновским заводом.

Устанавливают 5 таких стандартных электроагрегатов: из них 1 резервный. В стандартный комплект входит: регулирующий напряжение автотрансформатор с коммутатором, высоковольтный трансформатор, синхронный мотор с механическим выпрямителем, защитное сопротивление, радиозащита, щит с рубильником, кон-

тройно-измерительными приборами и сигнальными лампами и дверь с предохранительным контактом.

Объем здания электромашинного отделения  $\sim 320 \text{ м}^3$ .

### е) Расход электроэнергии и пара

Энергия расходуется на преодоление сопротивления электрофильтра проходу газа, на собственно электроочистку, на выпрямление тока и на освещение.

1) Затрата энергии по первой статье приближенно:

$$N = \frac{Q \cdot h \cdot \gamma}{75 \cdot \eta \cdot 1,36} = \frac{26,3 \cdot 20 \cdot 1}{75 \cdot 0,5 \cdot 1,36} \approx 10 \text{ kWh в 1 час,}$$

где  $Q$  — секундный объем газа в рабочих условиях, —  $\gamma$  удельный вес,  $\eta$  — к. п. д. газодувки, 1,36 — коэффициент перевода л. с. в кВт,  $h$  — сопротивление камеры, принятое по практическим данным, равным 20 мм  $\text{H}_2\text{O}$ .

2) Расход энергии собственно на электроочистку, как уже отмечалось, составляет при одноступенчатом электросмолоосаждении примерно 0,5 kWh на 1000 н.  $\text{м}^3$  газа или в час:

$$\frac{0,5 \cdot 60\,000}{1000} = 30 \text{ kWh.}$$

3) Наконец, энергия, затрачиваемая на выпрямление тока, освещение, вентиляцию подстанции и пр., выражается приблизительно в 5 kWh.

Итого расход энергии в час  $\sim 45 \text{ kWh}$ .

Пар расходуется, во-первых, на обогрев изоляторных коробок с целью предотвращения конденсации влаги на изоляторах. На это, по практическим данным, требуется в среднем 5 кг/час на каждую коробку. На всю систему расход по данной статье составит:

$$5 \cdot 4 \cdot 4 = 80 \text{ кг/час.}$$

Во-вторых, на периодический прогрев смолы у днища электрофильтров, на периодическую пропарку их и пр.; считая на среднегодовые условия, эту статью расхода можно оценить в 100 кг/час.

Итого средний расход пара около 200 кг/час.

## РАЗДЕЛ VII<sup>1</sup>

### СОРБЦИЯ УГЛЕКИСЛОТЫ

#### 1. Практические предпосылки

Углекислота — продукт полного окисления углерода—является одним из компонентов почти всякого промышленного газа. В зависимости от рода процесса получения газа, а также режима содержания углекислоты меняется в довольно широких пределах.

В нефтяном (ретортном) газе углекислота находится обычно в количестве 1—3%; мало ее и в коксовых газах—не более 2—3%. Наоборот, при полукоксовании наблюдается значительный переход углерода топлива в углекислоту, и концентрация ее в полукоксосодержащих газах бывает нередко свыше 12%, доходя до 30% и более. В весьма широких пределах колеблется содержание углекислоты в природных газах—от 0 до 25%. Содержание углекислоты довольно широко колеблется и в генераторных газах, завися от интенсификации процесса, развиваемых температур, состава и давления дутья, качества газифицируемого топлива.

В среднем, в генераторных газах, полученных из кокса, антрацита и каменных углей, содержится 5—7%  $\text{CO}_2$  и 7—14%  $\text{CO}_2$ —при газификации дров и торфа. Конвертированный газ в производстве синтетического аммиака содержит 27—30%  $\text{CO}_2$ .

Обогащение дутья кислородом тоже сопровождается ростом содержания углекислоты в добываемом генераторном газе. Особенно велико содержание углекислоты при ведении процесса газификации под высоким давлением на парокислородном дутье. В этом случае концентрация  $\text{CO}_2$  в газе достигает 25 и более процентов.

При подземной газификации углей производимый на воздушном дутье «энергетический» генераторный газ содержит 7—10%  $\text{CO}_2$ , а «технологический» (при работе на обогащенном дутье) от 15 и до 25%.

Углекислота — неблагоприятный компонент газовой смеси, особенно при значительном ее содержании.

Будучи негорючим соединением, она ведет к уменьшению теплотворной способности газа и пирометрического эффекта и тем самым снижает ценность газа при энергетическом его использовании.

<sup>1</sup> Составлен совместно с кандидатом технических наук доцентом И. М. Каминским.

Являясь одним из тяжелых компонентов газового потока, углекислота увеличивает удельный вес газа и тем самым при значительной концентрации существенно удорожает транспортировку газа.

Повышенное содержание в газе углекислоты (начиная с 10 — 12%) вредно отражается на ходе процесса синтеза жидких горючих, снижает выход их и вызывает необходимость соответствующих мероприятий по удалению избыточного количества  $\text{CO}_2$ .

При синтезе аммиака, метанола и ряда других продуктов вовсе не допускается углекислота в газе, а требуется предварительное выделение ее из газа.

## 2. Современные способы декарбонизации газа

В технике нашло применение довольно большое число способов извлечения углекислоты из разного рода промышленных газов. Так, например, имеются способы:

- 1) мокрые и сухие;
- 2) основанные на чисто физических явлениях и на процессах химической сорбции;
- 3) дающие грубую, полутонкую и весьма тонкую степень отделения;
- 4) с использованием выделенной углекислоты и без всякого использования ее и т. д.

Выбор того или иного из этих способов диктуется целым рядом условий производственного и местного характера, в зависимости от которых способ, достаточно совершенный в одних условиях, оказывается в других — неэкономичным, нерациональным и неприемлемым. Необходимый к. п. д. процесса декарбонизации, начальное содержание углекислоты в газе, степень компримирования газа в общей технологической схеме производства, водные ресурсы района и условия водозабора, энергоресурсы и стоимость электроэнергии и т. д. — все это должно быть учтено.

В дальнейшем мы подвергнем рассмотрению, во-первых, те способы декарбонизации газа, которые нашли то или иное практическое применение в промышленности; сюда относятся водная газоочистка, водно-щелочная и щелочная, а также карбонатные методы — содовый, поташный и аммиачный. Во-вторых, мы рассмотрим некоторые из представляющих интерес более новых методов.

В этой части мы будем говорить об этаноламиновом способе, фенолятном, боратном и «алькацидном».

Заметим, кстати, что родственность свойств углекислоты и другого компонента газовой смеси — сероводорода — приводит к тому, что наряду с декарбонизацией газа происходит попутно и обессеривание его — большее или меньшее в зависимости от природы применяемого сорбента и его избирательной способности поглощения.

### 3. Отмывка углекислоты водой под давлением

#### а) Теоретические основы

Данный процесс, применяющийся в производстве синтетических аммиака и метанола, основан на сравнительно большой растворимости углекислоты в воде под давлением.

Растворимость зависит от температуры и парциального давления углекислоты. Влияние первого из упомянутых факторов видно из табл. 9; в ней  $\alpha$  — коэффициент Бунзена, представляющий собой количество нормальных объемов газа, растворяющегося при 760 мм его парциального давления в одном объеме воды, а  $K$  — коэффициент Генри, выражающий отношение парциального давления газа к концентрации растворенного в жидкости газа в молярных долях.

Таблица 9<sup>1</sup>

Растворимость углекислоты в воде при различных температурах

°C	$\alpha$	$10^{-6} \cdot K$	°C	$\alpha$	$10^{-6} \cdot K$	°C	$\alpha$	$10^{-6} \cdot K$	°C	$\alpha$	$10^{-6} \cdot K$
0	1,713	0,552	10	1,194	0,791	19	0,902	1,049	28	0,699	1,34
1	1,646	0,575	11	1,154	0,819	20	0,878	1,079	29	0,682	1,37
2	1,584	0,597	12	1,117	0,845	21	0,854	1,110	30	0,665	1,41
3	1,527	0,619	13	1,083	0,873	22	0,829	1,140	35	0,592	1,58
4	1,473	0,642	14	1,050	0,901	23	0,804	1,170	40	0,530	1,77
5	1,424	0,666	15	1,019	0,929						
6	1,377	0,689	16	0,985	0,958	24	0,781	1,209	45	0,479	1,95
7	1,331	0,713	17	0,956	0,987	25	0,759	1,247	50	0,436	2,15
8	1,282	0,738				26	0,738	1,270	55	0,394	
9	1,287	0,764	18	0,928	1,018	27	0,718	1,300	60	0,359	2,59

Для сравнения в табл. 10 приведены данные по растворимости некоторых других газов при тех же условиях.

Как видно из приведенных цифр, растворимость углекислоты в воде при нормальном давлении все же практически невелика. Кроме того, степень насыщения воды углекислотой достигает по исследованиям Фишера и Дильтея<sup>2</sup> в среднем только 16% от теории. Поэтому такого рода процесс отмывки  $\text{CO}_2$  мало эффективен и неэкономичен.

Иначе обстоит дело при ведении процесса под давлением. Влияние этого фактора показывает табл. 10.

Из рассмотрения приведенной табл. 10 видно, что повышение давления влечет за собой почти пропорцио-

Таблица 10<sup>2</sup>

Растворимость углекислоты в воде в зависимости от температуры и давления в объемах газа (приведенных к норм. условиям) на 1 объем воды

Давление кг/см <sup>2</sup>	Температура		
	0°	20°	30°
5	7,97	3,97	3,42
10	16,18	7,81	—
15	20,90	11,50	9,66
20	25,50	14,80	12,40
25	29,70	—	—
30	32,60	20,60	18,70

<sup>1</sup> Landolt-Börnstein, 1923, I, 768.

<sup>2</sup> Кричевский И., Жаворонков Н., Эпельбаум В., ЖХП 1936, 16.



нальный рост увеличения растворимости углекислоты в воде—отступление от закона Генри сравнительно не так велико (при парциальных давлениях  $\text{CO}_2$  до 5—8 ат). При давлении порядка 10—15 ат степень насыщения воды углекислотой, как показывает практика, доходит до 70—75%. Растворимость  $\text{CO}_2$  в воде при более высоких давлениях до 93 ат и температурах  $0^\circ$ ,  $25^\circ$ ,  $50^\circ$ ,  $75^\circ$  и  $100^\circ$  подробно изучено Я. Зельвенским, а при давлениях от 25 до 700 ат и температурах  $50^\circ$ ,  $70^\circ$  и  $100^\circ$  — американскими исследователями Wiebe и Caddy<sup>1</sup>.

Сущность процесса жидкостной абсорбции газов, подчиняющихся закону Генри, подробно освещена исследованиями В. Льюиса, Уитмана, Шервуда и др. На основании разработанной и экспериментально обоснованной ими ныне общепризнанной теории двухпленочного сопротивления процесс абсорбции жидкостью газа из инертного носителя протекает посредством диффузии, причем газ преодолевает последовательно диффузионное сопротивление двух очень тонких пограничных пленок — газовой и жидкой.

Механизм абсорбции может быть в основном представлен следующим образом.

В системе вода — газ у поверхности раздела фаз углекислота начинает растворяться; образуется слой молекул инертного газа. Только через этот слой путем сравнительно медленного процесса диффузии может пройти остальная масса углекислоты из газовой фазы. Достигнув поверхности жидкости, молекулы углекислоты должны снова пройти через слой инертного вещества, состоящего в данном случае из ионов и молекул воды, угольной кислоты и т. д., после чего только они могут уже проникнуть в основную массу жидкости путем диффузии или конвекции.

Слой у поверхности раздела фаз, состоящий преимущественно из молекул слабо растворимых газов, называют газовой пленкой. Слой нереагирующих молекул у поверхности жидкости называют жидкой пленкой. Эти пленки, в которых по предположению всякие конвекционные токи отсутствуют, оказывают сопротивление переходу растворимого компонента из газовой смеси в водный раствор, ими определяется при данных условиях скорость диффузии.

Движущей силой, вызывающей диффузию растворимого компонента в газовую пленку, является разность между концентрацией газа  $P_g$  на наружной стороне пленки и его концентрацией на внутренней стороне  $P_i$ . Следовательно, скорость диффузии пропорциональна  $(P_g - P_i)$  и равна  $K_g \cdot (P_g - P_i) \cdot A$ , где  $K_g$  — коэффициент диффузии для газовой пленки, а  $A$  — поверхность соприкосновения фаз, через которую происходит диффузия. Аналогичным образом диффузия в жидкую пленку происходит вследствие разности между концентрациями растворимого газа у поверхности раздела  $C_i$  и в основной массе жидкости  $C_L$ . Следовательно, скорость диффузии пропорциональна  $(C_i - C_L)$  и равна  $K_L \cdot (C_i - C_L) \cdot A$ , где  $K_L$  — коэффициент диффузии для жидкой пленки.

<sup>1</sup> ЖХП 1937, 17—18 и J. Amer. Chem. Soc. 1939, 61, № 2, 315.

Ввиду незначительной толщины газовой и жидкой пленок существенное накопление в них растворимого газа не может иметь места. Поэтому можно принять, что все количество растворимого газа, прошедшее через газовую пленку, должно также пройти и через жидкую. Отсюда, обозначая через  $W$  количество праммов продиффундировавшего вещества и через  $\theta$  — время в часах, получаем скорость абсорбции в виде:

$$\frac{dW}{d\theta} = K_g (P_g - P_i) \cdot A = K_L (C_i - C_L) \cdot A$$

или плотность диффузионного тока:

$$\frac{dW}{d\theta A} = K_g (P_g - P_i) = K_L (C_i - C_L).$$

Если движущую силу абсорбции выразить через парциальные давления газа, то выражение скорости абсорбции может быть представлено в виде:

$$\frac{dW}{d\theta A} = K_g (P_g - P_L).$$

Аналогичным образом выражая движущую силу в концентрациях растворенного в жидкости газа, получаем:

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{K_L} + \frac{H}{K_g}$$

и

$$\frac{dW}{d\theta A} = K_L (C_g - C_L),$$

где  $P_L$  — равновесное парциальное давление растворимого газа, соответствующее концентрации в жидкой фазе, а  $C_g$  — концентрация растворимого газа в жидкости, соответствующая парциальному давлению его в газовой фазе,  $H$  — константа Генри.

Основными факторами, влияющими на скорость абсорбции  $\text{CO}_2$  (как и других газов), являются: давление, температура, интенсивность орошения, скорость потока газа и качество воды<sup>1</sup>.

1. Коэффициент абсорбции падает с повышением давления, что объясняется увеличением плотности газовой пленки, а стало быть, и ее диффузионного сопротивления.

На коэффициент жидкой пленки давление влияния не оказывает.

2. Рост температуры вызывает общее усиление диффузионной способности, а для жидкой пленки еще и уменьшение вязкости и толщины ее. Поэтому коэффициенты жидкой пленки растут с температурой. Но с повышением температуры растет вязкость газа и увеличивается сопротивление газовой пленки.

3. С увеличением интенсивности орошения коэффициент абсорбции значительно растет. Это объясняется уменьшением толщины

<sup>1</sup> ЖХП, 1936, 10.

жидкой пленки, а следовательно, и ее сопротивления. На коэффициент газовой пленки этот фактор видимого влияния не оказывает.

4. Увеличение скорости газа, уменьшая толщину газовой пленки, повышает коэффициент абсорбции. Но влияние скорости газа меньше, чем скорости жидкости, и поэтому коэффициент абсорбции растет с уменьшением отношения потока газа к потоку жидкости. На коэффициент жидкой пленки скорость газа не влияет.

5. Качество воды тоже имеет значение в процессе поглощения  $\text{CO}_2$ . Большое содержание углекислоты в воде, поступающей на орошение газа (при работе на водообороте), уменьшает движущую силу абсорбции и повышает расход воды. Присутствие механических примесей в воде нежелательно, потому что они засоряют в скрубберах насадку и тем самым уменьшают поверхность соприкосновения газовой и жидкой фаз. Примесь масла и других органических веществ также неблагоприятна, так как, увеличивая толщину пленки на поверхности раздела фаз, повышает сопротивление диффузии молекул, снижая тем самым эффект абсорбции.

Количественное выражение влияния перечисленных факторов дается рядом эмпирических формул различных исследователей, действительных, однако, лишь в условиях проведенных экспериментов.

Рядом исследователей (Кантелю<sup>1</sup>, Беннет и Симонс<sup>2</sup>, Пэйн и Додж<sup>3</sup>, Симонс и Осборн<sup>4</sup>, Жаворонков<sup>5</sup> и др. предложено значительное число различных расчетных формул для вычисления коэффициента абсорбции газов, подчиняющихся закону Генри, из инертного носителя в противоточных скрубберах с насадкой. Из них мы здесь приведем формулу, предложенную Н. Жаворонковым и Я. Зельвенским, как дающую относительно наиболее точные результаты при отмывке газа от  $\text{CO}_2$  водой под давлением. Эта формула в тех случаях, когда применяется чистый растворитель, выражается следующим образом<sup>6</sup>:

$$K_L a = \frac{V_{ин} \cdot 2,303}{(H-f) V_6} \lg \frac{(H-f) y_n + f y_6}{H \cdot y_6},$$

где  $K_L$  — коэффициент абсорбции, отнесенный к  $1 \text{ м}^3$  рабочей части скруббера,

$a$  — поверхность соприкосновения фаз в  $\text{м}^2$  на  $1 \text{ м}^3$  свободного объема скруббера,

$V_{ин}$  — объем инертного газа в  $\text{м}^3/\text{час}$ , приведенный к нормальным условиям,

$V_6$  — свободный объем рабочей (заполненной насадкой) части скруббера в  $\text{м}^3$ ,

<sup>1</sup> Ind. Eng. Chem. 1927, 9.

<sup>2</sup> Там же 1932, 24.

<sup>3</sup> Там же 1932, 6.

<sup>4</sup> Там же 1934, 26.

<sup>5</sup> ЖХИ, 1935, 6 и 1936, 10.

<sup>6</sup> ЖХП, 1935, 5 и 6 и 1936, 10.

$y_1$  — содержание углекислоты во входящем газе в  $m^3$  на  $1 m^3$  инертного газа,

$y_2$  — то же в выходящем газе,

$H$  — константа Генри,

$f$  — соотношение потоков инертного газа и воды.

При определении коэффициента абсорбции для процесса, проводимого на оборотной воде, числитель и знаменатель в выражении логарифма дополняются членом минус  $x_1$ , где  $x_1$  — содержание растворимого компонента во входящей жидкости в  $m^3$  газа на  $1 m^3$  воды.

По этим уравнениям может быть экспериментально определен коэффициент абсорбции на действующих установках, или, наоборот, по известному коэффициенту абсорбции может быть рассчитан потребный объем поглотительных скрубберов.

При выводе этой формулы сделано допущение, что растворимость  $CO_2$  в воде подчиняется закону Генри и что присутствие других газов не влияет на растворимость.

Растворимость  $CO_2$  в воде подчиняется закону Генри при повышенных давлениях, если выражать ее как функцию не парциального давления, а фугативности  $CO_2$  в смеси. Поэтому при более точных расчетах процесса растворимости реальных газов часто исходят из понятия фугативности, т. е. летучести<sup>1</sup>.

Выражая движущую силу абсорбции через разность фугативностей в жидкой и газовой фазах, можно вычислить значение движущей силы абсорбции в скрубберах через среднелогарифмическую разность фугативностей жидкой и газовой фаз в верху и в низу башни. Тогда расчетное уравнение абсорбции будет:

$$K_L a = \frac{Q}{V \Delta f_{cp}},$$

где  $K_L a$  — коэффициент абсорбции в  $\frac{m^3}{m^3 \cdot ата \cdot час}$ ,

$Q$  — количество поглощенного вещества в  $m^3$ ,

$V$  — объем скруббера в  $m^3$ ,

$\Delta f_{cp}$  — среднее логарифмическое значение летучестей в обеих фазах в ата.

## б) Техника отмывки углекислоты из газа водой под давлением

Процесс в том виде, в каком он применяется на заводах синтетического аммиака, сводится к следующему<sup>2</sup>.

Сжатый компрессором до 12—25 ат и охлажденный до 20—30° газ поступает в вертикальные цилиндрические башни — скрубберы, сваренные из стальных листов толщиной 40 мм, которые он про-

<sup>1</sup> Кричевский И., Казарновский Я., Химическая термодинамика, изд. МХТИ, 1935 г.; Кричевский И., Жаворонков Н., Эпельбаум В., Растворимость углекислоты в воде из смесей с водородом под давлением до 30 кг/см<sup>2</sup>, ЖХП 1936, 16; Lewis, Randall, Thermodynamik, 1927.

<sup>2</sup> Эпштейн Д. и др., Химия и технология связанного азота, ОНТИ, 1934.

ходит параллельными потоками в направлении снизу вверх. Скрубберы снабжены насадкой из колец Рашига (размером  $50 \times 50$  и  $75 \times 75$  мм), покоящихся на колосниковой решетке, а также водораспределителем и сепаратором, отбивающим увлекаемые газом частицы воды.

Вода подается в скрубберы сверху турбонасосами под напором, превышающим на 10—15% давление в скрубберах. Соприкасаясь на большой поверхности колец Рашига с газовым потоком, она поглощает определенное количество углекислоты, сероводорода и других компонентов газовой смеси в соответствии как с их парциальными давлениями и растворимостью, так и со скоростями абсорбции отдельных газов.

Вытекающая из скрубберов вода поступает в водяные турбины, которые, используя давление воды (и снижая его до 1,5—2,5 ат), регенерируют 30—40% энергии, расходуемой турбонасосами. Мотор, насос и турбина монтируются на общем валу и общей плите и образуют один агрегат.

После турбины вода под вышеуказанным остаточным напором поступает в экспанзер (расширитель), где при снижении давления до атмосферного выделяется из воды большая часть растворенных в ней газов, главным образом углекислота.

Далее отработанная вода поступает на градирни или дегазаторы, где, стекая по решеткам и подвергаясь естественной или искусственной продувке воздухом, освобождается от еще оставшихся в ней растворенных газов.

Дегазированная вода сливается на «блюдо», а из него поступает к насосам и вновь на орошение скрубберов.

Для восполнения потерь циркулирующей воды, а также частичного ее освежения, в цикл добавляется некоторое количество свежей воды — обычно около 8—10% от общего количества в системе; соответствующее количество воды сбрасывается с цикла после дегазаторов.

В выделяющихся экспанзерных газах содержится 75—90%  $\text{CO}_2^1$ . Они могут быть использованы для получения товарной углекислоты<sup>2</sup>.

Основные показатели процесса отмывки углекислоты водой под давлением примерно таковы: остаток  $\text{CO}_2$  в газе после отмывки 0,5—2%, расход воды (в зависимости от применяемого давления, температуры, степени дегазации, начального содержания в газе  $\text{CO}_2$ ) составляет обычно 50—150 м<sup>3</sup> на 1000 м<sup>3</sup> газа, расход энергии на компримирование газа 150—200 кВт/1000 м<sup>3</sup> и на турбонасосы еще 15—25 кВт.

Преимуществами рассматриваемого процесса являются:

- 1) довольно высокая степень извлечения  $\text{CO}_2$ ,
- 2) надежность,
- 3) полная освоенность процесса.

<sup>1</sup> См. Кертинс, Связанный азот, Госхимтехиздат, 1934; Левит и Лидер, ЖХП 1936, 4.

<sup>2</sup> См. «Холодильное дело» 1933, 1; Холодильная промышленность, 1939

Этим достоинствам противопоставляются следующие недостатки:

1. Значительный расход энергии как на сжатие газа, так и на подачу воды на скрубберы, что вызывает необходимость значительных энергоресурсов и в большинстве случаев увеличивает стоимость процесса по сравнению с каким-либо другим, протекающим при нормальном давлении.

2. Большой расход воды.

3. Попутное растворение в воде части некоторых иных газовых компонентов, которые желательно сохранить в газе ( $H_2$ ,  $CO$ ).

4. Сложность применяемого оборудования.

Из приведенного сопоставления положительных и отрицательных сторон процесса водной очистки видно, что этот метод может быть рентабельным лишь в тех случаях, когда дальнейший технологический процесс требует соответствующего высокого давления.

Такой случай имеет место в производстве синтетических аммиака и метанола, при дальнем газоснабжении и пр. Именно тут рассматриваемый способ нашел промышленное применение.

### в) Пример расчета установки

Допустим, что нужно извлечь  $CO_2$  из  $9860 \text{ м}^3/\text{час}$  газа. Примем давление в  $13 \text{ ат}$ , степень декарбонизации до  $1\%$  остаточного  $CO_2$ , а температуру воды в  $25^\circ$ . Характеристика газа перед водной очисткой представляется в следующем виде (табл. 11).

Таблица 11

Характеристика газовой смеси

Наименование компонента газовой смеси	Объемный %	Количество в н. $\text{м}^3/\text{час}$	Парциальное давление в ат
$CO_2$	26,4	2600	3,430
$CO$	22,0	2170	2,870
$H_2$	46,1	4550	5,986
$CH_4$	4,1	400	0,532
$N_2$	1,1	110	0,143
$C_m H_m$	0,2	20	0,026
$O_2$	0,1	10	0,013
Итого.	100	9860	13

### Расход воды

В производственных установках водной очистки газа всегда дается некоторый избыток воды от равновесного состояния для компенсации неполноты абсорбции в условиях эксплуатации. Поэтому при определении расхода воды мы принимаем для расчета, что действительная растворимость составляет  $0,65$  от теоретической, указанной в таблицах.

Помимо  $CO_2$  в воде растворится, как показывает подсчет, еще  $2,8\%$  от общего количества поступающей смеси остальных газов, т. е.:

$$\frac{9860 \cdot 2,8}{100} = 276 \text{ н. м}^3/\text{час}.$$

Количество  $CO_2$  растворившейся в воде ( $x$ ), определится из

следующего уравнения:

$$\frac{2600 - x}{9860 - (276 + x)} = \frac{1}{100}$$

где 2600 — количество  $\text{CO}_2$  в поступающем газе в н.  $\text{м}^3/\text{час}$ ,  
9860 — общее количество газа в н.  $\text{м}^3/\text{час}$ .

Решая это уравнение, получаем:

$$x = 2530 \text{ н. м}^3/\text{час}.$$

Тогда необходимое для поглощения  $\text{CO}_2$  количество воды (Q):

$$Q = \frac{2530 \cdot 1,033}{0,759 \cdot 3,43 \cdot 0,65} = 1550 \text{ м}^3/\text{час}.$$

где 2530 — количество поглощенной  $\text{CO}_2$  в  $\text{м}^3/\text{час}$ ,  
0,759 — коэффициент растворимости  $\text{CO}_2$  в воде при  $t = 25^\circ$   
и  $P = 760$  мм Hg в  $\frac{\text{м}^3 \text{CO}_2}{\text{м}^3 \text{ воды}}$ ,

3,43 — парциальное давление  $\text{CO}_2$  во входящем газе в ата,  
1,033 — переводный коэффициент физической атмосферы в техническую.

### Состав газа после декарбонизации

Аналогично предыдущему подсчитываем растворимости остальных компонентов газовой смеси, причем принимаем, что их действительная растворимость отвечает теоретической (имея в виду малое отклонение их от закона Генри, а также, что растворение их происходит в воде, уже насыщенной углекислотой; это положение подтверждается и опытными данными заводских установок).

Таблица 12

Состав газа до и после водной промывки

Наименование компонента газовой смеси	Состав газа перед декарбонизацией		Растворяется в $\text{м}^3/\text{час}^1$	Состав газа после водной промывки	
	объемный %	н. $\text{м}^3/\text{час}$		объемный %	н. $\text{м}^3/\text{час}$
$\text{CO}_2$	26,4	2600	2630	1,00	70
CO	22,0	2170	92	29,5	2078
$\text{H}_2$	46,1	4550	156	62,2	4394
$\text{CH}_4$	4,1	400	23,2	5,3	376,8
$\text{N}_2$	1,1	110	—	1,75	123,5 <sup>2</sup>
$\text{C}_2\text{H}_m$	0,2	20	20	—	—
$\text{O}_2$	0,1	10	—	0,25	18,5 <sup>2</sup>
Итого.	100%	9860	2821,2	100%	7060,8

<sup>1</sup> Цифры получены путем умножения парциального давления компонента на коэффициент растворимости ( $\text{м}^3$  газа/ $\text{м}^3$  воды) и деления на коэффициент перевода физических атмосфер в технические (т. е. на 1,033).

<sup>2</sup> Увеличение количества  $\text{N}_2$  и  $\text{O}_2$  в газе после водной очистки объясняется тем, что парциальное давление азота и кислорода в воздухе над водой в дегазаторах больше, чем парциальное давление этих же компонентов в газовой смеси.

Количество растворенных газов, так же как и состав газа после промывки, даны в табл. 12.

Коэффициент уменьшения объема газовой смеси после водной очистки составит:

$$\frac{7061}{9860} = 0,715,$$

где 7061 — количество газа после очистки в н. м<sup>3</sup>,

9860 — количество газа, поступающего на очистку, в н. м<sup>3</sup>.

### Определение объема скрубберов

Расчет необходимого объема скрубберов проводим на основе вышеприведенной расчетной формулы Жаворонкова:

$$V_0 = \frac{V_{ин} \cdot 2,303}{(H-f) K_L \cdot a} \lg \frac{(H-f) y_n + f y_s}{H \cdot y_s}.$$

Между константой Генри  $H$  и коэффициентом Генри  $K_n$  существует такая зависимость:

$$H = \frac{735,5 \cdot P_{ин} \cdot 22\,257}{18 K_n},$$

где  $P_{ин}$  — среднее давление инертного газа.

Находим раньше  $P_{ин}$ . Средний процент инертного газа на входе и выходе:

$$\frac{73,6 + 99}{2} = 86,3\%.$$

$$P_{ин} = 13 \cdot 0,863 = 11,2 \text{ ата}.$$

Затем определяем константу  $H$ :

$$H = \frac{735,5 \cdot 11,2 \cdot 22\,257}{18 \cdot 1\,255\,000} \approx 8,2,$$

где 1 255 000 — коэффициент Генри при  $P=13$  ата и  $t=25^\circ$ .

Исходя из заданных расчетных условий, находим далее значение

$$V_{ин}, y_n, y_s \text{ и } f.$$

Количество инертного газа будет:

$$V_{ин} = \frac{9860 \cdot 73,6}{100} = 7250 \text{ м}^3/\text{час},$$

где 9860 — поток газа в м<sup>3</sup>/час и 73,6 — процент инертного носителя в газовой смеси.

$$y_n = \frac{9860 \cdot 26,4}{7250 \cdot 100} \approx 0,36,$$

$$y_s = \frac{0,01}{0,99} \approx 0,01,$$

$$f = \frac{7250}{1550} \approx 4,68,$$

где 7250 — количество инертного газа в м<sup>3</sup>/час, а 1550 — количество м<sup>3</sup>/час воды.

Общий коэффициент абсорбции  $K_L a$  при условиях, близких к



рассматриваемым, равен, согласно экспериментальным данным,  $83 \text{ м}^3 \text{ CO}_2/\text{м}^3$  объема насадки *ата . час*.

В результате необходимый объем скрубберов:

$$V_{\text{с}} = \frac{7250 \cdot 2,303}{(8,2 - 4,68) \cdot 83} \lg \frac{(8,2 - 4,68) \cdot (0,36 + 4,68 \cdot 0,01)}{8,2 \cdot 0,01} = 67,5 \text{ м}^3.$$

Плотность орошения при насадке из колец Рашига размером  $50 \times 50 \text{ мм}$  принимаем равной  $155 \text{ м}^3$  на  $1 \text{ м}^2$  поперечного сечения. Необходимое общее сечение скрубберов:

$$\frac{1550}{155} = 10 \text{ м}^2.$$

При внутреннем диаметре скруббера  $2,5 \text{ м}$  (согласно каталогу Химмаштреста № 2, 1936) число скрубберов составит:

$$\frac{10}{0,785 \cdot 2,5^2} \approx 2.$$

Рабочая высота каждого скруббера, считая, что насадкой заполнены  $0,7$  высоты его:

$$\frac{67,5}{2 \cdot 0,785 \cdot 2,5^2 \cdot 0,7} = 10 \text{ м}.$$

Полная высота скруббера составит  $16 \text{ м}$ .

#### Расход электроэнергии

Расход энергии складывается из затрат на сжатие газа и на подачу в скрубберы промывной воды. Некоторый возврат энергии дает турбина.

Затрату энергии на компрессию газа определяем по работе адиабатического сжатия газа в многоступенчатых компрессорах, вычисляемой по формуле<sup>1</sup>:

$$W_{\text{ад}} = n P_1 V \left( \frac{K}{K-1} \right) \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{nK}} - 1 \right] \text{ кг/м},$$

где  $n$  — число ступеней компрессора,

$P_1$  — начальное давление газа в  $\text{кг/м}^2$ ,

$P_2$  — конечное давление газа в  $\text{кг/м}^2$ ,

$K$  — показатель адиабаты, представляющий отношение теплоемкости при постоянном давлении к теплоемкости при постоянном объеме  $\left( \frac{C_p}{C_v} \right)$ .

$V$  — начальный объем газа в  $\text{м}^3/\text{час}$ .

В нашем случае:

$$n=2; P_1=1 \text{ ат}=10\,000 \text{ кг/м}^2; P_2=13 \cdot 10\,000 \text{ кг/м}^2; K=1,4; V=9860 \text{ м}^3/\text{час}.$$

$$W_{\text{ад}} = 2 \cdot 10\,000 \cdot 9860 \cdot \frac{1,4}{1,4-1} \left[ \left( \frac{13}{1} \right)^{\frac{1,4-1}{2 \cdot 1,4}} - 1 \right] \approx 30,4 \cdot 10^7 \text{ кг/м}.$$

<sup>1</sup> Hütte, т. 3, 1936 г., стр. 603 (русский перевод).

Принимая механический к. п. д. компрессора равным 0,85 и электромотора 0,9, а адиабатический к. п. д. равным 0,8, получаем, что действительный расход энергии на сжатие газа будет:

$$N = \frac{W_{ад} \cdot 0,736}{3600 \cdot 75 \cdot \eta_{компр} \cdot \eta_{мот} \cdot \eta_{ад}} = \frac{30,4 \cdot 10^7 \cdot 0,736}{75 \cdot 3600 \cdot 0,85 \cdot 0,9 \cdot 0,8} \approx 1350 \text{ kWh.}$$

Расход электроэнергии на орошение скруббера определится из следующего.

Общий потребный напор насоса:

$$H_{нас} = h_1 + h_2 + h_3 + h_4,$$

где  $h_1$  — давление в скруббере, равное 120 м вод. ст.,  
 $h_2$  — сопротивление напорной линии  $\sim 10$  м вод. ст.,  
 $h_3$  — высота скруббера, равная 16 м,  
 $h_4$  — избыток давления у входа в скруббер (12% от 120 м)  
 $\sim 15$  м.

$$H_{нас} = 120 + 10 + 16 + 15 = 161 \text{ м вод. ст.}$$

Количество потребной воды, как это было раньше определено, 15 500 м<sup>3</sup>/час.

Затрата энергии на подачу воды в скрубберы:

$$N_{нас} = \frac{Q \cdot \gamma \cdot H_{нас}}{3600 \cdot \eta \cdot 102} = \frac{15\,500 \cdot 1000 \cdot 161}{3600 \cdot 0,72 \cdot 102} \approx 9400 \text{ kWh,}$$

где 0,72 — к.п.д. системы насос-мотор.

Напор, используемый турбиной:

$$H_{турб} = h_1 - (h_2 + h_3),$$

где  $h_1$  — давление в скруббере, равное 120 м вод. ст.,  
 $h_2$  — противодействие после турбины, равное 20 м вод. ст.,  
 $h_3$  — сопротивление в отводящем трубопроводе  $\sim 5$  м вод. ст.

Отсюда:

$$H_{турб} = 120 - (20 + 5) = 95 \text{ м вод. ст.}$$

Мощность турбины:

$$N_{турб} = \frac{Q \cdot 1000 \cdot H_{турб} \cdot \eta_{турб}}{102 \cdot 3600} = \frac{15\,500 \cdot 1000 \cdot 95 \cdot 0,75}{102 \cdot 3600} \approx 3000 \text{ kW.}$$

Процент рекуперации энергии турбиной:

$$\frac{3000 \cdot 100}{9400} \approx 32\%.$$

Потребляемая мощность электромоторами агрегатов мотор-насос-турбина:

$$N_{мот} = 9400 - 3050 = 6350 \text{ kWh.}$$

Общий расход электроэнергии:

$$1350 + 6350 = 7700 \text{ kWh}$$

$$\text{или на } 1 \text{ м}^3 \text{ газа/час} = \frac{7700}{9850} = 0,78 \text{ kWh.}$$

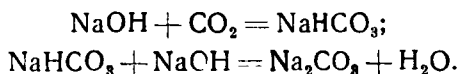
#### 4. Водно-щелочной и щелочной способы декарбонизации газа

В тех случаях, когда требуется полное извлечение из газа углекислоты, иногда применяют комбинированную систему—водно-щелочную. Отличием ее от вышерассмотренного процесса отмывки углекислоты водой под давлением является то, что после водяного скруббера, где газ освобождается от подавляющей массы  $\text{CO}_2$ , он направляется в один или два последовательно соединенных щелочных скруббера, орошаемых концентрированным раствором едкого натра. Здесь абсорбируется остаточная углекислота.

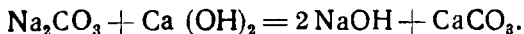
При наличии двух щелочных скрубберов щелочь используется на 80—85%. При достижении такого насыщения в первом скруббере (считая по ходу газа) выведенный из циркуляционной системы этого скруббера отработанный раствор заменяется менее насыщенным, перекачиваемым из второго скруббера, куда в свою очередь подается свежий раствор. В нижней части щелочных скрубберов имеются паровые змеевики для подогрева в зимнее время и предотвращения кристаллизации продуктов реакции.

Степень извлечения  $\text{CO}_2$  при данном способе достигает 0,03% остаточного  $\text{CO}_2$ . Расход воды  $\sim 100 \text{ м}^3/1000 \text{ м}^3$  исходного газа. Расход технического едкого натра  $\sim 9,5\text{—}10 \text{ кг}$  на то же количество газа и расход энергии примерно на 15% больше, чем при одной только отмывке  $\text{CO}_2$  водой.

Когда содержание углекислоты в исходном газе мало, тогда применяют одну щелочную очистку. Поглощение, как и в первом случае, идет по реакции:



Регенерация отработанных щелоков достигается путем взаимодействия их с избытком гашеной извести при кипячении:



При небольших масштабах производства регенерация щелочи не окупается.

Механизм поглощения  $\text{CO}_2$  растворами едкого натра детально изучался рядом исследователей: Альнером<sup>1</sup>, Ледигом<sup>2</sup>, Хичкокком<sup>3</sup>, Метцукуры<sup>4</sup>, Пейн и Доджем<sup>5</sup> и др.

Скорость химической реакции по исследованиям этих ученых у межфазовой поверхности пропорциональна концентрации реагентов у этой поверхности и ее площади. Она не зависит от концентрации образующихся у поверхности раздела продуктов реакции, если они не отлагаются в виде твердых тел, не препятствуют диффузии реагентов и не уменьшают поверхность взаимодействия фаз.

<sup>1</sup> Die Chem. Fabrik 1935, 35/36.

<sup>2</sup> Ind. Eng. Chem. 1924, 16.

<sup>3</sup> Ind. Eng. Chem. 1937, 3.

<sup>4</sup> Scienze Reports of the Tôhoku Imp. Univ. 1929, 2.

<sup>5</sup> Ind. Eng. Chem. 1932, 6.

Аппаратурное оформление процесса абсорбции  $\text{CO}_2$  раствором  $\text{NaOH}$  такое же, как щелочной части установки водно-щелочной очистки.

Абсорбция  $\text{CO}_2$  может производиться либо при атмосферном давлении, либо при повышенном. В последнем случае меньше расход щелочи, но более дорогое оборудование и больше затрата энергии.

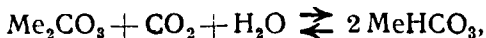
К достоинствам щелочного способа относятся: — 1) высокая степень извлечения  $\text{CO}_2$  и 2) минимальные расходные коэффициенты по воде, пару, рабочей силе (и энергии, если процесс ведется при атмосферном давлении).

К недостаткам щелочного способа относятся — дорогой абсорбент и сложность его регенерации.

Само собой разумеется, что при наличии в обрабатываемом газе сероводорода он целиком поглощается щелочью с образованием сначала  $\text{NaHS}$ , а затем  $\text{Na}_2\text{S}$ . Это же замечание в равной степени относится к вышерассмотренному процессу отмычки  $\text{CO}_2$  водой: сероводород растворяется в воде и почти целиком удаляется из газовой смеси.

## 5. Карбонатные методы

В ряду химических методов извлечения из газов углекислоты известное место принадлежит карбонатным методам, основанным на поглощении углекислоты водными растворами гидратов окисей щелочных металлов — натрия, калия и аммония:



где  $\text{Me} = \text{Na}, \text{K}$  или  $\text{NH}_4$ .

При низких температурах реакция идет по уравнению слева направо — углекислота поглощается, карбонат переходит в бикарбонат. При повышенных температурах ход реакции обратный и результатом ее является выделение углекислоты из раствора и его регенерация.

Абсорбция  $\text{CO}_2$  производится в насаженном скруббере, работающем по принципу противотока. Из образовавшегося раствора бикарбоната углекислота выделяется в специальном выделителе при нагревании жидкости до  $\sim 100^\circ$ , а подчас с одновременной продувкой ее воздухом или дымовыми газами.

Ввиду обратимости реакции, полного насыщения карбоната углекислотой, равно как и последующего полного превращения бикарбоната в карбонат, достигнуть не удается; практически насыщение доводится до 70—80% поглощательной способности раствора, а степень регенерации его — до содержания 30—35% бикарбоната.

Из закона действующих масс вытекает, что чем большей будет концентрация раствора карбоната, тем полнее произойдет связывание  $\text{CO}_2$ . Из этого же закона следует и то, что содержание  $\text{CO}_2$  в газовой фазе будет меняться обратно пропорционально концентрации карбоната в растворе.

Содержание  $\text{CO}_2$  в газе, по закону действующих масс, может быть выражено уравнением:

$$C_{\text{CO}_2} = \frac{K \cdot C_{\text{NaHCO}_3}^2}{C_{\text{Na}_2\text{CO}_3}}$$

Таким образом повышение содержания бикарбоната в растворе значительно увеличивает содержание  $\text{CO}_2$  в газовой фазе, поскольку оно в выражении закона действующим масс входит во 2-й степени.

Харте, Бекер и Перселл<sup>1</sup>, проверяя работы Мак-Коя и Смита<sup>2</sup>, предложили для определения равновесных соотношений следующую эмпирическую формулу:

$$\frac{x^2 \cdot C^{1,29}}{(1-x) \cdot z \cdot P_{\text{CO}_2} \cdot (185-t)} = 10,$$

где  $x$  — доля всего основания в виде бикарбоната,

$(1-x)$  — для всего основания в виде карбоната,

$C$  — нормальность раствора по отношению к основанию (общая концентрация),

$P_{\text{CO}_2}$  — парциальное давление углекислоты в газовой фазе в атмосферах,

$z$  — коэффициент растворимости  $\text{CO}_2$  в воде при данной температуре и при парциальном давлении в 1 ат, выраженный в молях  $\text{CO}_2$  на 1 л раствора,

$t$  — температура раствора в  $^{\circ}\text{C}$ .

Пользуясь этой формулой, легко определить:

1. Упругость углекислоты над растворами соды как функцию температуры и концентрации карбоната и бикарбоната (в долях от всего основания) или, другими словами, то парциальное давление углекислоты, при котором она при данной температуре находится в равновесии с раствором карбоната — бикарбоната.

2. Концентрацию бикарбоната по заданной нормальности раствора и упругости паров  $\text{CO}_2$  над раствором, а стало быть возможную степень насыщения раствора.

Основными факторами, влияющими на эффективность абсорбции  $\text{CO}_2$  растворами карбонатов, являются: 1) температура, 2) концентрация поглотителя, 3) интенсивность орошения.

1. Повышение температуры увеличивает скорость абсорбции, уменьшая тем самым размер аппаратуры. Оптимум лежит в пределах 65—75 $^{\circ}$ .

2. Выбор концентрации абсорбента прежде всего связан с концентрацией  $\text{CO}_2$  в газе. Увеличение концентрации карбонатов натрия и калия в растворе повышает скорость абсорбции, но зато ухудшает условия регенерации. Согласно экспериментальным исследованиям оптимальной концентрацией карбонатных растворов является 1,5 N для соды и 2,9 N для поташа.

<sup>1</sup> Ind. Eng. Chem. 1933, 5.

<sup>2</sup> Am. Chem. Journ. 1903, 29.

На коэффициент абсорбции влияние оказывает содержание бикарбоната в растворе: чем его меньше, тем выше поглощение. При этом, однако, установлено, что наличие его до 25% практически почти не сказывается на ходе процесса.

Ввиду того что бикарбонаты калия и натрия, особенно  $\text{NaHCO}_3$ , сравнительно слабо растворимы в воде, обычно на практике применяются растворы невысокой концентрации: 8—10% карбоната натрия или 15—20% карбоната калия.

3. Что касается интенсивности орошения, то, очевидно, чем она выше, тем больше количество поглощенной углекислоты, но тем выше расход энергии и пара, т. е. дороже эксплуатация. Необходимая скорость подачи раствора определяется расчетом и зависит от начального содержания в газе  $\text{CO}_2$ , необходимой степени извлечения ее, температуры и концентрации раствора и т. д.

Согласно лабораторным данным Пэйн и Доджа, а также Харте и Бекера<sup>1</sup> коэффициент абсорбции  $\text{CO}_2$  раствором соды при 70° и прочих оптимальных условиях равен примерно так:  $5,4 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3 \text{ CO}_2/\text{час} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{мм Hg}$ .

По данным Фишера и Дильтея<sup>2</sup> оптимальной температурой десорбции является 90°. По исследованиям И. Кампионского optimum лежит несколько выше, приближаясь к 100°.

К числу применяемых в различных отраслях промышленности карбонатных методов поглощения  $\text{CO}_2$  относится главным образом нижеописываемый содовый метод Фишера.

#### а) Метод Фишера

Разработанный Фишером для целей синтеза жидких горючих из газов метод частичной отмывки углекислоты горячим содовым раствором сводится в своей технологии в основном к следующему<sup>4</sup>.

Газ, предварительно охлажденный водой в оросительном скруббере до 70—75° и одновременно увлажненный, поступает в два последовательно соединенных противоточных скруббера, насаженных кольцами Рашига или хордовой насадкой. Скрубберы орошаются горячим содовым раствором, извлекающим из газа приблизительно 60%  $\text{CO}_2$ . Насыщенный углекислотой щелочной раствор, предварительно подогретый в теплообменнике до 85° (за счет тепла регенерированного раствора), проходит подогреватель и затем подается центробежным насосом в регенератор. Это — либо тоже противоточный насаженный скруббер, либо тарельчатая колонна, где путем продувки горячим воздухом, нагнетаемым снизу паровым инжектором, происходит (при температуре 90—100°) обратное превращение бикарбоната в карбонат с отдувкой углекислоты из раствора в атмосферу. Далее, регенерированный раствор соды,

<sup>1</sup> Ind. Eng. Chem., 1933, 10.

<sup>2</sup> Brennst.-Chem., 1933, 9.

<sup>3</sup> Бюллетень по вопросам подземной газификации углей, 1938, 6.

<sup>4</sup> Brennst.-Chem., 1928, 9.

пройдя теплообменник, поступает в сборник, откуда с температурой 70—75° вновь подается соответствующими центробежными насосами на абсорбцию CO<sub>2</sub>, замыкая цикл.

Преимущество метода Фишера по сравнению с методом отмывки CO<sub>2</sub> водой под давлением заключается в том, что работа проводится при атмосферном давлении. Кроме того, при этом методе меньше расход энергии. Впрочем, последний остается довольно значительным. Это обусловлено относительно низкой величиной коэффициента абсорбции CO<sub>2</sub> содовым раствором, следствием чего является необходимость круговорота большого количества жидкости с соответствующей затратой мощности. Кроме того, значительный температурный перепад между стадиями абсорбции и десорбции влечет за собой весьма большой расход пара.

При отсутствии более подходящих методов декарбонизации газа метод Фишера может быть применен в тех случаях, когда производственный процесс не требует повышенного давления и когда достаточна лишь частичная отмывка CO<sub>2</sub>. Эти условия имеют, в частности, место при синтезе бензина из газов и именно для этого случая, как выше указывалось, Фишер и предложил в свое время описанный метод.

## б) Пример расчета абсорбционных скрубберов при декарбонизации газа по методу Фишера

Допустим, что заданное количество подвергаемого обработке газа — 20 000 м<sup>3</sup>/час. Начальное содержание CO<sub>2</sub> в газе 26,2%; заданный к. п. д. процесса декарбонизации 60%; остаток углекислоты в очищенном газе 10,5%.

Концентрация содового раствора, которым в обычных хордовых скрубберах промывается газ, колеблется в широких пределах: от 3 до 10%. Мы принимаем ее равной 1 N или:

$$1 \cdot \frac{106}{2} = 53 \text{ г/л} = 5,3\%.$$

На основании литературных и экспериментальных данных мы принимаем температуру абсорбции 70° и температуру десорбции 95°.

Степень насыщения раствора определяем по эмпирической формуле, предложенной Харте, Бекер и Перселлем (стр. 189):

$$\frac{x^2 \cdot C^{1,29}}{z \cdot P_{\text{CO}_2} (1-x) (185-t)} = 10.$$

В условиях рассматриваемого примера  $C = 1 \text{ N}$ ,  $z$  при 70° и 760 мм = 0,014 г-мол.

Упругость водяных паров при 70° составляет около 0,32 кг/см<sup>2</sup> или 0,32 · 760 ≈ 250 мм Hg.

Парциальное давление  $\text{CO}_2$  в низу скруббера:  
 $P_{\text{CO}_2} = (760 - 250) \cdot 0,262 = 134 \text{ мм Hg} \approx 0,17 \text{ ат}$ , следовательно:

$$\frac{x^2 \cdot 1}{0,014 \cdot 0,17 \cdot (1-x) \cdot (185-70)} = 10$$

$$x = -\frac{2,74}{2} + \sqrt{\frac{2,74^2}{4} + 2,74} \approx 0,78,$$

т. е. степень насыщения раствора  $78 \approx 80\%$ .

Придерживаясь экспериментальных данных, принимаем степень регенерации раствора равной  $70\%$ , т. е.  $0,8 \cdot 0,7 = 0,56$ ; остается  $0,8 - 0,56 = 0,24$ .

При этих условиях поглощательная способность раствора составит:

$$1,0 \cdot 11,2(0,8 - 0,24) = 6,3 \text{ л } \text{CO}_2/\text{л раствора}.$$

При начальном содержании  $26,2\%$   $\text{CO}_2$  в газе и конечном— $10,5\%$  количество улавливаемой из газа углекислоты будет:

$$20\,000 \cdot (0,262 - 0,105) \approx 3140 \text{ м}^3 \text{ CO}_2/\text{час}.$$

Скорость циркуляции раствора:

$$\frac{3140}{6,3} \approx 500 \text{ м}^3/\text{час}.$$

На  $1 \text{ м}^3$  газа это составляет:

$$\frac{500 \cdot 1000}{20\,000} = 25 \text{ л/н. м}^3.$$

Необходимая поверхность насадки скрубберов:

$$F = \frac{Q}{K \Delta p},$$

где  $Q$  — количество поглощаемой углекислоты, равное  $3140 \text{ м}^3/\text{час}$ ,  
 $K$  — коэффициент абсорбции, равный  $5,4 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{час. м}^2 \text{ мм Hg}$   
 (по лабораторным данным),

$\Delta p$  — движущая сила абсорбции.

Движущая сила абсорбции определится следующим образом:

Парциальное давление  $\text{CO}_2$  во входящем влажном газе  $134 \text{ мм Hg}$ .

Содержание  $\text{CO}_2$  в очищенном сухом газе, согласно предыдущему,  $10,5\%$ , а стало быть, парциальное давление  $\text{CO}_2$  в выходящем из скруббера влажном газе:

$$(760 - 250) \cdot 0,105 \approx 52 \text{ мм Hg}.$$

Упругость  $\text{CO}_2$  при  $70^\circ$  над регенерированным раствором будет (по формуле Харте и Бекера):

$$P'_{\text{CO}_2} = \frac{x^2 \cdot C^{1,29}}{10 \cdot z \cdot (1-x) \cdot (185-t)} = \frac{0,3^2 \cdot 1^{1,29} \cdot 760}{10 \cdot 0,014 \cdot 0,7 \cdot 115} \approx 6 \text{ мм Hg}.$$

Упругость  $\text{CO}_2$  при  $70^\circ$  над насыщенным раствором:

$$P''_{\text{CO}_2} = \frac{0,7^2 \cdot 1^{1,29} \cdot 760}{10 \cdot 0,014 \cdot 0,3 \cdot 115} \approx 77 \text{ мм Hg}.$$



Движущая сила абсорбции определится схемой:

$$\begin{array}{l} 134 \rightarrow 52 \\ 77 \leftarrow 6 \end{array}$$

Таким образом разность упругостей в нижней части скруббера:

$$134 - 77 = 57 \text{ мм Hg}$$

и в верхней:

$$52 - 6 = 46 \text{ мм Hg.}$$

Среднее логарифмическое значение движущей силы:

$$\frac{57 - 46}{2,3 \lg \frac{57}{46}} \approx 51 \text{ мм Hg.}$$

Искомая поверхность насадки скруббера:

$$F = \frac{3100}{5,4 \cdot 10^{-4} \cdot 51} \approx 110\,000 \text{ м}^2.$$

Насадку принимаем хордовую из  $\frac{1}{2}$ " досок с такими же между досками расстояниями. Она образует  $\sim 80 \text{ м}^2$  поверхности в  $1 \text{ м}^3$  объема.

Необходимый объем насадки:

$$\frac{110\,000}{80} \approx 1380 \text{ м}^3.$$

Принимая диаметр скруббера равным 4 м, находим что общая высота насадки должна быть равной:

$$\frac{1380}{0,785 \cdot 4^2} \approx 110.$$

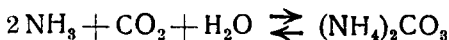
Принимая далее полную высоту скруббера равной 25 м, что отвечает примерно реакционной высоте в 20 м, находим, что количество абсорбционных скрубберов будет:

$$\frac{110}{20} \approx 6 \text{ скрубберов.}$$

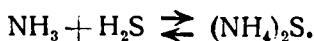
### в) Аммиачная очистка

Способ аммиачной очистки под давлением применяется в тех случаях, когда первоначальное содержание углекислоты в газе невелико (до 5%), когда требуется тонкая газоочистка, а также при дефиците водных ресурсов<sup>1</sup>.

Химическая сущность процесса характеризуется следующими обратимыми реакциями:



и



<sup>1</sup> При получении синтетического аммиака из коксового газа для удаления остатков  $\text{CO}_2$ .

Технически процесс проводится следующим образом.

Сжатый до 12 ат (Линде) или 25 ат (Клод) газ направляется в систему из пяти последовательно соединенных противоточных насаженных скрубберов. Из них два аммиачные, два водяные и один щелочной. В аммиачных скрубберах верх насажен тарельчатой насадкой, а низ — кольцами Рашига. Здесь происходит очистка газа от основной массы углекислоты и остатков сероводорода, а также частичная отмывка газа от аммиака 3—4%-ной холодной (10°) амводой, содержащей 70% свободного аммиака и 30% связанного в виде  $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$  и  $(\text{NH}_4)_2\text{S}$ . Углекислота и сероводород связываются аммиачным раствором в карбонат и сульфид аммония. В водяных скрубберах, орошаемых холодной умягченной водой, происходит окончательная промывка газа от аммиака. Получающаяся при этом слабая аммиачная вода идет или на орошение верхней части аммиачных скрубберов (с целью предварительного улавливания паров аммиака) или на регенерацию.

Далее газ направляется в щелочной скруббер, в котором верх насажен кольцами Рашига, а нижняя часть содержит паровую трубочку. Скруббер орошается слабым раствором щелочи (NaOH или  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) и служит для окончательной тонкой очистки газа от остаточной углекислоты (максимум 0,1 объема. %).

Растворы подаются в скрубберы циркуляционными насосами. Очищенный газ поступает затем на дальнейшую переработку, а щелочь циркулирует до использования ее на 75—85%, после чего она периодически обновляется свежим раствором.

Насыщенный раствор аммиачной воды, содержащий углекислый аммоний, подвергается регенерации, чтобы можно было, выделив  $\text{CO}_2$ , снова получить аммиак в свободном состоянии. Для этого отработанная аммиачная вода самотеком поступает через теплообменник на регенерацию аммиака.

Последняя осуществляется при нормальном давлении в диссоциаторах — для удаления  $\text{CO}_2$  — и в дистилляционной колонне с дефлегматором — для отгонки аммиака. Газ из дефлегматора, конденсируясь, дает аммиачную воду с содержанием 26% аммиака.

Аммиачная промывка может проводиться и по иному методу. Регенерация аммиака в диссоциаторах исключается, заменяясь фазой дистилляции в колоннах с применением для промывки более концентрированных аммиачных растворов. Это приводит как к упрощению установки, так и к уменьшению расхода пара. Полученные из колонн растворы карбоната и бикарбоната аммония (аммиак в смеси с  $\text{CO}_2$  и водяным паром) используются для производства азотных солей — амселитры, сульфата аммония, монтанселитры или карбоната аммония.

Основными достоинствами данного способа являются: 1) высокая степень декарбонизации газа; 2) сравнительно незначительный расход воды на промывку газа, что весьма важно для районов с недостаточными водными ресурсами; 3) одновременная хорошая очистка газа от сероводорода.

Основными недостатками этого способа являются: 1) нерентабельность при очистке газа с более или менее значительным содержанием  $\text{CO}_2$  ввиду необходимости больших количеств раствора

и значительных потерь аммиака при регенерации амводды и промывке им газа; 2) сложность управления процессом очистки; 3) громоздкость и сложность аппаратуры; 4) высокий расход пара на регенерацию.

## 6. Новые методы декарбонизации газа

Значительного интереса заслуживают работы по изысканию новых способов декарбонизации газа. Таких работ и новых предложений имеется довольно много. Некоторые из них уже реализуются в промышленной эксплуатации, другие же — осваиваются в полужаводских условиях или еще исследуются в научных лабораториях.

Из числа многочисленных методов декарбонизации мы рассмотрим четыре — этаноламинный, алькацидный, боратный и фенолятный. Технология процесса у них примерно одинакова и основной отличительной особенностью каждого является характер сорбента. Это — либо растворы щелочных солей органических аминнооснований, либо растворы щелочных солей органических аминокислот, либо водные растворы солей бора и то же — фенолятов.

### а) Этанолламинный метод<sup>1</sup>

Данный процесс был разработан Боттомсом<sup>2</sup>, промышленно освоен в США в 1931 г. обществом Girdler Corporation для очистки от  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$  природных газов и впервые применен на гидрозаводе общества «Стандарт Ойл». Метод известен под названием гирботол (gigbotol). Абсорбентом здесь служат высококипящие, концентрированные (30—50%-ные) водные растворы моно-, ди- и триэтанолламинов или их смеси. Эти растворы обладают весьма значительной поглотительной способностью по отношению к  $\text{CO}_2$  (а также и по отношению к  $\text{H}_2\text{S}$ ) при низких температурах (до 50 объемов газа на 1 объем раствора при атмосферном давлении и комнатной температуре). Они отличаются хорошей регенерируемостью при нагревании и приводят к высокому эффекту, достигающему 95—98% газоочистки.

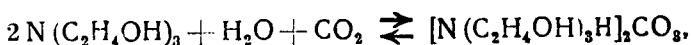
Этанолламины представляют собой вязкие и гигроскопические жидкости с легким запахом, напоминающим аммиак. Они обладают слабыми основными свойствами и уже при комнатной температуре и атмосферном давлении легко образуют с  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$  нестойкие соединения, легко разлагаемые при нагревании.

Химизм процесса абсорбции  $\text{CO}_2$  растворами этанолламинов при-

<sup>1</sup> Ценный справочный материал по вопросам приготовления анализа и применения триэтанолламина и других этанолламинов для очистки газов от  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$  приведен в книге — Fischer E. Triäthanolamin und andere äthanolamine, ihre Eigenschaften und vielseitige Verwendung. 2-te Aufl. Berlin 1940.

<sup>2</sup> Chem. Metall. Eng. 1931, 8; Ind. Eng. Chem. 1931, 5; Gas Age-Record 1931, 24.

мерно таков: в первой стадии образуется карбонат этаноламина по схеме:



триэаноламин

карбонат  
триэаноламина

а в дальнейшем получается бикарбонат этаноламина:



Аналогичным образом протекает реакция поглощения  $\text{H}_2\text{S}$  с образованием кислых сульфидов этаноламинов.

Так как этаноламины представляют собой слабые основания, то образовавшиеся в абсорбционной стадии продукты взаимодействия легко диссоциируют, причем степень этой диссоциации находится в зависимости от температуры и равновесного давления  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$  над растворами бикарбонатов и бисульфидов этаноламинов.

Реакции взаимодействия реагирующих компонентов обратимы: при низких температурах они идут слева направо, а при повышенных температурах обратно, с выделением до 90—95% поглощенных кислых компонентов.

Физико-химическая природа и режим процесса этаноламиновой газоочистки последние годы подробно изучались рядом исследователей<sup>1</sup>. Выявлены основные показатели процесса, а также условия избирательной сорбции  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$  при помощи раствора этаноламинов. Найдено, что скорость поглощения  $\text{CO}_2$ , изменяясь с температурой, достигает при атмосферном давлении максимального значения в интервале 45—50° ( $\text{H}_2\text{S}$  при более низких температурах — 10—20°). Поглощаемость  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$  повышается также с увеличением равновесной упругости их над растворами сорбента.

Схема опытной установки, работающей в Луисвилле, по очистке от сероводорода и углекислоты природного газа показана на рис. 81.

Подлежащий очистке газ поступает в нижнюю, а поглощительная жидкость — в верхнюю часть абсорбера А, представляющего собой тарельчатую колонну с колпачками. Очищенный газ отво-

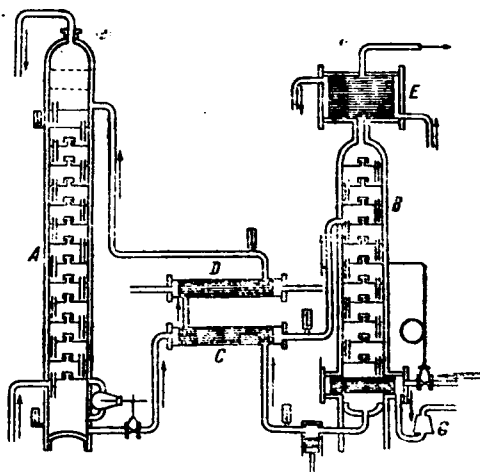


Рис. 81. Схема установки этаноламиновой газоочистки.

<sup>1</sup> См., в частности, Mason I., Dodge B., Amer. Inst. Chem. Eng., 1936, 1; Gregory L., Scharmann W., Ind. Eng. Chem., 1937, 5, 514—90; Hirst L., Pinkel I., Ind. Eng. Chem., 1936, 11, 1313.

дится сверху, отработанный раствор вытекает снизу. Далее последний проходит через теплообменник *C*, где подогревается теплом уже регенерированного раствора, перекачиваемого из регенератора обратно в абсорбер. Регенератор *B* представляет собой такую же колонну как и абсорбер. Отработанный раствор поступает сверху, снизу подается пар низкого давления. Выделяющиеся  $H_2S$  и  $CO_2$  вместе с водяным паром поднимаются в конденсатор *E*. Пар конденсируется и обратно стекает в регенератор, где служит для улавливания частиц поглотителя, увлекаемых газом. Регенерированный раствор стекает снизу и через теплообменник *C* и холодильный *D* с температурой  $20-50^\circ$  возвращается на абсорбцию.

Грегори и Шермен<sup>1</sup> в 1937 г. предложили проводить процесс абсорбции  $CO_2$  растворами моно- и триэтанололаминов, а также диаминоизопропанола под давлением от 20 до 23,5 ат. Этот процесс проводится в тарельчатых скрубберах при температуре  $60-70^\circ$ , при весьма сравнительно малой длительности контактирования газа с жидкостью и при плотности орошения 1 л раствора на  $1 м^3$  газа. Процесс регенерации идет в тарельчатых колоннах при температуре порядка  $100^\circ$ .

Как было установлено, растворы моноэтанололамина и диаминоизопропанола, будучи одинаковы по активности в отношении  $CO_2$ , вдвое превышают поглотительную способность триэтанололамина.

В 1936 г. Херст и Пинкел<sup>2</sup> предложили в качестве абсорбента  $CO_2$  тетрамин, представляющий собой 5—25%-ный водный раствор смеси полиэтиленаминов (диэтиленпентамин + триэтилентетрамин) с температурой кипения  $200-300^\circ$ . 10%-ный раствор тетрамина при плотности орошения 12 л на  $1 м^3$  газа очищает последний до следов (0,1% остаточного  $CO_2$ ). Такой сорбент по своему поглотительному эффекту равноценен 50%-ному раствору диэтанололамина и превышает 50%-ный раствор триэтанололамина.

Основными достоинствами рассматриваемого процесса являются: 1) весьма высокая сорбционная способность раствора (до 50 объемов  $CO_2$  на 1 объем раствора) и высокая степень очистки газовой смеси от  $CO_2$ ; 2) возможность селективного извлечения углекислоты и сероводорода; 3) незначительный расход воды и электроэнергии; 4) легкая регенерируемость отработанного раствора при температуре ок.  $100^\circ$ , протекающая с выделением свыше 90% поглощенных аминами газов; 5) небольшие потери сорбента (вследствие низкой упругости паров поглотительного раствора); 7) компактность очистительной установки; 8) возможность работы на концентрированных растворах абсорбента (в силу его неспособности к кристаллизации).

К существенным недостаткам этаноламинового способа следует отнести: 1) отсутствие в данное время в достаточном количестве этаноламинов и их дороговизну; 2) окисляемость и корродирующее действие раствора даже стальной аппаратуры; 3) сравнительно большой расход пара.

<sup>1</sup> Ind. Eng. Chem., 1937, 5.

<sup>2</sup> Ind. Eng. Chem., 1936, 41.

## б) Алькацидный метод

Алькацидный метод был разработан в Германии фирмой И. Г. и освещен в 1935 г. Г. Бютефишем<sup>1</sup>. Этот метод базируется на применении в качестве сорбента высококипящих и легкорастворимых в воде щелочных и щелочноземельных солей слабых органических аминокислот (аминокарбоновых или аминосульфидных). Последние, обладая значительной поглощательной способностью в отношении  $\text{CO}_2$  и сероводорода (до 50-кратных объемов на 1 объем поглотителя) при низких температурах и легкой регенерируемости при нагревании, обеспечивают интенсивный ход процесса и высокую степень газоочистки. Рецепт приготовления и свойства алькацидов точно неизвестны. Судя по литературе, алькациды, повидимому, представляют собой растворы солей слабых органических кислот (аминокарбоновых или аминосульфидных), как, например, растворы натриевых солей глицина ( $\alpha$ -аминоуксусная кислота)  $\text{NH}_2\text{CH}_2\text{COONa}$  или аланина ( $\alpha$ -аминопропионовая кислота)  $\text{CH}_3\text{CH}(\text{NH}_2)\text{COONa}$ , или смесь их, возможно, в сочетании с другими органическими сорбентами<sup>2</sup>. В Германии применяются три основных типа алькацидов, запатентованных фирмой И. Г.: марки М — для одновременного поглощения  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$  из газа либо отдельного их удаления, марки ДК для селективного удаления  $\text{H}_2\text{S}$  из газа, содержащего  $\text{CO}_2$ , и марки S — для абсорбции  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$  из загрязненных газов (содержащих примеси вроде смолы, пыли и т. д.).

Селективность поглощения  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$ , как и в этаноламинном способе зависит также от условий температуры и длительности взаимодействия с газом. Применяется также двухступенчатая промывка газа — сначала растворами этаноламинов, а затем растворами алькацидов; регенерация обоих сорбентов производится отдельно.

Как и при этаноламинном способе, селективность поглощения  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$  зависит от условий температуры и времени контакта.

Принципиально аналогичны в обоих способах технологическая схема и аппаратура установки.

Точно так же преимущества данного способа примерно те же, что и этаноламинного, именно — высокая поглощательная способность раствора (что приводит к компактности установки и сравнительно небольшому расходу энергии на круговорот сорбента), а также возможность избирательной абсорбции в отношении  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$  при высокой степени очистки газа от этих компонентов.

## в) Фенолятный метод

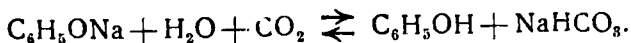
Фенолятный метод газоочистки представляет интерес благодаря сочетанию высокой поглощательной способности с дешевой и доступностью сорбента.

Процесс основан на том, что при промывке газовой смеси фе-

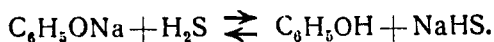
<sup>1</sup> Chem. Fabrik 1935, 25/26; Z. für Elektrochem. 1935, 12.

<sup>2</sup> Chem. Metall. Eng. 1938, 8; L'industrie chim. 1939, 294; Chem. Fabrik 1939, 1—2; Génie civile, 1938, 20; Chem. Apparatur 1939, 1; „Амер. техника и промышленность“ 1939, 2; Refiner. 1938, № 6.

нолятом натрия углекислота вытесняет фенол из его соли:



Параллельно протекает реакция улавливания поглотительной жидкостью сероводорода, находящегося в газе<sup>1</sup>:



В процессе поглощения жидкость теряет однородность и превращается в эмульсию фенола в водном растворе бикарбоната и сульфидрата натрия. Будучи в спокойном состоянии, она расслаивается на два слоя: фенольный (сверху) и солевой (снизу).

При кипячении поглотительной жидкости фенол вытесняет  $CO_2$  по реакциям:



причем поглотительная жидкость вновь становится однородной.

Фенолятный процесс газоочистки был разработан фирмой Копперс применительно к десульфурации газа; и мы более подробно будем рассматривать его в разделе об извлечении сероводорода. Здесь же укажем, что данный процесс применительно к декарбонизации газа исследовался в СССР во Всесоюзной промышленной академии им. Сталина. Опытами было установлено, что при однократном пропуске газа наивысшая степень очистки его от углекислоты — 74,4% (при начальном содержании 26,2%) — может быть достигнута в случае применения 35%-ного раствора при температуре 70° и соблюдении следующего скоростного режима: 1/2 мин. пребывания газа в скруббере и плотности орошения 25 л раствора на 1 м<sup>3</sup> газа. Для 23%-ного (2 N) раствора при том же скоростном режиме степень абсорбции понижается до 70%, а для 11,5%-ного (1 N) раствора — 58%.

Степень извлечения  $CO_2$  возрастает с понижением скорости подачи газа и с увеличением плотности орошения. Сорбционная способность раствора возрастает с повышением температуры, достигая максимума при 70°.

Регенерация отработанной поглотительной жидкости в насаженном скруббере протекает медленно, причем она должна проводиться при температуре от 103 до 109° (в зависимости от концентрации жидкости) и без аэрации во избежание окисления абсорбента. Лучшие результаты по регенерации могут быть достигнуты при обработке раствора острым паром в барботажной тарельчатой колонне под давлением.

Проведение опытов одновременной очистки газа от углекислоты и сероводорода при режиме, оптимальном для поглощения  $CO_2$ , показало, что присутствие сероводорода (до 3%) лишь незначительно снижает поглотительный эффект раствора в отношении уг-

<sup>1</sup> См. Майер Л., Безуглый Д. и др., Труды Харьковского и.-и. углехим. института (УХИИ) 1936, вып. 3—4.

лекислоты; при этом почти весь (94—95%) сероводород удаляется из газа.

Селективная сорбция  $H_2S$  из газовой смеси может быть осуществлена при соответствующем низкотемпературном режиме (20—23°), при увеличении нагрузки скруббера (одноминутном пребывании газа в последнем) и снижении плотности орошения до 3,3 л на 1 м<sup>3</sup> газа. При этом  $H_2S$  почти целиком извлекается из газовой смеси (до 95%), а  $CO_2$  практически не удаляется (2%). Путем комбинирования этих двух режимов можно селективно абсорбировать  $CO_2$  и  $H_2S$ .

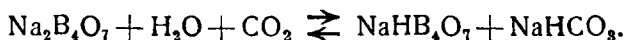
Вышеуказанные опыты показали также, что при наличии ряда достоинств в части поглощения фенолятный раствор неблагоприятнее других в части регенерации; она протекает затрудненно. Последнее обстоятельство в более категорической форме подтверждено работами УХИН, который пришел к выводу о затруднительности применения фенолятного способа для декарбонизации газов. К другому (положительному) выводу приходит Нихамов, исследовавший в ЛенВНИГИ фенолятный процесс применительно к первичному газу из горючих сланцев, содержащему большое количество  $H_2S$  и  $CO_2$ .

Применение повышенных давлений порядка 2,5—3 ат (соответственно температуре 125—135°) при регенерации растворов, содержащих избыточный фенол (например 2 N раствор фенолята натрия с одним избыточным эквивалентом фенола), позволяет резко увеличить процесс регенерации раствора и довести ее процент по  $CO_2$  до 80 (при продолжительности регенерации 20—30 мин.), что было установлено работой УХИН.

### г) Боратный метод

В связи с богатейшими месторождениями боратов, открытыми в последнее время в СССР, возникает определенный интерес к вопросу использования щелочных солей бора в качестве сорбента в процессах газоочистки.

Реакция поглощения углекислоты раствором буры может быть выражена следующим уравнением:



При невысоких температурах реакция идет вправо, а при более повышенных, близких к температуре кипения раствора, влево.

Опытами Сеченова в 1873—1876 гг. и Ленинградского института галлургии в 1936 г. установлено, что растворы бората натрия являются активными химическими сорбентами углекислоты. О боратном процессе газоочистки имеются также указания в нескольких американских патентах Брэгга. В 1937 г. детальное изучение процесса поглощения  $CO_2$  щелочными солями бора проводилось И. Камионским. В качестве абсорбера служила лабораторная колонка диаметром 30 мм, насаженная кольцами Рашига слоем 1,5 м. Наиболее высокая степень извлечения  $CO_2$  достигала 97% при



применении 10%-ного раствора буры, температуре 65° и плотности орошения газа — 20 л раствора на 1 м<sup>3</sup> газа. При поднятии температуры до 80° сорбция понижалась до 80%. Более высокую поглощательную способность по отношению к СО<sub>2</sub> обнаружили растворы бората калия.

Опыты по проведению декарбонизации отработанных растворов буры показали их высокую регенерационную способность, причем, как оказалось, температура регенерации очень сильно влияет как на степень, так и на продолжительность ее. Оптимальной температурой, при которой можно достаточно полно регенерировать сорбент путем направленного с одновременной аэрацией, является, по-видимому, 95°. При этом температурном режиме раствор полностью восстанавливал свою активность. Проведение опытов с одновременным поглощением углекислоты и сероводорода из газовых смесей показало, что присутствие сероводорода не отражается на сорбции и десорбции СО<sub>2</sub>, причем сам сероводород поглощается полностью. Абсорбция может быть проведена в насаженном скруббере противоточного действия или колонне барботажного типа. Регенерация отработанного раствора может быть осуществлена в насаженном скруббере или тарельчатой колонне аммиачного типа при помощи пара или горячего воздуха, либо глухого пара. Таким образом боратный процесс очистки газа может быть проведен в обычной аппаратуре, применяемой в ряде других методов извлечения из газов углекислоты. В промышленности способ ни-где пока не применен.

Существует еще целый ряд других способов извлечения углекислоты из различных газов: доломитовый, известковый, аммиачно-поташный Макмара<sup>1</sup>, содо-поташный Альнера<sup>2</sup>, крезгетерингтоновский<sup>3</sup>, линдесюртовский<sup>4</sup>, хроматный и ими далеко не заканчивается полный перечень, не говоря уже о большом количестве разнообразных патентов в этой области.

Поскольку современной техникой горючих промышленных газов они не используются и существенного интереса не представляют — рассмотрение их в данном случае мы оставляем в стороне.

---

[Содержание углекислоты в обычных генераторных газах колеблется от 5 до 8%, если исходное топливо — каменный уголь; до 16%, если исходное топливо торф или бурый уголь, и до 50% в газах сухой перегонки древесных пород. Что касается газов, применяемых как технологическое сырье, то содержание углекислоты в них может колебаться в широких пределах. Так, дымовые газы, идущие для изготовления твердой углекислоты, со-

<sup>1</sup> Ind. Eng. Chem. 1937, 6.

<sup>2</sup> Chem. Fabrik 1935, 35—36.

<sup>3</sup> Ind. Eng. Chem. 1927, 2.

<sup>4</sup> Quinn E., Jones C., Carbon dioxide, New York 1936.

держат до 18% последней, природные газы, идущие для тех же целей, содержат от 60 до 100%  $\text{CO}_2$ , газ конверсии  $\text{CO}$  (синтез аммиака) содержит до 36%  $\text{CO}_2$ . Различные области применения горючих газов предъявляют разные требования к степени чистоты газа и, в частности, к содержанию углекислоты в нем.

Так генераторные газы, идущие для целей отопления печей, обычно не освобождаются от углекислоты вследствие того, что при большом количестве газа такое освобождение стоило бы слишком дорого; воздух, содержащий лишь следы  $\text{CO}_2$ , но направляемый в компрессоры (получение жидкого азота из воздуха), должен нацело освобождаться от углекислоты, и, наконец, газы, применяемые в быту, могут содержать некоторое количество углекислоты, но не чрезмерное. Так, при желании воспользоваться газами сухой перегонки древесных пород необходимо удалять всю углекислоту сверх 10—15%. Поэтому необходимо различать следующие способы очистки газа от углекислоты:

1. Способы неполной очистки, при которых остающееся количество углекислоты может колебаться в широких пределах.

2. Способы радикальной очистки, при которых углекислота может быть удалена нацело или почти нацело из газа.

Последние способы являются чисто химическими, требуют применения более или менее дорогих реактивов и поэтому применяются там, где тонкая очистка совершенно необходима. Первые же способы скорее относятся к физико-химическим и значительно дешевле химических. В настоящей главе к первой группе относятся только способ удаления углекислоты водой под давлением, все же остальные являются радикальными способами очистки, причем последний ряд способов применяется большей частью с целью не только удалить углекислоту, но и получить ее в виде товарного продукта. Для полноты изложения означенные способы должны быть дополнены еще следующими:

1. Пирогенным восстановлением углекислоты до окиси углерода.

2. Удалением углекислоты путем пропускания газа через известковое молоко или ящики с известью.

1. Пирогенное восстановление углекислоты осуществляется раскаленным до 700—900° углеродом по реакции:



при которой часть углекислоты переводится в окись углерода, а оставшаяся часть, за вычетом допустимого содержания углекислоты в газе, удаляется каким-либо химическим способом. Данный способ применяется при производстве бытового газа из топлив дающих большое количество углекислоты (дрова, торф и бурый уголь). Наряду с углекислотой расщепляются и тяжелые углеводороды, равно как и уксусная кислота. Осуществляется этот способ простым пропусканием газа в направлении сверху, вниз, через реторту, наполненную раскаленным коксом, температура которого поддерживается на постоянном уровне наружным обогревом реторты. Осуществляется и частично осуществляется этот способ и

сейчас на газовых заводах в Касселе (Германия): газифицируется бурый уголь, в Стокгольме — газифицируются дрова и в Гельсингфорсе (тоже дрова). На некоторых заводах (Женева, Невшатель) и маленьких заводиках в Баварии вместо пропускания газа через специальную реторту довольствуются тем, что поверх газифицируемого топлива загружают еще слой кокса толщиной в 25—40 см, но этот метод работы дает худшие результаты.

2. Обычно работу сочетают на газовых заводах с последующим удалением (до необходимого предела) углекислоты гидратом окиси кальция (гашеной известью), причем в том случае, если в газе находятся пары уксусной кислоты, такие газы непосредственно после гидравлики направляются в сосуды с известковым молоком, где они, барботируя, очищаются от уксусной кислоты и углекислоты. Когда же газ освобожден от уксусной (и муравьиной) кислоты, его предпочитают направлять в обычные ящики для очистки газа, наполненные гашеной известью, смешанной с древесными опилками. Последних добавляется по весу от 6 до 8% и с такой влажностью, чтобы общая влажность очистной массы была бы порядка 30%. На каждый 1 кг удаляемой углекислоты нужно израсходовать 2 кг (80%) гашеной извести. При определении объема ящиков нужно иметь в виду, что объем гашеной извести в 2,5 раза превышает первоначальный объем негашеной. На гашение 1 кг извести расходуется 2,5 л воды.

Очистная масса наносится на решетки слоем толщиной в 200—250 мм, и общий объем ящиков должен обеспечивать пребывание в них газа по меньшей мере в течение 10 мин. при скорости прохождения газа сквозь нее в 5—7 мм в 1 сек. Кроме того, общий объем массы должен быть таков, чтобы не вызывать слишком частой перезарядки, которая обычно производится раз в 15—30 дней (в зависимости от количества удаляемой углекислоты). Каким результатам приводит такой комбинированный способ удаления  $\text{CO}_2$  видно из нижеследующего примера.

Газ, получаемый сухой перегонкой древесных пород, обычно, и в среднем содержит (в %):

$$\frac{\text{CO}_2}{57,1} \quad \frac{\text{CO}}{32,7} \quad \frac{\text{CH}_4}{3,4} \quad \frac{\text{C}_n\text{H}_m}{1,8}$$

а средний состав (в %) газа, полученного на ряде швейцарских и баварских газовых заводах при применении дров, был таков (с учетом расщепления уксусной кислоты, метилового спирта и смолы):

$$\frac{\text{CO}_2}{17,4} \quad \frac{\text{CO}}{31,5} \quad \frac{\text{CH}_4}{21,7} \quad \frac{\text{H}_2}{18,3} \quad \frac{\text{C}_n\text{H}_m}{6,0} \quad \frac{\text{N}_2}{5,1}$$

Появление в газе водорода, тяжелых углеводородов и метана в значительных количествах объясняется расщеплением смол, уксусной кислоты и метилового спирта, являющихся побочными продуктами сухой перегонки, которые при данном способе переходят в газ.] И. Г.

## РАЗДЕЛ VIII

### ИЗВЛЕЧЕНИЕ СЕРНИСТЫХ СОЕДИНЕНИЙ ИЗ ГАЗА<sup>1</sup>

Для рациональной постановки газового дела проблема обессеривания газа занимает немаловажное место. Имея в промышленной эксплуатации большое количество установок по обессериванию газа, промышленность продолжает до сих пор опытные и научно-исследовательские работы в данном направлении.

Наличие соединений серы в газе почти всегда нежелательно, а в отдельных случаях недопустимо. На это уже указывалось выше (стр. 10).

Впервые очистка газа от сернистых соединений была применена к светильному газу, который в 1806 г. Клегг стал очищать известковым молоком, а несколько позднее Филиппс крупными кусками гашеной извести. Эффект газоочистки получался более или менее достаточным, но отработанная известь оказалась не способной к регенерации, издавала отвратительный запах и являлась обременительным отбросом. К тому же, жадно поглощая  $\text{CO}_2$  (которого обычно в газе намного больше, чем сернистых соединений), известь фактически весьма мало использовалась по прямому назначению: содержание серы в отработанном абсорбенте не превышало 4—5%.

Такое положение вынудило искать другой более подходящий поглотитель. В качестве такого поглотителя Пальмер в 1819 г. предложил сухую окись железа при высокой температуре; в 1835 г. Филиппс — водную гидроксид железа; в 1865 г. Валлон — естественную болотную руду, и еще позднее инж. Ляминг, Люкс и другие — различные искусственные газоочистительные массы, действующим началом в которых (так же, как и в болотной руде) является гидрат окиси железа. Эти поглотители применяются и по сей день, дают хороший эффект поглощения, но процесс мало интенсивен, трудоемок и во многом не отвечает запросам, особенно в условиях крупных масштабов производства.

Сравнительно высокая сернистость большинства наших углей, твердая установка на замену дальнепривозного топлива местным более низкосортным (в частности более сернистым), значительный удельный вес в общем газовом балансе потребителей только обес-

<sup>1</sup> Основные литературные пособия — монографии: Ф. Мулерт, Сера в угле, ГХТИ, 1932; Г. Нусинов, Методы извлечения серы из промышленных газов, Госхимтехиздат, 1933; Г. Нусинов и А. Андриянов, Мышьяковый процесс газоочистки, ОНТИ, 1937; Б. Лосев, Работа газоочистных цехов, ОНТИ, 1936; С. Аронов, Сера. Извлечение из промышленности и отбросных газов, Metallurgizdat, 1940.

серенного газа и огромные перспективы развития газификации и коксования в нашей стране заставляют искать новые пути и в деле очистки газа.

Задача освобождения газов от серы — только одна сторона вопроса. Самостоятельный и большой интерес представляет собой другая сторона — использование огромных количеств серы, содержащихся в промышленных газах.

Надо, впрочем, отметить, что процесс извлечения серы из газов нигде до сих пор не ставится только для добычи серы. В настоящее время газовую серу следует рассматривать как побочный продукт, попутно получаемый при основном процессе — вынужденной очистке газа. Поэтому в дальнейшем изложении мы должны рассмотреть и сравнить не только те способы, которые дают в результате газоочистного процесса чистую, высококачественную серу, но и те, при которых сера получается в менее ценном состоянии или даже вообще не утилизируется.

## 1. Общая классификация процессов обессеривания газа

Переходя в газ, сера может присутствовать в нем как в виде сероводорода, так и в виде различных органических сернистых соединений. Отсюда способы обессеривания газа раньше всего следует классифицировать на:

- 1) способы извлечения сероводорода;
- 2) способы извлечения «органической серы».

Мы начинаем изложение со способов извлечения сероводорода, поскольку среди всех сернистых соединений, содержащихся в промышленных газах, подавляющее количество (свыше 95%) приходится на долю сероводорода, который в соответствии с этим большей частью и подразумевают под «серой» в газе и удалением которого ограничивают часто процесс обессеривания.

Наиболее принятой классификацией способов извлечения  $H_2S$  из газов является классификация по агрегатному состоянию поглотителя. На основе этого признака все способы извлечения сероводорода из газа делят обычно на две основные группы:

- 1) способы «сухой» очистки, основанные на пропускании газа через слои твердых поглотительных масс;
- 2) «мокрые» способы, осуществляющие очистку газа путем промывки его различными поглотительными растворами.

Способы сухой очистки газа немногочисленны и в особом дополнительном подразделении их на группы нет нужды. Довольно многочисленные способы мокрой газоочистки обычно подразделяют на:

- 1) способы очистки без утилизации серы;
- 2) то же с попутным выделением серы в элементарном состоянии;
- 3) то же с непосредственным получением серосодержащих товарных продуктов.

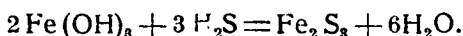
## 2. Сухая очистка газа от серы

### А. „Болотнорудный ящичный“ способ сухой газоочистки

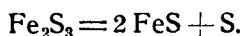
#### а) Химическая сущность процесса

Процесс обессеривания газа по данному способу основывается на химическом взаимодействии сероводорода, подлежащего извлечению из газа, с гидратом окиси железа, применяемым в виде различных газоочистных масс, главным образом, в виде естественной болотной руды или лимонита ( $\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot x\text{H}_2\text{O}$ ).

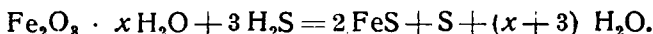
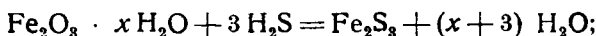
Если не принимать во внимание происходящих промежуточных и побочных реакций, то химизм процесса можно выразить следующим уравнением:



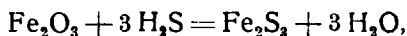
Образовавшееся полуторасернистое железо частично (вначале быстро, а затем все более замедленно) распадается:



Реакции поглощения сероводорода водной окисью железа схематически изображают в следующем виде:

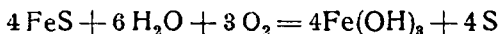
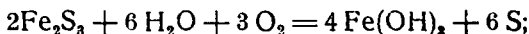


Исследования Сюмеги показали, что возможно связывание сероводорода и при помощи  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ :

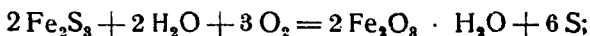


однако при этом процесс протекает значительно инертнее.

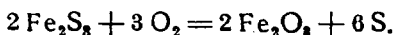
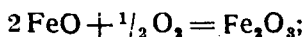
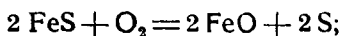
Сущность регенерации отработанной поглотительной массы заключается в обработке ее воздухом в присутствии достаточных количеств влаги. Результатом является восстановление исходного вещества, причем это сопровождается выделением поглощенной серы в элементарном состоянии. Протекающие реакции в конечном счете сводятся к следующим двум уравнениям:



или



Или по Сюмеги:



Эти уравнения Сюмеги показывают, что для регенерации отработанной массы не обязательно присутствие воды, но ее роль в процессе весьма существенна. Это будет показано ниже.

### б) Состав газоочистной массы

В качестве носителя гидрата окиси железа наибольшее распространение получила естественная болотная руда (или бурый железняк); состав его различен и, колеблется в довольно широких пределах. Он примерно таков (в %):

Гигроскопической воды . . . . .	30—40
Конституционной воды . . . . .	20—30
Органических веществ . . . . .	5—10
Кремнезема и глинозема . . . . .	3—6
$\text{Fe}_2\text{O}_3$ , считая на влажную навеску . . . . .	20—30
То же в пересчете на сухое вещество . . . . .	60—65

Вопрос о пригодности той или иной руды может решить не элементарный анализ, а только испытание на ее реакционную способность.

Перед загрузкой руды в газоочистители ее размалывают<sup>1</sup> и смешивают с определенным количеством древесных опилок. Цель этой операции — не только разрыхлить массу для уменьшения гидравлического сопротивления ее, но и распределить окись по большей поверхности.

Кроме опилок к руде примешивается еще небольшое количество гашеной извести для создания щелочной среды, при которой процесс протекает наиболее эффективно.

Иногда вместо извести применяют аммиак. В этом случае в коксовом или светильном газе, подлежащем обессериванию, оставляют столько аммиака, сколько нужно для поддержания щелочной реакции, но это — нерациональное разрешение вопроса не только потому, что аммиак ценный продукт, но и потому, что поглощаясь очистной массой в первых по ходу газа очистителях, он до последних почти не доходит, в них реакция обычно всегда оказывается кислой. На некоторых (немногих) установках подщелачивание газоочистной массы производится раствором кальцинированной соды. Сторонники этого метода отвергают известь, основываясь на ее способности к взаимодействию с  $\text{CO}_2$ , результатом чего является образование неактивного углекислого кальция. Но преимущественное применение получила именно известь. Она желательна еще и потому, что приводит к частичной очистке газа от сероуглерода, являющегося по существу столь же неблагоприятным компонентом, как и сероводород.

Наконец, четвертой составной частью в газоочистной массе является вода. Она нужна, во-первых, потому, что в сухом состоянии масса гораздо менее работоспособна, во-вторых, чтобы своим испарением умерять разогрев, получающийся вследствие экзотермичности протекающих реакций.

<sup>1</sup> При помощи дезинтеграторов, щековых дробилок, валцов, шаровых мельниц и пр. в зависимости от твердости руды с ориентировкой на тоннину помола до 3—5 мм.

Величина оптимальной влажности для различных газоочистительных масс различна. Большей частью оптимум лежит в пределах 25—30%. При такой влажности масса сжимается в руке в комок, как сырой снег, но не выделяет еще капель воды. Этим признаком часто и руководствуются при увлажнении.

Приготовленная таким образом газоочистная масса содержит в среднем:

	Весовых %	Объемных %	} Считая на сухое вещество
Болотной руды . . . . .	95,5	~76	
Опилок . . . . .	4,0	~24	
Извести . . . . .	0,5	—	
Влаги . . . . .	30	—	

Наряду с естественной болотной рудой практическое применение нашли и другие газоочистные массы: «ламингова смесь», «люкс», «дейк-масса» и др. Первая готовится путем поливки извести слабым раствором железного купороса (в пропорции: 1 ч. CaO + 1 ч. FeSO<sub>4</sub> + вода в количестве, необходимом для получения однородной влажной массы). После лежания на воздухе масса становится бурой: закись железа превращается в окись и масса, состоящая в основном из Fe(OH)<sub>3</sub>, а также Ca(OH)<sub>2</sub>, CaSO<sub>4</sub> и опилки (прибавленных для разрыхления ее), готова к употреблению.

Вторая из названных масс — «люкс-масса» — представляет собой определенным образом обработанный отброс производства окиси алюминия из бокситов; она состоит из гидроокиси железа и соды, оставшейся после сплавления ее с бокситом, дает слабо щелочную реакцию и обладает хорошей поглощательной способностью.

«Дейк-масса» — химически осажденный из солей железа гидрат окиси, свободный от примесей, загрязняющих другие газоочистные массы.

Хотя названные и прочие искусственные массы более отвечают своему назначению, чем масса, приготовленная из естественных железных болотных руд, но они дороже, сильнее разогреваются при регенерации, более склонны к воспламенению и оказывают повышенное сопротивление прохождению газа, поэтому они и получили относительно меньшее распространение и главным образом — как добавка к болотной руде.

Месторождениями болотной руды, используемыми советскими газовыми заводами, являются: Кудиновское (под Москвой), дающее мягкую и весьма активную массу, близкую по своим свойствам к «люкс-массе», Ленинградское, дающее твердую руду, нуждающуюся в размельчении дезинтеграторами, и ряд других месторождений.

### в) Газоочистные ящики

Газоочистные ящики, куда загружается газоочистная масса и где протекает процесс обессеривания газа, бывают различных конструкций. Простейшая из них схематически представлена на рис. 82. Это большая прямоугольная коробка А, обычно чугун-



ная, реже железная, плотно закрываемая сверху железной крышкой *B*.

Герметичность создается либо гидравлическим затвором, либо сухим уплотнением.

В первом случае верхняя часть стенок ящика окаймляется жолобом *K*, где находится вода и куда на 500—600 мм входят бор-

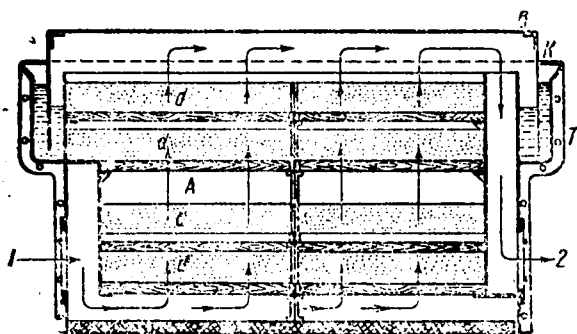


Рис. 82. Схема газоочистного ящика

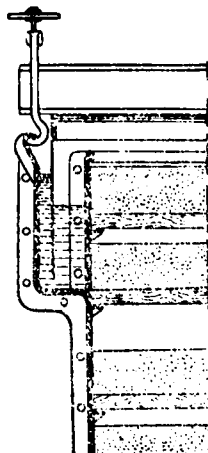


Рис. 83. Мокрый затвор и сопряжение крышки.

та крышки *B*. При этом во избежание поднятия крышки давлением газа она прикрепляется к ящику посредством откидных болтов, скоб или винтов (рис 83). Во втором случае уплотнение производится при помощи резиновых (или асбестовых) прокладок, усиленных заплетенной сеточкой из медной проволоки.

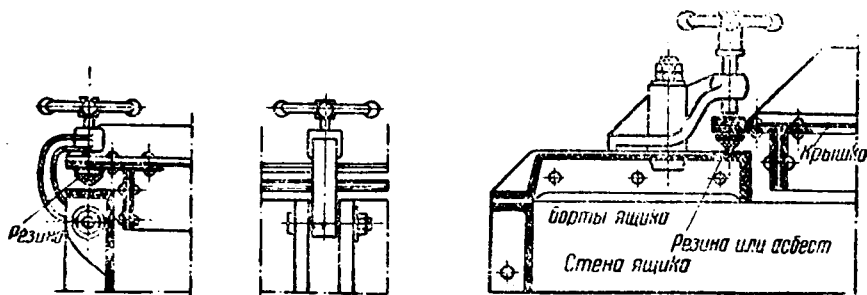


Рис. 84. Типы сухих затворов в газоочистных ящиках.

Сухой затвор преимущественно применяется там, где ящики стоят на открытом воздухе; он не подвержен опасности замерзания и позволяет работать при повышенном давлении. Типы применяемых сухих затворов показаны на рис. 84 и 85.

Внутри ящика находятся 3—4 деревянные решетки *d*, на них

располагается газоочистная масса слоем в 150—250 мм, причем весьма равномерно по всему сечению. Последнее — очень существенно. При неравномерной засыпке массы газ, не встречая во всех точках одинакового сопротивления, неравномерно распределяется по сечению аппарата, а это не только приводит к уменьшению к. п. д., но и вызывает в отдельных местах разогревание массы и местное ее спекание.

Газ (предварительно освобожденный от смолы и других примесей) вводится в ящик по направлению стрелки 1, проходит снизу вверх через все ярусы с газоочистной массой, очищается и отводится по направлению стрелки 2.

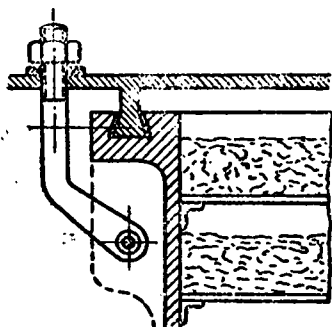


Рис. 85. Сухой затвор

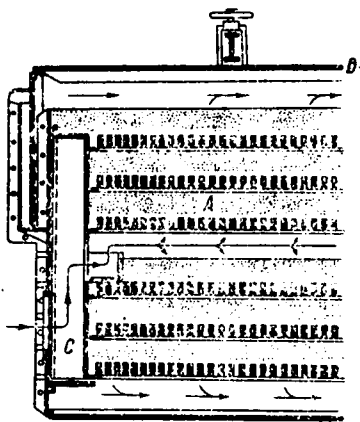


Рис. 86. Газоочистной ящик с двойным потоком газа.

Наряду с чугунными ящиками нашли некоторое распространение более дешевые газоочистные ящики из железобетона. Для предотвращения разрушительного действия серы, кислорода и влаги на железобетон внутренняя поверхность таких ящиков покрывается асфальтовым слоем.

Скорость пропускания газа через руду в ящиках — 5—8 м/сек (считая на полное сечение). При условии непрерывности производства газа число ящиков не может быть менее двух; при больших объемах очищаемого газа число и размеры ящиков возрастает, что приводит к громоздкости установки и занятию под газоочистку больших площадей; это связано с известными неудобствами, особенно в городах, где земельные участки подчас весьма ограничены. Между тем, высота обычных ящиков невелика: при 3—5 слоях руды толщиной по 150—250 мм она не превышает 1,2—1,5 м.

Очевидно, что конструкция несколько большая по высоте, но уменьшенная по габариту была бы предпочтительнее. Такая конструкция ящика показана на рис. 86. Мы видим здесь аналогичную чугунную коробку, но газ, подлежащий обессериванию, вводится уже не под нижнюю решетку, а в середину. Разделяясь здесь на 2 противоположных потока, он проходит частью через

3 верхних и частью через 3 нижних слоя массы. Такой ящик как бы заменяет собой 2 параллельно включенных ящика и имеет то преимущество, что за счет некоторого (по существу небольшого) увеличения высоты потребная для очистного отделения площадь сокращается вдвое. Особое распространение эта конструкция получила при очистке малосернистого газа, когда руда может долго работать до своего насыщения.

Сопротивление ящика проходу газа зависит от скорости пропускания газа, толщины очистной массы, влажности ее, крупности, степени заполнения пор серой и смолой, распределения потока и т. д., и в зависимости от этих факторов колеблется в довольно широких пределах.

Глууд<sup>1</sup> приводит цифры, превышающие подчас 200 мм вод. ст., но это уже указывает на какую-то ненормальность в процессе: на «заблачивание» или спекание массы, на заполнение пустот серой, смолой и другими веществами, на частичную закупорку выхода и т. д. Наоборот, ненормально малое сопротивление ящика указывает на то, что газ нашел ходы и неравномерно пронизывает массу.

Согласно Справочнику коксохимика (т. 1, ч. 3, ГНТИУ, 1936) практические величины сопротивления газоочистных ящиков составляют на 1 м высоты 15—30 мм вод. ст. при условной скорости газа 5 мм/сек и 25—50 мм вод. ст. при скорости 8 мм/сек. Отсюда видно, что сопротивление прохождению газа через очистной материал пропорционально первой степени линейной скорости газа, а не квадрату ее. Это объясняется тем, что масса пористого материала ведет себя в данном случае как пучок мелких капиллярных труб<sup>2</sup>.

### г) Техника регенерации отработанной массы

Газоочистная масса вначале энергично очищающая газ, с течением времени постепенно теряет свою активность, так как сырой газ, внося все новые количества сероводорода, связывает все большие количества активной гидроксиды железа. Очистка становится неудовлетворительной. Чтобы восстановить работоспособность руды, ее необходимо регенерировать. Эта операция технически проводится тремя:

- 1) периодически вне ящика;
- 2) периодически внутри ящика, отключенного от газового потока;
- 3) внутри ящика непрерывно и одновременно с газоочисткой.

1. Наиболее простым, но весьма трудоемким методом является регенерация «вне ящика». В данном случае отработанная масса выгружается из газоочистителя, рассыпается слоем в 200—400 мм, периодически смачивается водой и перелопачивается. При этом вначале черная неприятно пахнущая масса постепенно буреет: при действии воздуха сернистое железо превращается вновь в гидрат окиси. Перелопачивание производится, во-первых, с целью обнов-

<sup>1</sup> Глууд и др., Производство кокса, Гостехиздат, 1931, т. II, стр. 141.

<sup>2</sup> Gas Journal 1933, VI.

ления поверхностей контакта руды с воздухом; во-вторых, чтобы воспрепятствовать сильному разогреву массы, получающемуся вследствие экзотермичности реакции окисления. Последнее особенно существенно, так как перегрев массы сильно понижает активность ее, с одной стороны, и, с другой,—может воспламенить древесные опилки, подмешанные к ней, а также серу. Смачивание же массы во время регенерации необходимо для введения в сферу реакции нужного количества воды, которая действует не только химически, но и физически: она поглощает часть выделяющегося тепла и препятствует тем самым нежелательному разогреву.

Перелопачивание и увлажнение производятся по 1—2 раза в сутки в течение 2—4 дней. К тому времени, когда вся масса приобретает красно-бурую окраску и перестает разогреваться, регенерация считается законченной. Тогда к регенерированной массе добавляют потребное количество гашеной извести, а если нужно—то и воды, и загружают ее обратно в очистной ящик, который вновь включают в поток газа. Но, будучи раньше первым в системе, он теперь ставится как последний с тем, чтобы наиболее активная масса реагировала с наиболее очищенным газом.

Таким образом одна и та же газоочистная масса, подвергаясь периодической регенерации, может работать долгое время, все более обогащаясь свободной серой. Последняя постепенно обволакивает частицы руды и затрудняет доступ к ним газа и воздуха. Поэтому с течением времени реакционная способность массы ослабевает, периодичность перезарядок учащается и дальнейшая регенерация становится уже неэкономичной. Тогда отработанная масса заменяется свежеприготовленной. Содержание серы в отработанной массе в среднем 50%; общее количество регенераций, потребных для такого использования массы,—10 и более.

2. Когда приходится иметь дело с большими количествами погложительных масс, тогда описанный метод регенерации связан с большими неудобствами (площадь, рабочая сила). В этих случаях иногда осуществляют регенерацию массы в самом очистном ящике, отключив от него подвод газа и включив ток воздуха. Осуществляется это одним из нижеследующих трех методов.

Первый метод по некоторым литературным данным состоит в прямом пропускании через ящик тока воздуха под давлением порядка 3000 мм вод. ст. Интенсивность продувки ограничена опасностью сильного разогрева массы и регулируется так, чтобы температура внутри ящика не поднималась выше 40—45°. Повышенное давление нужно для того, чтобы воздух шел не по отдельным образовавшимся каналам, а пронизывал всю толщу слежавшейся массы, несколько к тому же и разрыхляя ее.

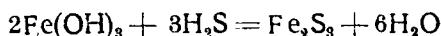
Второй метод отличается тем, что обедненный воздух рециркулирует. При этом небольшая часть его выводится из системы и заменяется таким количеством свежего воздуха, чтобы содержание кислорода в смеси свежего и обедненного не превышало 5%. По сравнению с первым методом в данном методе опасность перегрева массы значительно меньше. Она еще сравнительно меньше при третьем методе, отличающемся от второго тем, что возвращающийся обратно в ящик обедненный воздух предварительно

охлаждается и увлажняется в холодильнике непосредственного смешения.

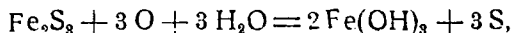
Совершенно понятно, что регенерация массы внутри ящика легче и дешевле, нежели вне его. Тем не менее по разным причинам метод отключенной регенерации пока еще получил меньшее применение на практике.

3. Наиболее распространенной является регенерация, предложенная еще в конце прошлого столетия Валюном и Гундтом. Регенерация по их данным тоже проводится внутри ящика, но не периодически при отключенном газе, а непрерывно и одновременно с газоочисткой. Осуществляется это путем непрерывной добавки к очищаемому газу нужного для регенерации количества воздуха.

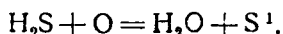
При этом образовавшееся в результате взаимодействия гидрата окиси железа с сероводородом сернистое железо



тут же окисляется кислородом воздуха и, обращаясь вновь в гидрат окиси



поглощает новое количество сероводорода и т. д. Суммирование приведенных реакций показывает, что весь процесс сводится к окислению воздухом сероводорода:



Отсюда и определяется величина потребной добавки воздуха: на 1 моль  $\text{H}_2\text{S}$  —  $\frac{1}{2}$  моля кислорода или на каждый объемный процент  $\text{H}_2\text{S}$  в газе — 2,5% воздуха. Таким стехиометрическим соотношением большей частью на практике и руководствуются. Впрочем, единого мнения по этому вопросу нет. Некоторые заводы, опасаясь перегрева и спекания массы, с одной стороны, и, с другой, — желая как можно больше ограничить разбавление газа инертным азотом, предпочитают вести процесс при меньшей добавке воздуха. Другие, наоборот, считают, что небольшой избыток воздуха весьма полезен.

При совместном проведении процессов очистки газа и регенерации массы два обстоятельства приобретают особое значение. Первое — экзотермичность протекающих реакций, что создает опасность разогрева очистной массы, высыхания, спекания ее и преждевременной утраты работоспособности. Второе — это относительно малая скорость реакции окисления  $\text{Fe}_2\text{S}_3$ , примерно в 3 раза меньшая, чем скорость абсорбции  $\text{H}_2\text{S}$ , что связано с отставанием регенерации от поглощения и опять-таки плохим использованием массы. Рассмотрим подробнее этот вопрос.

<sup>1</sup> Конечно, это же положение действительно и при других методах регенерации, но здесь оно выступает наиболее наглядно.

## д) Влияние температуры и влажности

Как уже указывалось, реакции, происходящие в процессе, экзотермичны. Тепловой эффект, считая на 1 моль сероводорода, составляет: при абсорбции  $\text{H}_2\text{S}$  — 4,97 кал, при окислении  $\text{Fe}_2\text{S}_3$  — 48,33 кал (т. е. почти в 10 раз больше) и при одновременном ведении абсорбции и окисления — 53,3 кал/моль  $\text{H}_2\text{S}$ . Это тепло расходуется, с одной стороны, на нагрев стенок ящика и излучение в окружающее пространство, с другой стороны, на нагрев очистной массы и газа. Последнее связано с выносом из ящика определенного количества воды.

Баланс же воды, считая на 1 моль сероводорода, в процессе таков: при абсорбции  $\text{H}_2\text{S}$  выделяются 2 моля  $\text{H}_2\text{O}$ , при окислении  $\text{Fe}_2\text{S}_3$  поглощается 1 моль  $\text{H}_2\text{O}$ , т. е. половина. Но оставшейся половины может нехватить для насыщения газа, нагретого в результате экзотермичности реакции, и тогда нехватка начинает покрываться за счет испарения влаги, содержащейся в очистной массе.

Высыхание массы влечет за собой ее разогрев. Он усугубляется еще уменьшением газопроницаемости с изменением влажности, нарушением равномерного газораспределения и особо интенсивной работой слоя в местах сосредоточенного протекания газа. Температура внутри ящика повышается; создаются благоприятные условия для ряда нежелательных явлений:

1. Чем выше температура, тем интенсивнее побочная реакция образования сульфата железа, что вызывает потерю активного вещества и снижает щелочность массы.

2. Реакция взаимодействия гидроксида железа с сероводородом обратима, причем уже при температуре около  $45^\circ$  становится явно заметной обратная реакция: водяной пар обратно выделяет  $\text{H}_2\text{S}$  из сернистого железа.

3. Наконец, высыхание массы и перегрев ее влекут за собой образование комков и спекание, а с этим связана не только полная потеря активности руды, но и невозможность восстановления ее путем даже отдельной, внеящичной регенерации.

Все это выступает тем сильнее и резче, чем больше содержание сероводорода в газе, чем больше добавка воздуха, чем реакционнее очистная масса, чем меньше наблюдение за процессом.

Одной из мер борьбы против высыхания и последующего разогрева очистной массы является восполнение расходуемой в процессе влаги с тем, чтобы отвести излишнее тепло и сохранить нужную влажность. Введение новых количеств воды производится либо путем добавления к очищаемому газу водяного пара, либо при высоком содержании  $\text{H}_2\text{S}$  в газе путем пульверизации воды специальными соплами.

Другой мерой является должное внимание к вопросу о добавлении воздуха. В одних случаях возможен выпуск воздуха в первый по ходу газа ящик, что, вообще говоря, желательно, потому что, проходя через всю трех- или четырехящичную систему, он полнее прореагирует. В других случаях необходимо делить прибавляемый воздух между первым и вторым ящиками, для того

чтобы умерить разогрев в первом, где поглощение  $H_2S$  максимально. Иногда вовсе не пускают воздух в первый ящик, а всецело приращивают его к газу, идущему во второй. Подчас целесообразно поступать таким образом, чтобы после переключения ящиков дать минимальный припуск воздуха и лишь постепенно увеличивать добавку. Все это определяется сернистостью газа, реакционной способностью очистной массы, нагрузкой установки и рядом других местных условий.

Третьей мерой для предотвращения сильного подъема температуры является применение материала с соответствующей нечрезмерной реакционной способностью:

Наконец, четвертой мерой является регулярное переключение хода газа. В первом ящике по ходу газа (или в первых двух) реакции идут интенсивнее и в нем температура выше. Протекающий газ, нагреваясь и переходя из ненасыщенного по влаге состояния в насыщенное, поглощает влагу из очистной массы. В последующих ящиках системы процесс протекает медленнее и в них температура ниже. Происходит охлаждение ранее нагретого газа и конденсация соответствующего избытка  $H_2O$ -паров. Таким образом, в то время как в одной части очистной системы имеет место высушивание массы, грозящее перегревом ее и спеканием, в другой — налицо увлажнение массы, грозящее ее забалачиванием. Но если через определенный промежуток времени переключить ящики, начнет нагреваться, «теплый» — охлаждаться, начнется обратный перенос воды и до известной степени станет восстанавливаться нарушенная равномерность по влажности и температуре.

Но еще существенное другое обстоятельство. Как очевидно, наибольшее поглощение сероводорода происходит в первом по ходу газа ящике, и в нем образование сернистого железа максимально. Воздух же в первый ящик либо вовсе не подается (во избежание сильного разогрева), либо, если и подается, то не успевает произвести здесь регенерацию, так как скорость реакции окисления  $Fe_2S_3$  гораздо меньше, чем поглощения  $H_2S$ . Таким образом газоочистительная масса в первом ящике через некоторое время оказывается уже неактивной.

При раздельном ведении процессов обессеривания и регенерации «отработанный» ящик разгружается, перезарядается и ставится на последнее место. При одновременном ведении обессеривания и регенерации отработанный ящик тоже ставится на последнее место, но без разгрузки и перезарядки. В этом случае поглощения  $H_2S$  в нем уже не происходит (сероводород, уловленный в предыдущих ящиках, до него не доходит), регенерация же идет за счет примешанного к газу воздуха. Переходя последовательно с четвертого места на третье и с третьего на второе, ящик, стало быть, подвергается регенерации приблизительно в три раза больше по сравнению с тем временем, в течение которого он работал на поглощение. Таким образом второе меньшая скорость реакции регенерации покрывается втрое большей продолжительностью проведения этой операции.

В результате такого круговорота ящиков в прямом или обратном порядке:

1	2	3	4		3	4	1	2		1	2	3	4
2	3	4	1		4	1	2	3		и т. д.			

или

1	2	3	4		3	4	1	2		1	2	3	4
4	1	2	3		2	3	4	1		и т. д.			

возможно сравнительно высокое использование газоочистной массы без самостоятельной регенерации ее<sup>1</sup>.

Переключение ящиков, иначе говоря изменение последовательности прохождения ящиков газом, осуществляется или при помощи гидравлических переключателей, или же посредством трехходовых задвижек.

Из различных систем гидравлического переключения мы вкратце приведем систему Бамаг, принятую, в частности, на Московском газовом заводе. Здесь для каждого очистного ящика установлены три цилиндра с не доходящей до дна перегородкой — так называемые «гидравлики». Одна из них — «промежуточная гидравлика» — снабжена двумя штуцерами, находящимися по обе стороны перегородки, две же другие — «запорные гидравлики» — тремя штуцерами, из которых один расположен по одну сторону перегородки, а два других — по другую. При заливке «запорной гидравлики» (так, чтобы часть перегородки оказалась погруженной в воду) проход газу закрыт. При заливке водой «промежуточных гидравлик» доступ газу с одной стороны открыт, с другой — закрыт. Заливая или опорожняя ту или иную гидравлику, можно как отключить любой из очистных ящиков, так и изменить последовательность прохождения газа через них. Сказанное дополняют рис. 87 и 88. На первом — схема расположения гидравлик, на втором — схема устройства для заливки их и опорожнения.

Схема переключения хода газа при помощи трехходовых задвижек и форма самой задвижки даны на рис. 89 и 90 и пояснений не требуют.

С целью наиболее равномерного и лучшего использования поглотительной массы иногда наряду с регулярным изменением последовательности прохождения газа через ящики применяют еще

<sup>1</sup> Надо, впрочем, заметить, что этим путем лишь сравнительно редко удается насытить руду до степени, достигаемой при внеящичной регенерации, т. е. до 50 — 55%-ного содержания серы. Большей частью предел насыщения определяется здесь не обволакиванием активной гидроксиды железа выделяющейся серой, а отставанием регенерации от абсорбции. Обычно после накопления 35 — 40% серы от собственного веса масса уже мало активна и невыгодна для дальнейшей работы. Тогда на некоторых заводах, в частности на Московском газовом, ее выпружают из ящика и подвергают обычной внеящичной регенерации. Такой комбинированный метод по сравнению с одной только внутриящичной регенерацией дает лучшее использование руды, а по сравнению с только внеящичной — в 4 — 5 раз большую периодичность перезарядки. На других заводах, например на газовом в Штутгардте, ограничиваются только непрерывной внутриящичной регенерацией, а насыщенную примерно на 35% серой отработавшую массу выводят из употребления, заменяя свежей. Этим экономят на рабочей силе, а также на площади, потребной в качестве площадки для регенерации.



систематическое изменение направления движения газа, т. е. входа и выхода.

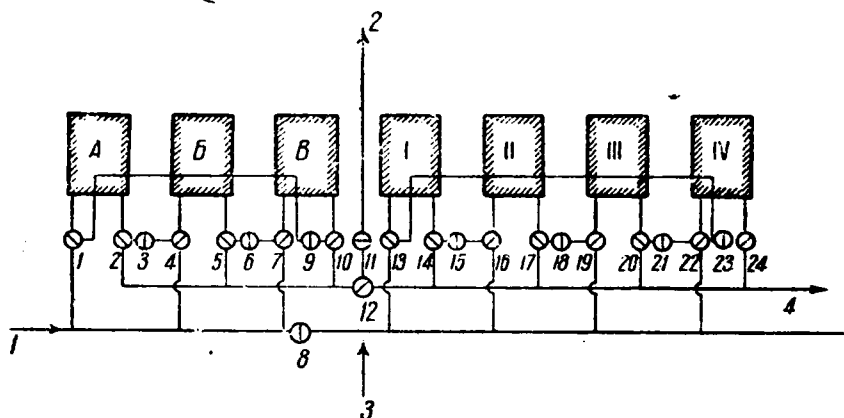


Рис. 87. Схема расположения гидравлик в очистном отделении завода «Мосгаз»:

1—водяной газ на очистку, А, Б и В—ящики для водяного газа, 2—отвод водяного газа после очистки, I, II, III и IV—ящики для каменноугольного газа, 3—каменноугольный газ на очистку, 4—отвод очищенного каменноугольного газа.

Пример. Ток водяного газа: последовательно через ящики В, А, Б. Злиты гидравлики: 1, 2, 4, 6, 8, 10, 12. Свободны: 3, 5, 7, 9, 11. Ток каменноугольного газа через III, IV. I ящики (II в перегрузке). Залиты гидравлики: 8, 12, 13, 15, 16, 17, 18, 20, 22, 24. Свободны: 14, 19, 21, 23.

○ Промежуточная гидравлика

⊖ Запорная гидравлика

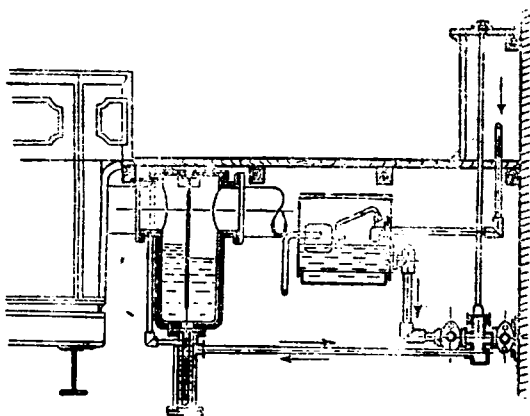


Рис. 88. Устройство для заливки и опорожнения гидравлик.

### е) Расположение газоочистного отделения

Выше указывалось на то, что повышенная температура в очистных ящиках неблагоприятна, так как приводит к замедлению обратимой реакции поглощения  $H_2S$ , к развитию побочных реакций, к высушиванию, перегреву и спеканию очистной массы.

Но неблагоприятна и слишком низкая температура. В этом случае опять-таки скорость реакции поглощения  $H_2S$  падает, сильно уменьшается скорость реакции регенерации, очистная масса излишне увлажняется, «заблачивается», сопротивление ящиков возрастает и может произойти затухание процесса. При особо низкой внешней температуре может начаться также и смерзание массы.

Оптимальным считается интервал между 22 и 28° при отдельном ведении обессеривания и регенерации и 28—36° при одновременном.

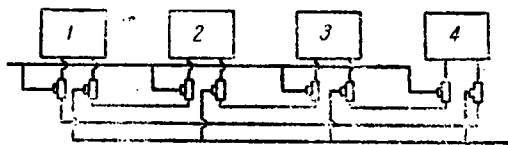


Рис. 89. Коммуникация при газоочистных ящиках.

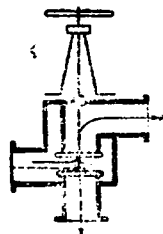


Рис. 90. Трехходовая задвижка.

О том, как бороться с излишним разогревом, мы уже говорили. Что же касается предотвращения излишнего охлаждения, то это большей частью в странах с холодным климатом обеспечивается путем сооружения для газоочистки специального отапливаемого здания (рис. 91).

В местах с более или менее мягким климатом и при применении большей частью совместном проведении процессов очистки газа и регенерации массы часто предпочитают располагать очистные ящики на открытом воздухе или под легким навесом. В этом случае должная температура создается путем правильной регулировки подачи воздуха, путем подогрева очищаемого газа и т. д. Такой вариант расположения газоочистки дешевле в сооружении и безопаснее в эксплуатации, но более чувствителен к атмосферным условиям.

На небольших установках очистные ящики устанавливаются на уровне земли и выгрузка очистной массы из них производится или через верх, или же через боковые люки. На установках более крупного масштаба очистные ящики (будучи в здании или вне здания) устанавливаются обычно на колоннах (рис. 92) и разгружаются через дно при помощи внутренних с разборными звеньями труб (рис. 93).

Работа по перегрузке очистных ящиков (а также по внеящичной регенерации) на старых установках требует довольно большого штата рабочих. На современных установках это дело в значительной степени механизировано. Выгрузка отработанной массы производится при помощи механических лопастей, транспортировка — при помощи движущейся ленты, перелопачивание (при внеящичной регенерации) — при помощи лопастных мешалок, загруз-

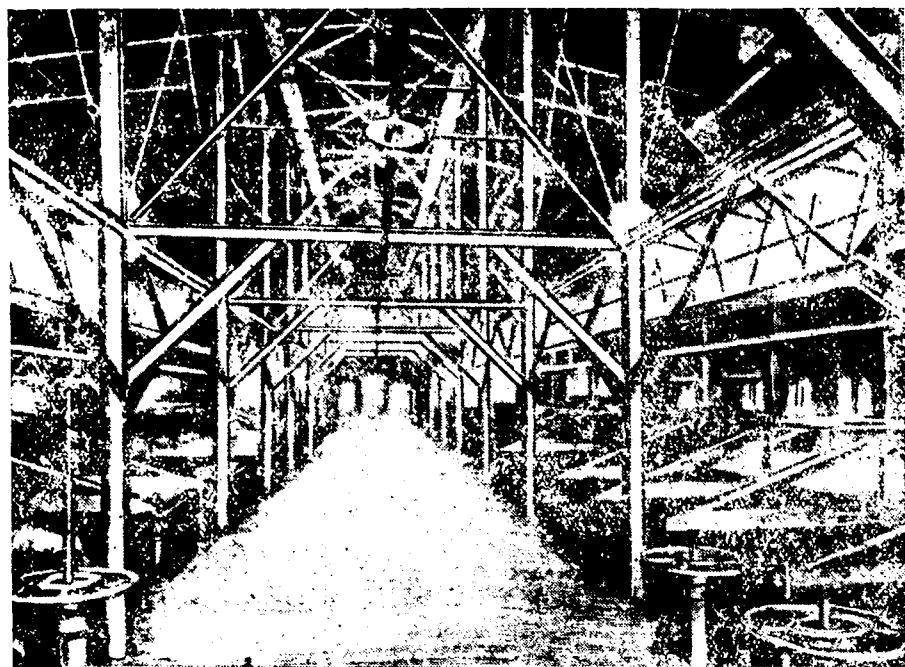


Рис. 91. Внутренний вид газоочистного отделения.

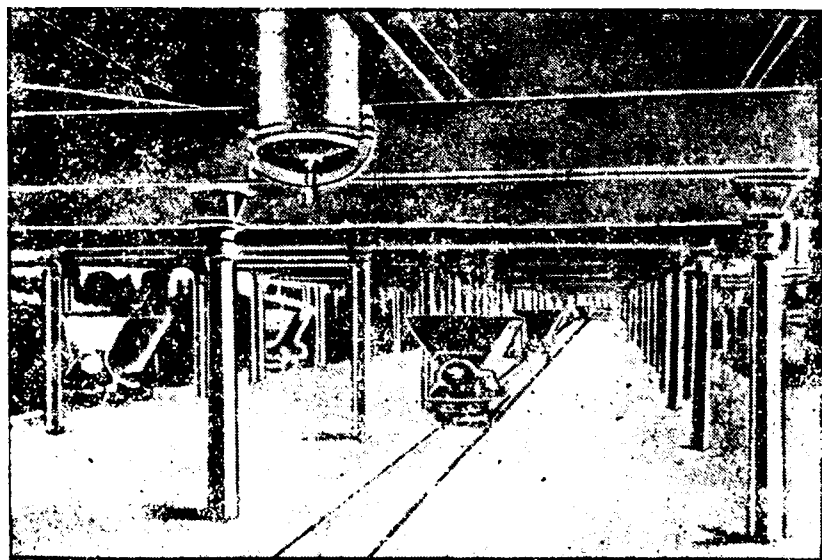


Рис. 92. Колонны подвального этажа.

ка — грейфером, мостовым краном и подвесными саморазгружающимися ковшами, разравнивание — движущимися лемехами.

Газоочистная установка должна быть оборудована отделением для приготовления очистной массы. Тип оборудования определяется мощностью установки и родом используемой руды. На рис. 94 приведена схема, запроектированная трестом «Газоочистка» для установки производительностью 12 тыс. м<sup>3</sup> газа в час с ориентировкой на твердую ленинградскую руду.

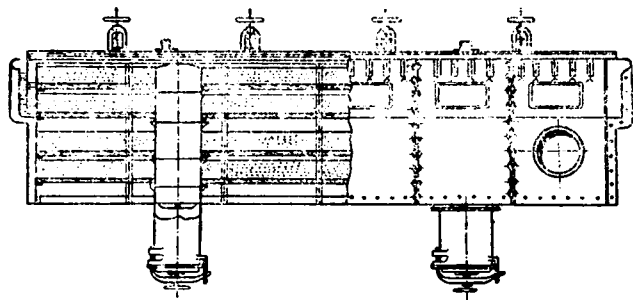


Рис. 93. Разрубочные трубы с разборными звеньями в газоочистном ящике.

Из навеса 15, служащего складом материалов, руда элеватором 1 передается на сортировочное сито 2, где разделяется на три фракции. Первая, наиболее мелкая, пройдя приемный бункер 5, самотеком поступает в бункер измельченной руды 9. Вторая, основная фракция, попадает в приемный бункер 3, измельчается в дезинтеграторе 6 и присоединяется к первой фракции в бункере 9. Третья фракция, состоящая из наиболее крупных кусков, пройдя приемный бункер 4, передается для предварительного грубого измельчения в дробилку Блека 13 и затем самотеком возвращается в приемную воронку элеватора, чтобы вместе с рудой, поступающей со склада, вновь попасть на сортировочное сито 2.

В бункер 10 элеватором 8 подаются опилки; в бункер 11 через загрузочную воронку 12 — известь. Шнековые питатели 9а, 10а, 11а передают руду, опилки и известь (в требуемом соотношении) на смешительный шнек 14, где производится и нужное увлажнение. Готовая очистная масса попадает в приемную воронку элеватора 7 и транспортируется к очистным ящикам<sup>1</sup>. Загрузка в ящики 19 производится при помощи грейфера 16 и мостового крана 17, движущегося по подкрановому пути 18. На схеме мы видим еще гидравлические переключатели 20 и 21, а также допускаемые

<sup>1</sup> В случае более мягкой подмосковной руды необходимость в дезинтеграторе, дробилке, сортировочном сите и бункерах (3, 4, 5) отпадает и путем замены их вальцами схема приготовления очистной массы значительно упрощается. Впрочем, и при твердой руде указанную схему, повидимому, можно было бы в известной степени упростить, учитывая, что расход массы в процессе газоочистки невелик и приготовление ее производится сравнительно редко.

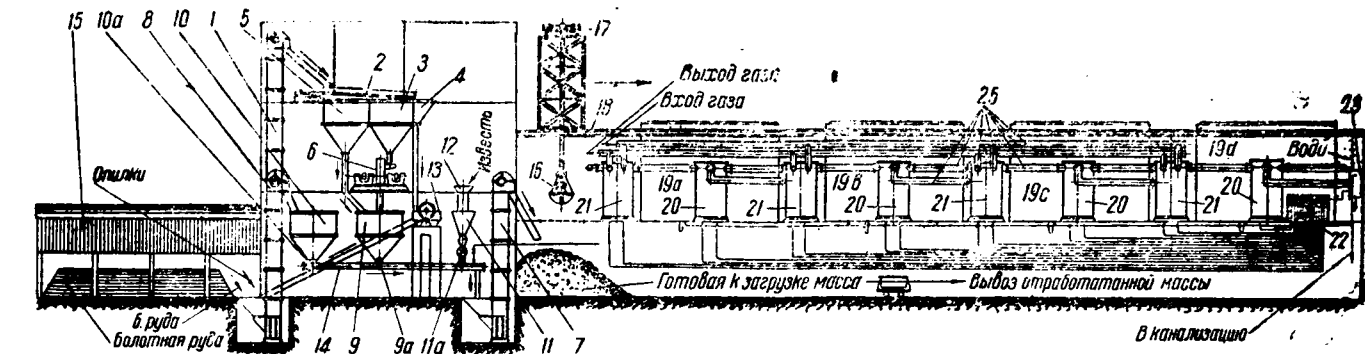


Схема движения газа

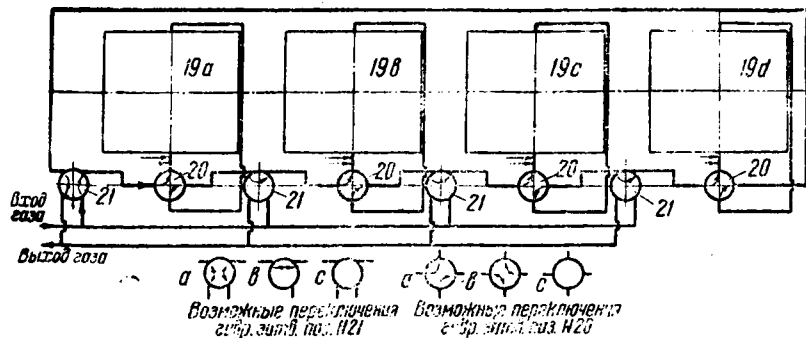


Схема движения газа в очистном ящике



Условные обозначения:

- Газ
- Вода
- Воздух
- ⊕ Вентиль
- ⊕ Решетчатый фр.
- Пар

Рис. 94. Схема газоциклической установки.

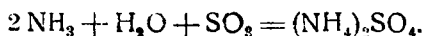
ими изменения как в направлении, так и в последовательности прохождения газом ящиков.

### ж) Использование отработанной массы

Переходя к вопросу об использовании отработанной массы, напомним, что отработанной она считается тогда, когда содержит 40—50% серы. Кроме того, в отработанной массе содержатся смола и нафталин (оставшиеся в газе после конденсационной и промывной аппаратуры и задержанные в очистных ящиках), циан (в виде железосинеродистых и роданистых соединений), известковые соли и прочие примеси, не говоря уже об окиси и закиси железа.

Чаще всего отработанная газоочистная масса передается на сернокислотные заводы, где, заменяя собой колчедан, служит для получения  $SO_2$  и затем серной кислоты. На некоторых газовых предприятиях имеется своя сернокислотная установка; получаемая серная кислота используется при производстве сульфата аммония.

В Энгельсдорфе (вблизи Лейпцига) Тюрингская газовая кампания тоже получает сульфат аммония из отработанной очистной массы и аммиака газа, но по предложению Тейера производит это без предварительной стадии производства  $H_2SO_4$ : получающийся при обжиге массы  $SO_2$  окисляется в вольтовой дуге в  $SO_3$  и соединяется с газообразным аммиаком согласно реакции:



Образующийся туман осаждается электрофильтром.

Неоднократные попытки прямой переработки очистной массы на различные производные серы (бисульфит, полисульфиды, хлористую серу и т. д.) хотя в некоторых случаях и представляют интерес, но пока еще далеки от широкого практического приложения.

Сравнительно небольшое промышленное применение получили пока методы экстракции серы из отработанной массы, хотя по литературным сообщениям такая операция оказалась выгодной и является целесообразной.

### з) Экономика болотнорудного способа газоочистки и общая оценка его

Расходы, сопряженные с сухой болотнорудной ящичной очисткой газа, определяются ценой руды, содержанием сероводорода в газе, мощностью установки, механизацией ее, качеством применяемой газоочистной массы, техникой проведения регенерации и целым рядом других местных условий. В зависимости от этих факторов производственная стоимость процесса меняется в довольно широких пределах.

Необходимость применения малых скоростей газового потока, что при очистке больших количеств газа создает громоздкость

установки и вызывает необходимость больших площадей и значительных капитальных затрат,—основной недостаток данного способа. Кроме того, малоценно состояние извлеченной серы.

Но этим недостаткам противопоставляется следующее большое достоинство: полная надежность процесса, долговечная широкая испытанность и прекрасный эффект действия — газ очищается от сероводорода практически сполна. Поэтому для тех производств, где необходима очистка «до следов» (например при коммунально-бытовом газоснабжении, при некоторых синтетических производствах и т. п.), сухой болотнорудный способ остается пока еще вне конкуренции.

Дополнительное преимущество болотнорудного способа газоочистки — это попутное поглощение окислов азота, что подчас (как, например, при глубоком охлаждении газа) является весьма существенным<sup>1</sup>.

### **Б. „Болотнорудный башенный“ способ сухой газоочистки**

Как указывалось, одним из крупных недостатков вышеописанного старого «ящичного» способа газоочистки является промоздкость установки, вызывающая необходимость занятия больших рабочих площадей предприятия. Мы уже говорили, что для некоторого уменьшения этого недостатка стали применять такие ящики, которые позволяют за счет увеличения высоты сократить площадь, потребную для установки.

Эту мысль развило далее общество Thyssensche Gas- und Wasserwerke, перешедшее от плоскоящичной системы к очистителям башенного вида.

Новый тип аппарата, осуществленный в 1930 г. и изображенный на рис. 95 и 96, представляет собой высокую башню, снабженную большим количеством вставных железных коробок (рис. 97). В каждой коробке двумя слоями располагается газоочистная масса.

Как видно из рис. 95 и 96, накладываясь друг на друга, коробки образуют среднюю вводную трубу, к которой через нижний штуцер подводится подлежащий очистке газ. Отсюда по имеющимся отверстиям он равномерно распределяется параллельными потоками по всем коробкам. Внутри каждой коробки газ вновь делится на два потока, из которых один пронизывает в направлении снизу вверх верхний слой очистной массы, второй — в обратном направлении — нижний слой. Выходящий из коробок

---

<sup>1</sup> Среднее содержание NO в коксовом газе 3—10 см<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>, а иногда много выше. Фейберг (GWF, 1934, 6) дает следующую картину поглощения NO: содержание до первого ящика 28 см<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>, до второго 10, до третьего 5,5; после третьего 2,4. Такая концентрация допускается установкой глубокого охлаждения.

Химизм связывания окислов азота очистной массой в данный момент еще мало исследован. Некоторые данные по этому вопросу см., в частности, в Enginst.-Chem. 1933, 21 и Gas Age Record 1933, 123 и 134.

газ собирается в круговом пространстве между стенками коробок и кожухом башни и выводится через боковой патрубок.

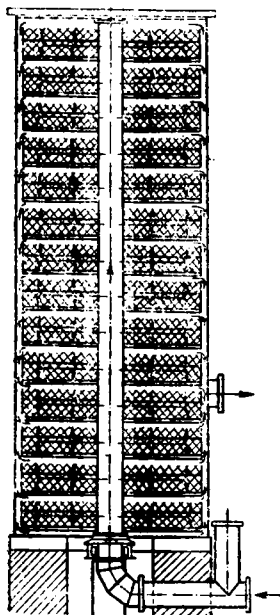


Рис. 95. Схема газочистительной башни.

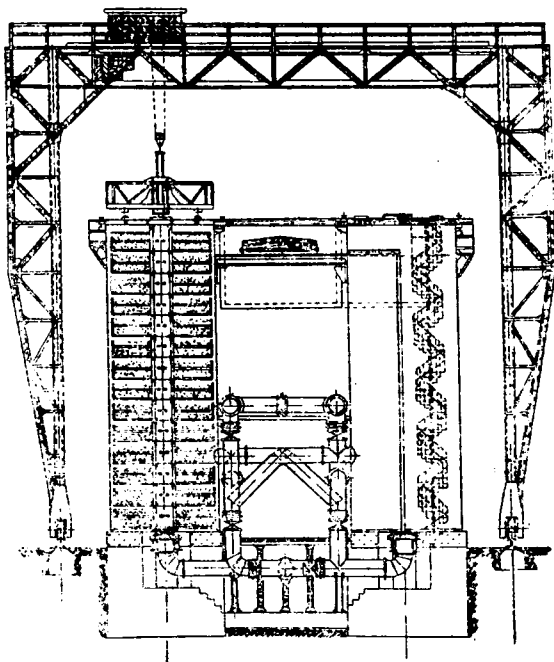


Рис. 96. Поперечный разрез башенной установки в Альсдорфе.

Очевидно, что подобная башня, занимая сравнительно небольшую площадь, способна заменить собой целый ряд обычных ящиков.

Одна из принятых промышленных установок производительностью 600 тыс. м<sup>3</sup> в сутки состоит из двух параллельных систем, содержащих по четыре последовательно соединенных башни в каждой, высотой по 16 м и внутренним диаметром 5,9 м. Газопроводы проложены таким образом, что имеется возможность разнообразного переключения башен, как это делается при очистных коробках плоского типа.

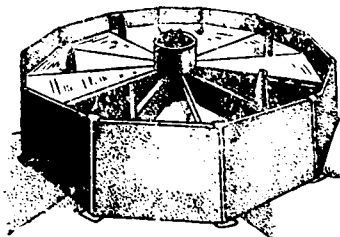


Рис. 97. Общий вид вставной коробки в башне газочистки.

Перезарядка башен свежей очистной массой производится при помощи подвижного крана, забирающего из башни коробки с насыщенной массой и передающего их в складочное помещение; после разгрузки башни тем же краном, из того же складочного



помещения, забираются другие коробки со свежей массой, которыми башня заполняется вновь. Работу производит один крановый машинист. Для опорожнения и наполнения коробок, а также для подготовки очистной массы всю установку обслуживают только четыре рабочих в сутки, так как и эта работа полностью механизирована. Общее представление о газоочистной установке в Хомборне дает фотография на рис. 98.

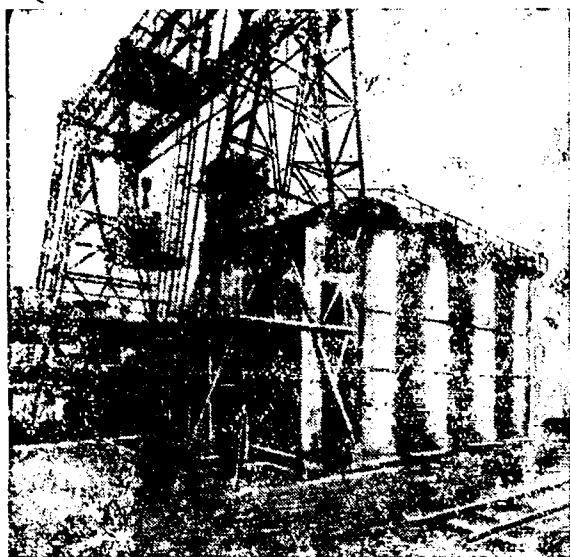


Рис. 98. Газоочистная установка башенного типа  
в Хомборне.

Ленц, описывающий рассматриваемое оформление процесса сухой газоочистки<sup>1</sup>, приводит сравнительную характеристику экономичности башенной установки и установки плоского типа с восемью слоями очистной массы. Производительность установок, на которую он ведёт расчеты, составляет 1 800 тыс. м<sup>3</sup> газа в сутки при содержании в нем сероводорода 5—6 г в 1 м<sup>3</sup>. Ценность отработанной массы не учитывается, так как таковая одинакова для обеих установок.

Как видно из данных Ленца, первоначальная стоимость установки башенного типа на 30 % меньше и приблизительно на столько же понижаются и эксплуатационные расходы. Кроме того, потребная площадь для очистных башен (1985 м<sup>2</sup> без складочных помещений для массы) значительно меньше площади, требующейся для очистных ящиков плоского типа.

На рис. 96 изображен поперечный разрез другой установки того же общества в Альсдорфе производительностью в 300 тыс. м<sup>3</sup> газа в сутки; она состоит из четырех башен тех же размеров.

<sup>1</sup> Lenze F., Die Turmreineranlagen der Thyssensche Gas- und Wasserwerke in Hamborn und Alsdorf, GWF 1931, 20. См. также GWF 1932, 27; 1937, 42.

Регенерация газоочистной массы на обеих установках производится, согласно Ленцу<sup>1</sup>, непрерывно в самих башнях под влиянием воздуха, вводимого в поток газа. По более новым данным Деларозье<sup>2</sup> на этих установках применен принцип отключенной регенерации (стр. 209). Оработанная масса заменяется свежей и используется, как обычно. Бесспорно, что рассмотренное конструктивное видоизменение болотнорудного способа является шагом вперед и в условиях крупных масштабов производства должно вытеснить плоскостратную систему.

### В. „Болотнорудный шариковый“ способ сухой газоочистки

Дальнейшим усовершенствованием болотнорудной газоочистки явилась система с применением того же гидрата окиси железа, но брикетированного в виде пористых мелких шариков. Метод разработан Раффлером и осуществлен германским обществом угольной техники. Задача данного метода — сочетать преимущества сухой очистки с достоинствами нижеописываемой мокрой газоочистки.

Согласно описаниям Тау<sup>3</sup> процесс заключается в следующем.

Обычная газоочистная масса подвергается особой (запатентованной и пока неизвестной) обработке и брикетировается в круглые шарики диаметром в 15—20 мм. Благодаря указанной предварительной обработке гидрата окиси железа шарики приобретают большую механическую прочность, способны выдержать вес вышележащих слоев и не разрушаются при засыпке их в газоочистители. Они весьма пористы, легко газопроницаемы, образуют большую реагирующую поверхность и высокоактивны.

Через снабженные запорным коническим клапаном воронки 3 (рис. 99) шарики доверху засыпаются в цилиндрические газоочистные башни 1 и 2, снабженные двумя, четырехходовыми кранами *g* и *h*. Подлежащий очистке газ, предварительно освобожденный от смолы, по газопроводу 5 через нижний четырехходовой кран *g* поступает в нижнюю часть одной из башен. Проходя в направлении снизу вверх через башню и реагируя с заполняющими башню газоочистительными шариками, газ очищается от сероводорода и очищенный выходит сверху через четырехходовой кран *h*, направляясь далее по газопроводу *i* по назначению.

Когда в потоке газа, выходящем из газоочистителя, обнаруживаются следы сероводорода, поворотом штанги, соединяющей оба

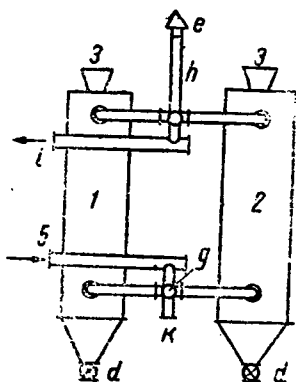


Рис. 99. Башенная установка с шариковым заполнением.

<sup>1</sup> GWF 1931, 20.

<sup>2</sup> Journ. des Usines à Gaz 1938, 14.

<sup>3</sup> GWF, 1934, 3.

(верхний и нижний) четырехходовых крана, башни переключаются. Вход газа в первую башню закрывается, вход во вторую — открывается, одновременно в первую башню открывается доступ воздуха, который, поступаая через воздухопровод *k* и четырехходовой кран *g*, проходит через башню и окисляет образовавшееся сернистое железо. Получается вновь гидроксид железа и выделяется свободная сера. Отработанный воздух удаляется сверху через четырехходовой кран *h* и вытяжную трубу *e*.

Таким образом, в то время как в одной из башен идет поглощение  $H_2S$ , во второй протекает регенерация массы. Переключения башен с газа на воздух и с воздуха на газ производятся периодически в зависимости от хода процесса, один раз в смену или в сутки.

Через несколько суток нижние слои шариков обогащаются значительным количеством свободной серы. Тогда через нижнее разгрузочное устройство *d* часть их из башни выгружается, а через верхнее загрузочное устройство *з* загружается соответствующее количество свежих шариков. Следовательно, масса периодически передвигается в направлении, обратном направлению протекающего газа. Это поступательное движение массы вниз регулируется с таким расчетом, чтобы нижние выгружаемые слои шариков содержали до 45—50% свободной серы.

Благодаря значительной пористости шариков и их легкой проницаемости для газа шарики реагируют не только своей поверхностью, но всей массой. Это доказывается тем, что если после абсорбции сероводорода разрезать шарик, то видно, как по всему его внутреннему строению равномерно распределяется черная окраска сернистого железа.

Шарообразная форма абсорбента приводит к равномерной загрузке очистителя и равномерному распределению газа по всему его поперечному сечению.

Скорость пропускания газа составляет около 100 мм в секунду. Сопротивление проходу газа  $\sim 80$  мм вод. ст.

Выгружаемые снизу отработанные шарики поступают на экстракцию, где получается свободная сера высокой чистоты. Прочность шариков при регенерации серы почти не уменьшается. Для поддержания постоянной высокой абсорбционной способности две трети шариков после регенерации возвращаются в цикл, а одна треть заменяется свежими.

Процесс экстракции шариков, благодаря их форме, а также порам, протекает значительно благоприятнее, чем при обычной мелкозернистой массе.

Основным оборудованием установки являются газоочистные башни. Для завода производительностью 100 000 м<sup>3</sup> газа в сутки требуются две башни диаметром около 4 м при высоте в 6 м<sup>1</sup>. Вся установка вместе с экстракционным отделением требует всего 20% от площади, потребной при сухих очистных ящиках обыкновенного плоского типа.

Таким образом, согласно вышеприведенным данным Тау, этот

<sup>1</sup> Для удаления 8 г  $H_2S$  из 1 м<sup>3</sup> газа. И. Г.

способ газоочистки компактен в установке, дешев в сооружении и экономичен в эксплуатации. Однако метод предварительной обработки гидрата окиси железа и метод формовки его, приводящие к получению шариков указанного качества, являются пока секретом фирмы.

### Г. Пример расчета сухой болотнорудной газоочистной установки

Выше мы уже говорили о том, что ввиду малой скорости реакций взаимодействия между газообразным сероводородом и неподвижной твердой гидроксидом железа скорость пропускания газа через «болотнорудные» газоочистители не должна превышать 6—8 мм/сек<sup>1</sup>. Нормальной же скоростью считается 5 мм/сек (всё — в расчете на общее сечение аппарата). Отсюда поверхность очистной массы в очистителе (или при применении плоских ящиков с одинарным потоком газа — площадь сечения ящиков) должна составить на каждые 100 м<sup>3</sup> суточной выработки:

$$q_n = \frac{100}{24 \cdot 3600 \cdot 0,005} = 0,23 \text{ м}^2/100 \text{ м}^3$$

или минимально:

$$q_m = \frac{100}{24 \cdot 3600 \cdot 0,008} = 0,14 \text{ м}^2/100 \text{ м}^3.$$

Таковыми параметрами Кунат предложил руководствоваться в случае очистной системы из четырех последовательно соединенных газоочистителей с тем, чтобы увеличить их до:

0,25—0,35 м<sup>2</sup>/100 м<sup>3</sup> газа в сутки (при трех очистителях в системе);

0,50—0,70 м<sup>2</sup>/100 м<sup>3</sup> газа в сутки (при двух очистителях в системе).

При этом общая глубина слоя руды в очистителях должна отвечать условной продолжительности контактирования газа с рудой в 4—6 мин.

Наряду с этими расчетными нормами известен целый ряд других норм, принятых в различных странах.

Так, например<sup>2</sup>, по «французскому правилу» газоочистители должны рассчитываться так, чтобы объем заключающейся в них окиси железа равнялся 1/20 от часового объема очищаемого газа.

Масе устанавливает необходимое время контактирования газом и рудой в 7 мин.; Вайет — в 15—20 мин.; Кунат ограничивается примерно 5 мин. Гю, Райт, Рейсер, Андерсон и многочисленные другие исследователи дают другие нормы.

Все они отличаются одна от другой и подчас значительно. Объяснение заключается в сугубо эмпирическом характере ука-

<sup>1</sup> Вообще говоря, возможно применение и значительно больших скоростей, но, для того чтобы при этом сохранить нужную продолжительность контактирования, необходимо соответственно увеличить высоту слоя очистной массы. Увеличение же скорости газа и высоты слоя выводят за экономические допустимые пределы гидравлическое сопротивление установок.

<sup>2</sup> Gas Journal. 1933, 3658, 992.

значных коэффициентов, имеющих абсолютное значение для какого-то данного газа, данной активности руды и прочих данных условий, при которых эти коэффициенты фиксировались.

Относительно наиболее полной и обобщающей являлась до последнего времени формула Стира<sup>1</sup>. Она связывает количество газа, содержание в нем сероводорода, потребную площадь сечения очистителя, толщину слоя очистной массы и число очистителей (ящиков), и в метрической системе единиц измерения имеет вид<sup>2</sup>:

$$W = \frac{3,281 (D + C) A}{0,00109 S} \quad \text{или} \quad A = \frac{0,00109 WS}{3,281 (D + C)},$$

где  $W$  — максимальное количество газа при температуре  $15,5^{\circ}$ , в  $\text{м}^3/\text{час}$ ,

$D$  — общая толщина слоев руды во всех последовательно соединенных очистителях, в  $\text{м}$ ,

$C$  — коэффициент, зависящий от количества последовательно соединенных очистителей и равный соответственно 4, 8 и 10 при системе из 2, 3 и 4 аппаратов,

$A$  — площадь поперечного сечения массы в каждом ящике, в  $\text{м}^2$ ,

$S$  — фактор, учитывающий исходную концентрацию сероводорода в газе.

Величины фактора  $S$  приведены в табл. 13.

Таблица 13

Значение фактора  $S$  при различных содержаниях сероводорода в газе

При содержании $\text{H}_2\text{S}$ в очищаемом газе в г на 100 $\text{м}^3$	Коэффициент $S$
$\geq 2287$	720
2060	700
1830	675
1600	640
1373	600
1143	560
917	525
686	500
$\leq 457$	480

Данная формула получила довольно широкое применение и даже считалась классической, хотя небезупречность ее очевидна. Действительно, согласно ей при тех же  $A$ ,  $S$  и  $C$  количество очищаемого газа  $W$  зависит от толщины слоев руды  $D$ , что, конечно, правильно. Но зависимость здесь выведена так, что при  $D=0$ , т. е. совершенно пустом газоочистителе, он с неизменным эффектом может как будто очищать какое-то количество газа  $W$ . Кроме того, эта формула не учитывает активности применяемой массы, сероемкости ее и т. д., которые у разных газоочистных масс различны.

Новейшей в настоящее время является формула Бебек — Протеуса<sup>3</sup>. Предложенная авторами в 1933 г. на основе большого и интересного теоретического и экспериментального материала, она сводит вопрос только к количеству реагирующего активного вещества, которое может быть разложено

<sup>1</sup> Gas Purification, 1937, 37.

<sup>2</sup> Справочник по газовому делу, ОНТИ, 1937.

<sup>3</sup> Gas Journal 1933, 3659, 51.

в газоочистителе так или иначе (в зависимости от рыхлости массы, имеющегося участка и т. д.), но должно быть равно:

$$R = \frac{428 V}{F \cdot W} \sqrt{S} \text{ м}^3, \quad 1,$$

где  $V$  — количество очищаемого газа в час в  $\text{м}^3$ ,

$F$  — содержание активной окиси железа в данной газоочистительной массе в %,

$W$  — объемный вес массы в  $\text{кг}/\text{м}^3$ ,

$S$  — концентрация сероводорода в газе в  $\text{г}/\text{м}^3$ .

По этой формуле рассчитываются в последнее время почти все мощные установки<sup>2</sup>.

Пользуясь формулой Бебек — Протеуса, а также указаниями, сделанными при изложении болотнорудного способа газоочистки, приведем примерный расчет очистной установки. Допустим, что количество подлежащего очистке газа 600 000  $\text{м}^3$  в сутки или 25 000  $\text{м}^3/\text{час}$ , а содержание  $\text{H}_2\text{S}$  в газе перед очисткой — 0,5% по объему или 7,5  $\text{г}/\text{м}^3$ , тогда:

### 1) Потребный объем газоочистительной массы

$$R = \frac{428 \cdot V}{F \cdot W} \sqrt{S} = \frac{428 \cdot 25000}{15 \cdot 900} \sqrt{7,5} \approx 2200 \text{ м}^3,$$

где  $F$  — процент активной окиси железа — принят равным 15 (для наилучшей массы типа «Люкс» он равен  $\sim 18$ ),

$W$  — вес одной объемной единицы материала — принят равным 900  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

### 2) Количество газоочистителей

Принимаем:

1) тип газоочистителя — башенный (как более совершенный в условиях больших производительностей);

2) высоту слоя очистной массы — 400 мм (в ориентировке на газ, не содержащий нафталина и хорошо обессмоленный);

3) число царг (коробок) с двумя слоями массы в каждой 14 (что ограничивает общую высоту аппарата  $\sim 15$  м);

4) диаметр царги 5,7 м (это дает полезную площадь массы в каждом слое  $\sim 25 \text{ м}^2$  и ограничивает внешний диаметр аппарата  $\sim 6,5$  м).

Тогда объем очистной массы в каждой башне будет:

$$14 \cdot 2 \cdot 25 \cdot 0,4 = 280 \text{ м}^3.$$

$$\text{Количество башен: } \frac{2200}{280} = 7,85 \sim 8.$$

Количество параллельных групп для обеспечения оптимальной

<sup>1</sup> В пересчете на метрические меры и в несколько преобразованном виде.  
<sup>2</sup> The Oil Weetby, 1938, 2, 89; Gas Journal 1938, 3896, 184; The Gas World 1938, 2826, 9.

<sup>3</sup> Taschenbuch für Gaswerke, Kokereten, Schwefelereien und Teerdestillation“, H. Winter, 1929; Gas Journal 1933, 3659, 51; Am. Gas Journal 1939, 6, 39.

(по эксплуатационным данным) скорости газового потока в 5 мм/сек (считая на полное сечение):

$$\frac{25\,000}{3600 \cdot 14 \cdot 2 \cdot 25 \cdot 0,005} = 2.$$

Количество последовательно соединенных башен в каждой группе:

$$\frac{8}{2} = 4,$$

что дает возможность достаточно полного использования очистной массы без перезарядок путем систематического переключения башен в каждой группе. Для этого при каждой группе устанавливается 8 четырехходовых гидравлических переключателей.

Условное время контактирования газа с рудой:

$$\frac{0,4 \cdot 4}{0,005 \cdot 60} = 5,3 \text{ мин.},$$

что отвечает ряду практических указаний.

В каждой башне имеется штуцер внизу — для ввода газа и сбоку — для вывода, а также ввод воздуха и пара (для непрерывной внутривыбашенной регенерации массы) и азота (для удаления продуктовой остатков газа перед открытием башен).

Установка царг производится краном через верхнюю отъемную крышку.

### 3) Загрузка реагентов

Общее количество подлежащей загрузке газоочистной массы при объемном весе ее 0,9 т/м³:

$$280 \cdot 8 \cdot 0,9 \approx 2000 \text{ т.}$$

Из них воды (при 40%-ной влажности массы):

$$2000 \cdot 0,4 = 800 \text{ т.}$$

Сухой массы:

$$2000 - 800 = 1200 \text{ т.}$$

В последней (при составе: руды — 95,5%, опилок — 4%, извести — 0,5% по весу):

Болотной руды . . . . .	1200	· 0,955	= 1146 т
Опилки . . . . .	1200	· 0,04	= 48 "
Извести . . . . .	1200	· 0,005	= 6 "

### 4) Расход реагентов

На основании практических данных прием содержания серы в отработанной массе равным 45%, считая на сухое вещество.

Количество серы, поглощенной в год:

$$25\,000 \cdot 24 \cdot 365 \cdot \frac{0,5 \cdot 32}{100 \cdot 22,4 \cdot 1000} = 1570 \text{ т/год.}$$

Годовой расход сухой очистной массы:

$$\frac{1570 \cdot 55}{45} = 1920 \text{ т/год} + \text{потери} = 2000 \text{ т/год}$$

или на 1000 м<sup>3</sup> газа:

$$\frac{2000 \cdot 1000 \cdot 1000}{25000 \cdot 24 \cdot 365} = 9 \text{ кг/1000 м}^3;$$

из них расходуется:

	<i>т/год</i>	<i>кг на 1000 м<sup>3</sup> газа</i>
Болотной руды (95,5%)	0,955 · 2000 = 1910	0,955 · 9 = 8,60
Опилок (4%) . . . . .	0,04 · 2000 = 80	0,04 · 9 = 0,36
Извести (0,5%) . . . . .	0,005 · 2000 = 10	0,005 · 9 = 0,04

Кроме того, на увлажнение массы расходуется воды (без учета влажности самой массы):

$$\frac{2000 \cdot 40}{60} = 1330 \text{ т/год}$$

или

$$\frac{9 \cdot 40}{60} = 6 \text{ л/1000 м}^3 \text{ газа}$$

и столько же по ориентировочному подсчету на гидравлические затворы.

### 5) Количество перезарядок

Объем очистной массы в каждой из 8 очистных башен — 280 м<sup>3</sup>, а вес:

$$280 \cdot 0,9 = 252 \text{ т}$$

или, считая на сухое вещество:

$$252 \cdot 0,6 \approx 150 \text{ т.}$$

При вычисленном расходе 1920 т/год сухой массы через каждую башню должно пройти:

$$\frac{1920}{8} = 240 \text{ т/год.}$$

Периодичность действия башни:

$$\frac{150 \cdot 365}{240} \approx 230 \text{ дней.}$$

Общее количество перезарядок за год:

$$\frac{365 \cdot 8}{230} \approx 13.$$

Каждая башня перегружается 1 раз в

$$\frac{230}{365} \approx 0,6 \text{ года.}$$



## б) Расход электроэнергии и пара

Электроэнергия расходуется: непрерывно — на транспорт газа и на действие воздуходувки, подающей в башни нужный для регенерации очистной массы воздух, и периодически — на дробление, размол и транспорт руды и других материалов.

Сопrotивление системы из четырех последовательно соединенных очистительных башен, с учетом всех местных сопротивлений газовой коммуникации, приблизительно равно 300 мм вод. ст. Тогда расход энергии на передвижение газового потока на участке газоочистного отделения при к. п. д. газодувки, равном 0,5, и удельном весе газа, равном, допустим,  $0,8 \text{ кг/м}^3$ , составит:

$$N = \frac{25\,000 \cdot 300 \cdot 0,8}{3600 \cdot 75 \cdot 0,5} = 44,4 \text{ л. с.} = 44,4 \cdot 0,736 \approx 33 \text{ kW.}$$

Для подачи воздуха в башни газоочистное отделение оборудуется воздуходувкой. Количество необходимого воздуха при содержании кислорода в очищаемом газе, допустим, 0,3% по объему, составит по формуле Оффе:

$$\left\{ (0,5) + \left( \frac{\text{объемн. \% H}_2\text{S в газе}}{2} \right) - (\text{объемн. \% O}_2 \text{ в газе}) \right\} \cdot \frac{100}{21} = \\ = \left( 0,5 + \frac{0,5}{2} - 0,3 \right) \cdot \frac{100}{21} \approx 2,1\% \text{ по отношению к газу или} \\ 25\,000 \cdot 0,021 \approx 550 \text{ м}^3/\text{час.}$$

По каталогам мощность мотора  $\sim 3 \text{ kW}$ .

Мощность, периодически затрачиваемая на дробление, размол и транспорт руды и материалов (включая потребляемую краном), отвечает по прикидочному подсчету  $0,2 \text{ kWh/1000 м}^3$  газа.

Отсюда общий расход электроэнергии на  $1000 \text{ м}^3$  газа:

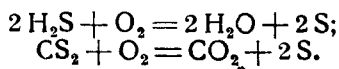
$$\frac{33 + 3}{25} + 0,2 = 1,6 \text{ kWh } 1000/\text{м}^3.$$

Расход пара, впускаемого в башни для регулирования влажности очистной массы и предотвращения пересыхания ее, составляет по опытным данным  $5\text{—}7 \text{ кг/1000 м}^3$  газа.

## Д. Способ извлечения серы из газа А-углем

Идею применения активного угля для очистки газа от сернистых соединений впервые выдвинул немецкий химик Люго еще в 1876 г. Промышленное же значение способ приобрел только в последние годы, когда фирма И. Г. Фарбениндустри разработала и применила его в крупном промышленном масштабе.

Процесс основан на каталитическом свойстве активных углей ускорять реакцию неполного окисления сероводорода, а также некоторых сероуглеродистых соединений кислородом воздуха:

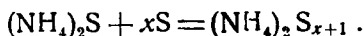


Эта реакция ускоряется при введении в газ в качестве дополнительного катализатора небольших количеств аммиака. В чем сущность действия подобной смеси катализаторов — газ ( $\text{NH}_3$ ) — твердое вещество (активный уголь) — вопрос, еще недостаточно исследованный. Но, как установлено, действие аммиака весьма благоприятно, и при наличии в очищаемом газе  $0,3\text{—}0,5 \text{ г/м}^3 \text{ NH}_3$  реакция протекает достаточно энергично, сероводород осаждается нацело и в значительной степени (приблизительно на 60%) — сероуглеродистые соединения.

Образовавшаяся элементарная сера, забивая поры угля, постепенно уменьшает его каталитическую активность, что ограничивает количество адсорбируемого вещества.

Сероемкость угля зависит от его природы. Обычно уголь до проскока сероводорода может задержать от 50 до 150% серы от собственного веса.

После насыщения, что практически обнаруживается по окрашиванию искусственной уксусносерной бумажки, поднесенной к току газа, прошедшего очистку, уголь подлежит регенерации. Операция эта заключается в извлечении накопившейся серы из пор угля и может быть осуществлена двояко: методом выплавки и методом экстракции. Практическое применение получил, главным образом, последний, причем из ряда возможных растворителей наиболее пригодным оказался сульфид аммония. Извлечение серы идет по реакции:



Образовавшийся полисульфидный раствор подвергается нагреванию. При этом полисульфиды распадаются на аммиак, сероводород и серу:



Пары воды, аммиак и сероводород охлаждаются в поверхностном холодильнике и вновь получается раствор сернистого аммония:



Сера же, в зависимости от температурных условий нагревания полисульфидов, либо плавится и вытесняется в соответствующие изложницы, либо выделяется в виде грубокристаллического осадка, подвергаемого в дальнейшем фильтрации и промывке.

Регенерированный уголь после извлечения отложившейся серы и обработки паром для удаления остатков растворителя снова включается в цикл газоочистки. Регенерированный из полисульфидов раствор сернистого аммония снова употребляется для регенерации угля<sup>1</sup>.

<sup>1</sup> Некоторая хлопотливость частых регенераций (обычно через каждые несколько дней), а также расходы, связанные с этим, привели к мысли осуществлять активноугольный процесс газоочистки таким образом, чтобы одновременно с окислением сероводорода происходило освобождение пор угля от образовавшейся серы. Для этого процесс проводится при такой температуре, при которой сера либо выносятся с газом в виде тумана (осаждаемого затем в электрофильтрах), либо плавится и непрерывно отводится в расплавленном состоянии. Как в том, так и в другом случае уголь работает без регенерации.

Данный способ разработан И. Г. Фарбениндустри. На установке, схема которой приведена на рис. 100, ежедневно очищается 5 млн. м<sup>3</sup> водяного газа для целей синтеза аммиака и при содержании 3—6 г H<sub>2</sub>S в 1 м<sup>3</sup> газа ежедневный выход серы составляет 15—20 т.

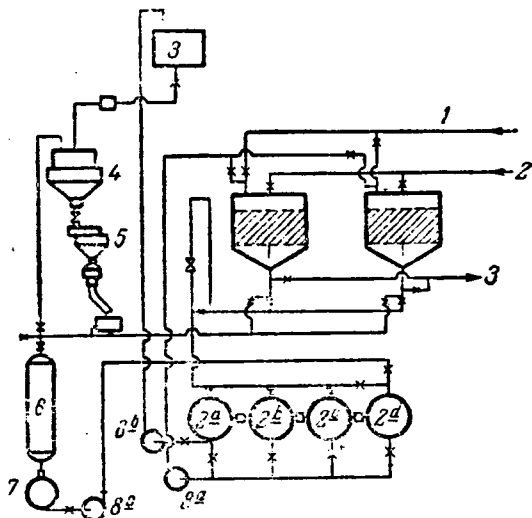


Рис. 100. Схема установки для извлечения серы из газа активированным углем.

Работа протекает следующим образом.

Подлежащий обезсериванию газ полностью освобождается от смолы, нафталина и прочих примесей, смешивается с необходимым количеством воздуха<sup>1</sup> и аммиака<sup>2</sup>, подогревается до 35—40° и параллельными потоками, в направлении сверху вниз, пропускается через ряд угольных фильтров 1. Очищенный газ отводится по назначению.

Когда в потске газа, отходящем из какого-нибудь фильтра,

весьма долгое время, но после этого требует уже специальной термической обработки. Несмотря на известную заманчивость такого варианта, практического приложения он не получил, а интерес может вызвать только при очистке весьма многосернистых газов, позволяющих использовать теплоту реакции. Надо заметить, что работа при высоких температурах влечет за собой некоторую опасность раскалывания угля, а также возможность частичного окисления серы до SO<sub>2</sub>. Впрочем, исследования Безуглова и Куцакова (УХИН) по получению серы из диссоциаторных газов, содержащих до 25—30% H<sub>2</sub>S, показали пригодность такого непрерывного процесса (см. Кокс и Химия, 1932, 7).

<sup>1</sup> По данным Энгельгардта 3—4% от количества газа.

<sup>2</sup> 0,3—0,5 г/м<sup>3</sup> газа.

<sup>3</sup> Для удаления из реакционной зоны влаги, образующейся в результате окисления сероводорода и значительно снижающей каталитическую активность и сорбционную способность активного угля. При очистке газов, содержащих более ½% H<sub>2</sub>S, подогрев не нужен — достаточно теплоты самой реакции.

обнаруживаются следы сероводорода, переключением задвижек пускают его на другой фильтр со свежим углем, а фильтр с отработанным углем отключают от системы. Уголь регенерируют четырехкратной противоточной экстракцией. Для этого из сборника 2<sup>а</sup> помощью насоса 8<sup>а</sup> в фильтр с потерявшим первоначальную активность углем подается 12—15%-ный раствор сульфида аммония до тех пор, пока уголь не покроется полностью раствором.

В течение некоторого времени (от 30 до 60 мин.) находящаяся в порах угля сера растворяется, и образовавшийся полисульфидный раствор спускается обратно в сборник 2<sup>а</sup>. Эффект экстракции усиливается некоторой циркуляцией раствора.

Ту же операцию проводят затем последовательно с раствором, находящимся в сборниках 2<sup>б</sup>, 2<sup>с</sup> и 2<sup>д</sup>. Раствор из последнего сборника попадает на уголь, почти не содержащий уже серы, и после спуска этого раствора (обратно в сборник 2<sup>д</sup>) в порах угля остаются только остатки раствора. От последних уголь освобождается путем продувки фильтра паром при температуре около 100°. Регенерация угля этим заканчивается, и фильтр вновь включается в очистительную систему. Вся операция длится в общей сложности 10—12 час.

Отходящий из фильтра при паровой продувке его водяной пар, смешанный с  $\text{NH}_3$  и  $\text{H}_2\text{S}$ , образующимися расщеплением оставшегося в порах угля полисульфида, конденсируется в конденсаторе 6. Конденсат, представляющий собой чистый раствор сульфида аммония, переводится в сборник 2<sup>д</sup>.

При последующих процессах регенерации полисульфидный раствор в сборнике 2<sup>а</sup> постепенно обогащается серой. При содержании ее в 200—300 г в литре раствора последний поступает на регенерацию. Для этого насосом 8<sup>б</sup> он перекачивается в сборник концентрированного раствора 3, откуда стекает в кипятильник 4, в котором подогревается глухим паром до температуры 90—95°. Полисульфиды расщепляются; образующиеся газы  $\text{NH}_3$  и  $\text{H}_2\text{S}$  вместе с водяным паром проходят через конденсатор 6 и в виде чистого сульфидного раствора стекают в сборник 7. Сера собирается в нижней части кипятильника. По отжатии ее на centrifуге 5 получается мелкозернистый продукт с влажностью 1—3%.

Вытекающий из centrifуги 5 маточный раствор охлаждается и используется в качестве абсорбента в конденсаторе 6 для орошения выходящей из кипятильника смеси  $\text{H}_2\text{S} + \text{NH}_3 + \text{H}_2\text{O}$ .

На рис. 101 приведена схема процесса получения кусковой серы.

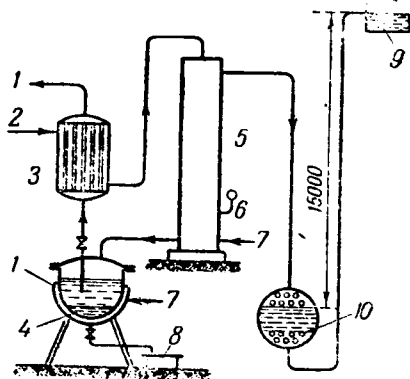


Рис. 101. Получение кусковой серы из газа по способу И. Г.

Насыщенный раствор полисульфидов с содержанием серы в 200—300 г в литре раствора, несколько подогретый в теплообменнике 3, подводится сверху в перегонную колонну 5, работающую под давлением 1,5—2,0 ат. Снизу подводится пар с температурой приблизительно 120°. Сера плавится и по мере накопления ее на дне аппарата выпускается в расплавленном виде в промежуточный сборник 4, а из него в особые изложницы 8, где застывает и разбивается.

Частично сконденсировавшийся в колонне пар попадает в тот же промежуточный сборник 4 и используется для предварительного подогрева полисульфидного раствора, идущего в перегонную колонну.

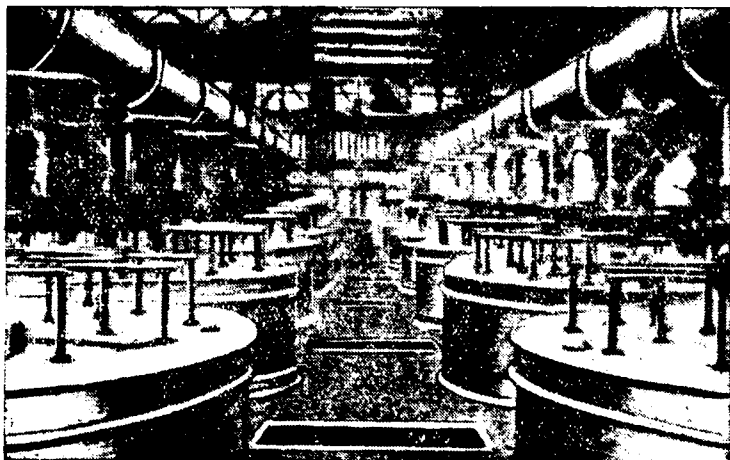


Рис. 102. Отделение угольных абсорберов.

Отходящая из колонны газообразная смесь  $H_2S + NH_3 + H_2O$  переводится в конденсатор 10, из которого в виде чистого сульфидного раствора поступает в приемник 9. Благодаря тому, что последний расположен высоко, в системе получается избыточное давление в 1,5—2,0 ат.

На рис. 102 дана фотография абсорбционного зала на заводе в Леуна с 40-угольными фильтрами емкостью по 5 м<sup>3</sup> угля в каждом. Занимаемая площадь (без отделения для регенерации) 40 × 80 м<sup>2</sup>.

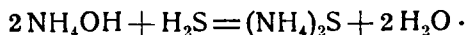
Основные показатели процесса таковы:

Степень очистки газа от сероводорода . . . . .	100%
То же от прочих сернистых соединений . . . . .	~60%
Выход элементарной серы . . . . .	~95%
Чистота ее . . . . .	99—99,9%
Средняя сероёмкость угля по отношению к собственному весу . . . . .	~100%
Возможное количество регенераций . . . . .	~100
Высота слоя угля в угольном фильтре . . . . .	0,8—1,25 м
Скорость прохождения газа, считая на полное сечение . . . . .	~80 м/сек

Нормальная потеря давления . . . . .	~50—60 мм Н <sub>2</sub> O
Концентрация раствора сульфида аммония . . . . .	~15%
Расход активного угля на 1 т серы . . . . .	~10 кг
Расход пара на 1 т серы . . . . .	5—6 т

Активированный уголь готовится различными способами: обработкой дерева, каменноугольного кокса, торфа и пр. при температуре порядка 1000°, иногда с пропуском водяных паров и с прибавлением хлористого алюминия, хлористого железа, хлористого цинка и других обезвоживающих веществ. В процессе газоочистки он служит одновременно и катализатором для окисления сероводорода и адсорбентом для получающейся серы.

Раствор сульфида аммония, применяемый для регенерации насыщенного серой угля и частично расходуемый в процессе производства, готовится либо из продажного технического сернистого аммония, либо из сернистого натрия и сернистого аммония (с использованием реакции обменного разложения), либо путем полного насыщения сероводородом концентрированной аммиачной воды:



Стоимость процесса обессеривания газа окислением на активном угле зависит от мощности установки. По данным Энгельгардта<sup>1</sup>, экономически выгодный при больших масштабах производства способ неэкономичен на установках с производительностью ниже 200 тыс. м<sup>3</sup> газа в сутки.

Переходя к общей оценке способа, необходимо прежде всего указать, что непременным условием процесса является отсутствие в очищаемом газе смолистых и смолообразующих примесей. В противном случае смола забивает поры угля и быстро дезактивирует его, причем восстановление его становится уже сложным. Необходимость полного обессмоливания газа — один из существенных недостатков рассматриваемого процесса.

Другим недостатком является сравнительно высокая стоимость активированного угля и третьим — то, что сама установка угольных фильтров несколько громоздка.

Однако эти недостатки в значительной степени смягчаются тем, что:

1. Полное осаждение смол из газов — операция большей частью необходимая на газовых заводах, на заводах синтетических продуктов и др.

2. Удельная составляющая стоимости угля в общей стоимости процесса относительно невелика благодаря большой сероемкости активированного угля и возможности многократной его регенерации.

3. Возможность применения скоростей, более чем в 10 раз превышающих скорости, допускаемые обычной сухой «болотнорудной» газоочисткой показывает, что громоздкость установки, потребность в площади и трудоемкость способа в данном случае далеки от таковых при «болотнорудной» газоочистке.

<sup>1</sup> GWF 1928, 13.

В то же время «активноугольный» способ:

1) дает полную очистку газа от сероводорода (т. е. эффект не меньший, чем болотнорудный способ);

2) приводит к значительной степени очистки газа от сероуглеродистых соединений;

3) выделяет поглощенную из газа серу в виде высококачественного, почти 100%-ного продукта.

Эти обстоятельства и определяют собой интерес, вызываемый данным процессом.

### 3. Мокрая очистка газа

Зарождение мокрой газоочистки относится к началу текущего столетия, когда Вельтон и Дэвис предложили метод промывки газа раствором соды. С 1913 г., после предложения голландца Пти, давшего дешевый и простой способ регенерации отработанного раствора, начинается история промышленного применения мокрого способа очистки газа.

Уже первые опыты по мокрой газоочистке сразу показали, что в противоположность старому сухому способу, мокрый — весьма компактен, легко осуществим, прост и дешев в эксплуатации, почти не требует обслуживающего персонала, совершенно исключает тяжелый труд по перезарядке очистителей, заменяет периодичность действия — непрерывностью процесса. Однако при этом методе сера, поглощенная из газа, выдувается в виде сероводорода в атмосферу, что кроме потери ценного продукта (серы) создает еще антигигиенические условия в прилетающей местности.

Следующим этапом в мокрой газоочистке явились способы, приводящие к попутному получению элементарной серы, хотя в известной степени и загрязненной различными примесями, но зато высокодисперсной, что весьма существенно для ряда потребителей. Дальнейший шаг вперед привел к методам газоочистки с попутным получением из газа высококачественной чистой серы. При этом вышеуказанные преимущества мокрого процесса остались в основном в том же положении.

Почти одновременно с работами Вельтона и Дэвиса начались работы Фельда и Буркгейзера, имевшие целью сочетание очистки газа от сероводорода с извлечением аммиака и получением в непрерывном круговом процессе товарного сульфата аммония непосредственно из газа. Привлекательность этой идеи вызвала большое количество последователей и породила много практических предложений.

В настоящее время количество способов, предложенных по мокрой газоочистке, весьма велико, однако многие не пошли дальше патентных заявок, некоторые устарели и потеряли интерес, часть же еще только разрабатывается в отдельных лабораториях и лишь весьма слабо освещена в мировой литературе.

Ниже описываются те способы мокрой газоочистки, которые или нашли промышленное распространение, или же имеют те или иные виды на будущее, или, наконец, интересны по своему техническому замыслу.

Излагать их мы будем в порядке, указанном при общей классификации процессов обессеривания газа, т. е. с подразделением на способы:

- 1) не утилизирующие поглощенную серу;
- 2) утилизирующие ее в элементарном состоянии;
- 3) то же — в полезно связанном.

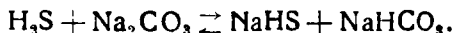
### **А. Мокрая очистка газа без регенерации серы „Сиборд-процесс“**

Данный процесс является наиболее простым техническим методом обессеривания газа и в известном смысле может считаться родоначальником целого ряда позднее появившихся способов мокрой газоочистки.

Первая полупромышленная установка с суточной производительностью в 20 тыс. м<sup>3</sup> газа, осуществленная в 1921 г. Копперсом при коксовом заводе Seaboard By-Product Coke Co. в г. Джерсей (США), настолько успешно разрешила задачу дешевой очистки газа от главных количеств сероводорода, что к 1924 г. был пущен в эксплуатацию уже целый ряд мощных установок, из которых некоторые достигали масштаба 1 млн. м<sup>3</sup> газа в сутки. К 1930 г. в Америке «Сиборд-процесс» применяли около 50 крупных заводов, очищающих коксовый, водяной, генераторный и другие промышленные газы.

Установка «Сиборд» чрезвычайно проста. Она состоит из двух одинаковой конструкции скрубберов — одного для абсорбции сероводорода и второго — для регенерации отработанного раствора, одного небольшого давления вентилятора для продувки воздухом отработанной жидкости, двух насосов для циркуляции раствора и двух сборников (рис. 103). Впоследствии установка получила еще более упрощенный вид: стали соединять оба скруббера в один, другими словами, располагать один из них — регенератор — на другом — абсорбере, или наоборот. В этом случае оживленный в регенераторе раствор самотеком стекает в ниженаходящийся абсорбер, либо отработанный раствор — в ниженаходящийся регенератор, и вся установка представляет одну башню, один насос и одну воздуходувку (рис. 104). Конечно, как потребная площадь, так и первоначальные капиталовложения, требуемые способом «Сиборд», не могут быть сравниваемы не только с громоздкой и дорогой системой сухих очистных ящиков, но и с установками, работающими по различным другим сухим и мокрым методам.

Технологический ход процесса тоже чрезвычайно прост. В нижнюю часть обычного скруббера, заполненного деревянной хвордовой насадкой, насадкой из кокса, кольцами Рашига и т. д., поступает газ, содержащий сероводород. Направляясь вверх, он промывается струящимся вниз щелочным раствором. Протекает реакция поглощения H<sub>2</sub>S с переводом карбоната в бикарбонат и сульфидрат:





Наряду с этой основной реакцией протекает также и реакция взаимодействия между содой и цианистым водородом, а также, в небольшой степени, с углекислотой:

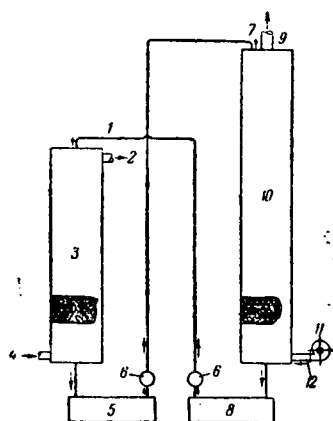
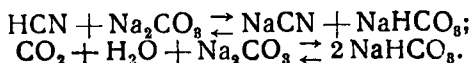


Рис. 103. Схема установки газоочистки по содовому способу.

- 1—подвод промывающего раствора,
- 2—отвод очищенного газа,
- 3—скруббер-промыватель,
- 4—газ на очистку,
- 5—сборник отработанной жидкости,
- 6—насосы,
- 7—отработанный жидкость на регенерацию,
- 8—сборник регенерированного раствора,
- 9—выхлоп отработанного воздуха,
- 10—скруббер-оживитель,
- 11—воздуходувка.

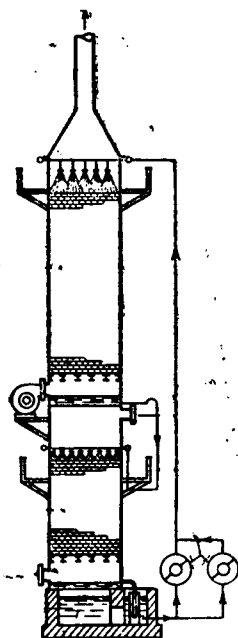
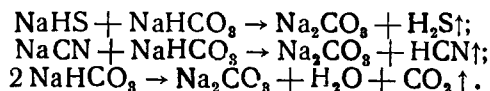


Рис. 104. Совмещение скруббера и регенератора в одной башне.

Очищенный газ удаляется сверху, отработанная жидкость вытекает снизу. Последняя направляется в регенератор — аппарат, аналогичный абсорберу. Жидкость подается сверху и, стекая по насадке вниз, омывается током воздуха, идущим снизу вверх. Вышеуказанные обратимые реакции начинают протекать в обратном направлении: вновь получается сода, а сероводород, некоторое количество цианистой кислоты и углекислоты вместе с продувочным воздухом удаляются в атмосферу:



Как видно из приведенных реакций, воздух при регенерации химически не взаимодействует с раствором, его роль чисто физическая. Он выводит из равновесной системы выделяющиеся газы и нарушает тем самым равновесие, которое стремится восстано-

виться за счет дальнейшего протекания реакции в направлении, нужном для процесса.

Степень очистки газа от сероводорода составляет 70—90%, а остаток  $\text{H}_2\text{S}$  в очищенном газе колеблется обычно в пределах 0,5—1 г/м<sup>3</sup>. Циан извлекается почти нацело, углекислота же — только в незначительной степени.

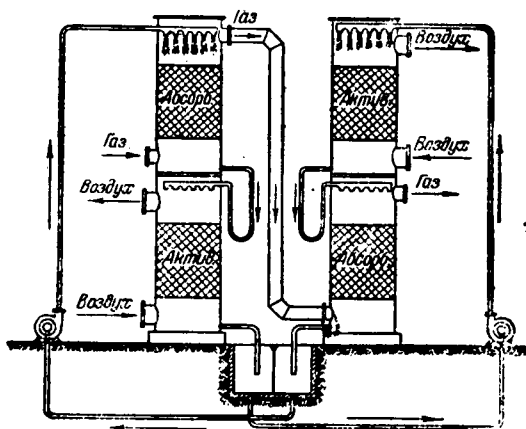
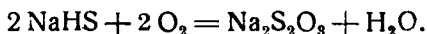


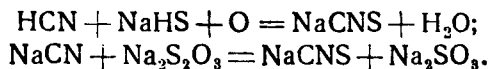
Рис. 105. Последовательный ход газа и погло-  
тительного раствора.

С целью повышения эффекта обессеривания газа иногда применяется последовательное пропускание его через 2 скруббера. Такой случай представлен на рис. 105 и 106. В этом оформлении степень очистки совершеннее и достигает 95% извлечения  $\text{H}_2\text{S}$ , но значительно (и непропорционально достигаемому эффекту) возрастают капитальные и эксплуатационные затраты.

Теоретически сода в процессе не расходуется, практически же потери имеются. Они обусловлены, главным образом, побочной реакцией образования гипосульфита:



Кроме того, при наличии в очищаемом газе циана сода тратится и на образование цианистого натрия. Постепенно в циркулирующей жидкости накапливаются и роданистые соединения за счет реакций:



Все это приводит к связыванию некоторого количества соды в неактивные соединения и вызывает безвозвратную потерю этого реагента. Однако в этом есть и положительная сторона, поскольку газ освобождается от нежелательного компонента — циана.

Указанные побочные реакции постепенно уменьшают концентрацию  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  в растворе и вызывают необходимость периодических добавок в систему новых количеств ее.

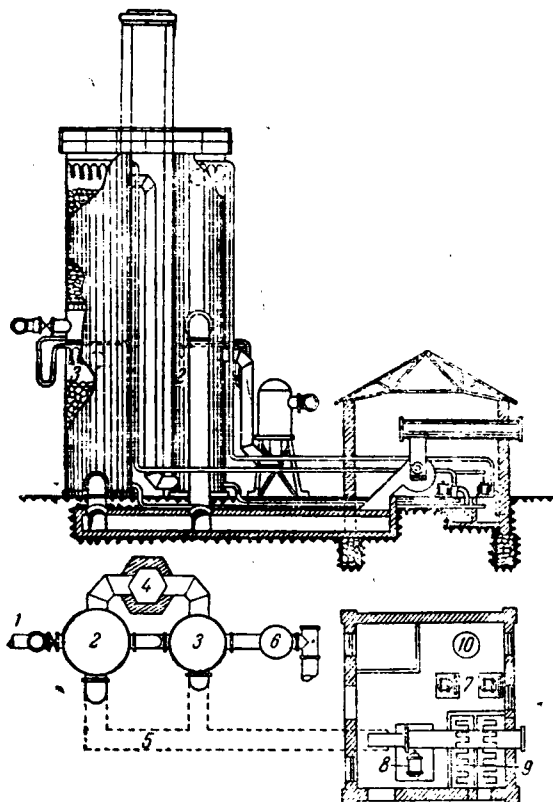


Рис. 106. Установка содовой газоочистки с последовательным соединением скрубберов и регенераторов:

1—газопровод, 2—абсорберы, 3—активаторы, 4—выхлопная труба, 5—воздухопровод, 6—отвод очищенного газа, 7—насосы, 8—вентилятор, 9—содовые ямы, 10—бак для приготовления содового раствора.

Концентрация поглотительного раствора играет существенную роль в данном процессе. Чем концентрированнее раствор, тем энергичнее протекает очистка газа, но, с другой стороны, чем выше щелочность раствора, тем труднее он поддается регенерации, тем сильнее развиваются побочные реакции, тем больше потери. Оптимумом для данного способа считается 1—3%-ный раствор  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ .

В табл. 14 приводятся сообщаемые Спиром данные о работе одной из американских установок по способу «Сиборд». Из них видны эффект очистки, а также некоторые технико-экономические показатели процесса.

Характеристика работы по методу «Сиборд»<sup>1</sup>

Наименование показателя	Величина	Примечание
Суточное количество газа . . . . .	460 000 м <sup>3</sup>	—
Содержание H <sub>2</sub> S в сыром газе . . . .	6,5 г/м <sup>3</sup>	—
Содержание H <sub>2</sub> S в очищенном газе	0,5 г/м <sup>3</sup>	92,3% очистки
Интенсивность орошения . . . . .	155 м <sup>3</sup> /час	8 л на 1 м <sup>3</sup> газа
Расход кальцинированной соды . .	0,0013 кг/м <sup>3</sup>	0,2 кг/кг выдел. H <sub>2</sub> S
Щелочность раствора . . . . .	3% Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	—
Количество воздуха на регенерацию отработанной жидкости . . . . .	48 000 м <sup>3</sup> /час	250% от количества газа или 300 м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup> жидкости

По подсчетам Яшунской<sup>2</sup> стоимость содовой очистки газа в наших условиях и по нашим ценам (на соду, электроэнергию и пр.) выражается в среднем в 0,9 руб. за 1000 м<sup>3</sup>.

Как видно, способ «Сиборд» сравнительно дешев. Он остается по этим данным достаточно экономически благоприятным и в том случае, если с целью извлечения остатков сероводорода поставить позади мокрой — сухую очистку, гарантирующую полноту обессеривания газа.

Таким образом, способ «Сиборд» обладает рядом достоинств. Он требует относительно малую площадь, сравнительно небольших капитальных и эксплуатационных затрат, весьма технически прост, почти не нуждается в обслуживающем персонале.

Однако «Сиборд-процесс» обладает и рядом существенных недостатков, не позволяющих причислить его к числу наилучших; главные из них заключаются в следующем.

Во-первых, он характеризуется пониженным эффектом газоочистки, практически не превышающим 90%. Это недостаточно для целого ряда использований газа, и в случае более высоких требований, предъявляемых к газу, необходимо сочетание его с сухим болотнорудным способом. Последнее же приводит к общей громоздкости установки, увеличивает размер капитало- и металло-вложений.

Во-вторых, выхлоп в атмосферу поглощенного из газа сероводорода (хоть и весьма разбавленного воздухом<sup>3</sup>) вредно действу-

<sup>1</sup> Gas Journal 1926, 262.

<sup>2</sup> ЖХГ 1935, 5.

<sup>3</sup> В отходящей из регенератора воздушной смеси содержание H<sub>2</sub>S составляет 2 г/м<sup>3</sup>, или ~0,15% по объему.

ет на металлические части строений, губит растительность, причиняет вред здоровью людей и животных. Для уменьшения этого недостатка (и то только до известной степени) приходится отводить отработанный воздух через трубы высотой до 80—85 м. Это вызывает известное удорожание строительства. Чтобы избежать и этого, некоторые установки «Сиборд» отводят воздух под топку котлов. Однако это не является решением вопроса, так как по существу лишь переводит сероводород в сернистый газ, не столь ощутимый по запаху, но столь же вредный для растительности и здоровья.

В-третьих, извлеченная в данном процессе из газа сера совершенно пропадает.

### ***Б. Способы мокрой очистки газа с регенерацией серы в элементарном состоянии***

Из числа способов мокрой газоочистки, приводящих к попутному получению из газа элементарной серы, наиболее известны железо-содовый и железо-аммиачный, мышьяково-содовый и мышьяково-аммиачный, никелевый, поташный, этаноламинный, фенолятный и электролитический. По характеру технологического процесса и степени достигаемой очистки их удобно разбить на две группы, относя к первой — первые 5, а ко второй — остальные из перечисленных способов.

#### **а) Общая технологическая схема «Феррокс-», «Тайлокс-» и «Никель-процессов»**

Эти способы — железо-содовый и железо-аммиачный (иначе называемые содовым или аммиачным «Феррокс-процессом»), мышьяково-содовый и мышьяково-аммиачный (иначе содовый или аммиачный «Тайлокс-процессы») и никелевый с точки зрения хода технологического процесса совершенно идентичны, и одна и та же установка почти без всяких переделок может быть применена для работы по любому из них. Отличием является лишь характер поглотительного раствора. Но это отличие весьма существенно и благодаря ему рассматриваемые способы характеризуются различным расходом реагентов, различным качеством и выходом серы, разной экономикой производства и т. д.

При этом достигаемая степень извлечения сероводорода примерно одинакова. Она колеблется в пределах от 80 до 99% в зависимости от величины создаваемой поверхности контакта реагирующих фаз, интенсивности орошения и первоначальной сернистости газа.

Очистка газа по рассмотренным способам, так же как и по «Сиборд-процессу», протекает в обычных, с деревянной хордовой насадкой, скрубберах, куда снизу подается газ, а сверху в противотоке — поглотительный раствор.

В результате тех или иных (в зависимости от того, по какому способу работает установка) химических реакций происходит поглощение раствором сероводорода из газа. Очищенный газ отво-

условные обозначения:

- серная кислота
- вакуум
- x-x- сжатый воздух
- серная пена
- поглотит. растворов

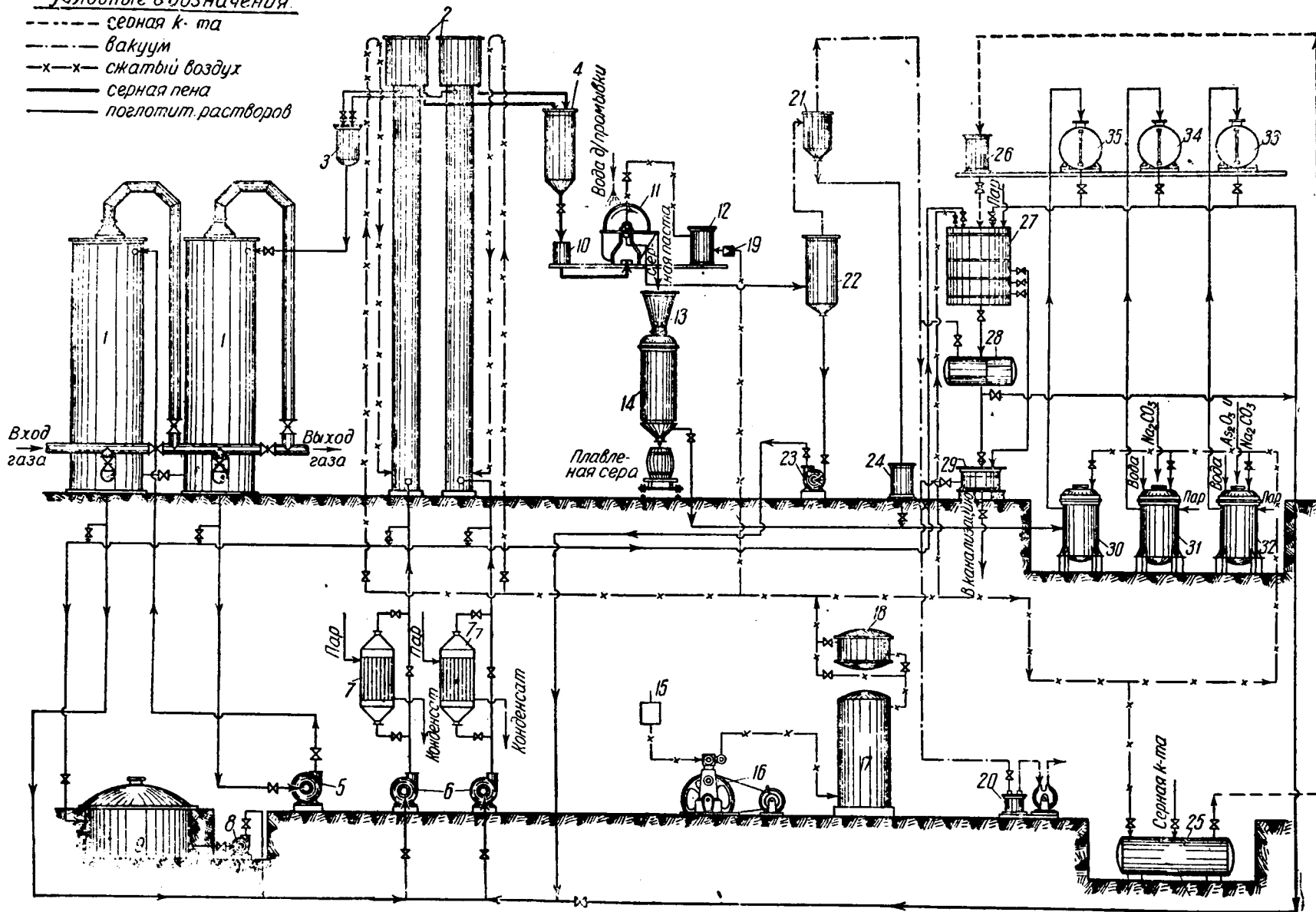


Рис. 107. Схема установки мокрой газоочистки с регенерацией серы в элементарном состоянии:

1—скруббер, 2—регенератор, 3—напорный бак, 4—пеносборник, 5—насос на скруббер, 6—насос на регенератор, 7—подогреватель, 8—насос от аварийного резервуара, 9—аварийный резервуар, 10—регулятор уровня, 11—вакуум-фильтр, 12—сборник редукции ванного воздуха, 13—бункер для серной пасты, 14—автоклав, 15—фильтр для воздуха, 16—компрессор, 17—воздухосборник, 18—маслоотделитель, 19—редуктор, 20—вакуумнасос, 21—канализовите в, 22—вакуум-сборник, 23—насос для фильтрата, 24—гидр влчический затвор, 25—монтежу для серной кислоты, 26—мерник серной кислоты, 27—нейтрализатор, 28—пром житошный сборник, 29—ко трольный фильтр, 30—сборник расгнора из автоклава, 31—растворитель для соды, 32—растворитель для мышьяка, 33—мерник для раствора в ьшьяка, 34—мерник для раствора ссды, 35—мерник для раствора из автоклавца.



дится из верхнего штуцера скруббера, из нижнего вытекает отработанный раствор. Последний забирается центробежным насосом и непрерывно нагнетается в нижнюю часть регенератора (высокую цилиндрическую башню), куда снизу же непрерывно подается сжатый воздух. Происходит регенерация раствора, восстанавливается исходный абсорбент и выделяется в виде пены в элементарном состоянии сера, поглощенная в скрубберах при промывке газа. Пена всплывает поверх раствора и затем от него отделяется. Регенерированный раствор поступает в новый цикл круговорота, а сера в виде плотной суспензии направляется для отжимки на фильтр-аппарат.

На рис. 107 изображена схема установки мокрой газоочистки с регенерацией серы в свободном состоянии. Она дополняет описанное выше, и если требует каких-либо дополнительных пояснений, то прежде всего в отношении регенератора: среди прочего стандартного и всем знакомого оборудования он является единственным более или менее оригинальным аппаратом.

Конструкций регенераторов имеется несколько; мы укажем на две, разработанные в СССР, УХИНа<sup>1</sup> (рис. 108) и треста Газоочистка (рис. 109). Последняя представляет собой упрощение первой, хронологически ранее появившейся.

Снаружи регенератор — высокая железная цилиндрическая башня, куда снизу параллельными потоками подаются отработанная жидкость, вытекающая из скрубберов, и сжатый воздух, компримированный до степени, достаточной для преодоления веса всего столба жидкости, заполняющей аппарат. Внутри — приспособления для создания лучшего контакта между реагирующими фазами. Эту функцию выполняют так называемые «ситы». Каждое из них представляет собой прочно связанную систему из двух железных (иногда пролуженых) штампованных решеток с промежуточным слоем спиральных железных стружек общей толщиной порядка 100 мм. Они делят крупные пузыри воздуха на мелкие пузырьки и приводят к образованию соответственно большей поверхности соприкосновения. Наличие ряда сит обусловлено стремлением мелких пузырьков воздуха вновь соединиться после некоторой длины пути в более крупные, используемые не так эффективно. Расстояние между ситами 1,5—2,5 м. Последнее (верхнее) сито находится на высоте, отвечающей приблизительно  $\frac{2}{3}$  высоты регенератора, выше протекает уже не столько активация раствора, сколько флотация и сепарация выделившейся серы<sup>2</sup>.

Регулирование высоты слоя серной пены осуществляется либо вентилем на сточном трубопроводе регенерированного раствора (конструкция треста Газоочистка), либо особым сепаратором, находящимся в верхней части регенератора (конструкция УХИНа).

Подогрев жидкости, поступающей на регенерацию, до оптимальной температуры 35—40° производится либо в выносном ресифере (конструкция треста Газоочистка), либо помещенным в

<sup>1</sup> Харьковского углекислотного института (см. Кокс и химия 1933, 1).

<sup>2</sup> Практика последнего времени показала, что регенератор хорошо справляется со своими функциями и без наличия в нем «сит».



нижней части регенератора паровым змеевиком (по конструкции УХИНа).

Диаметр промышленных регенераторов 1,5—2 м, высота 30—35 м. Размеры определяются производительностью установки и

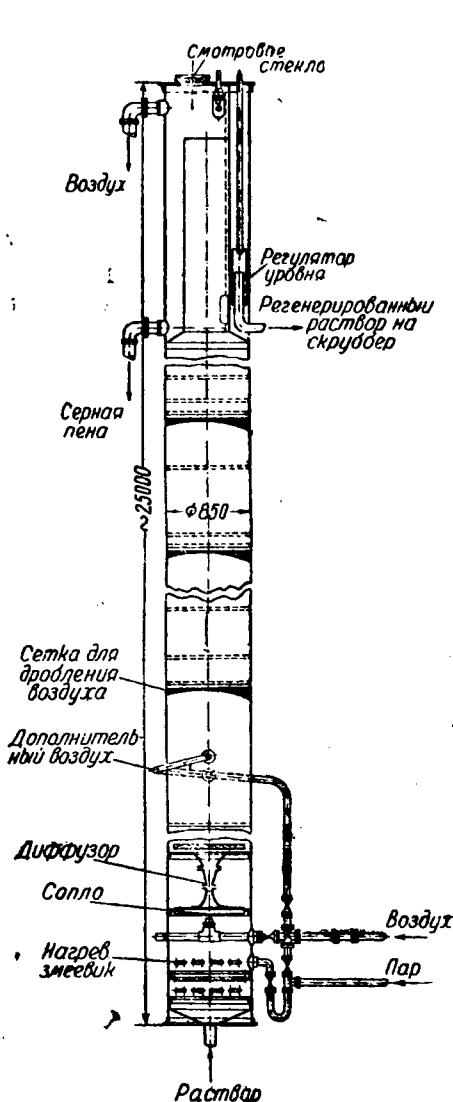


Рис. 108. Регенератор УХИНа.

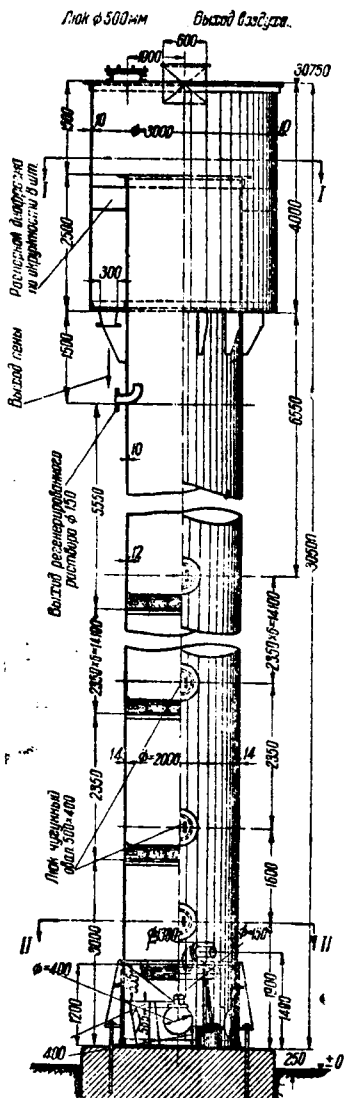


Рис. 109. Регенератор конструкции треста «Газочистка».

сернистостью газа. Этим же определяется и количество регенераторов. При наличии нескольких регенераторов соединение их (как по газу, так и по жидкости) всегда параллельное. Вытекающий

регенерированный раствор самотеком поступает в скруббер, а при наличии нескольких скрубберов — либо в последний по ходу газа, либо параллельно во все.

Потребный объем регенераторов рассчитывается на 35—40-минутный контакт воздуха с жидкостью с учетом заполнения регенератора воздухом в количестве, равном 10—20% от объема жидкости.

Расход воздуха на регенерацию 6—7 м<sup>3</sup> на 1 кг поглощенной серы. Из этого параметра рассчитывается производительность компрессоров.

Конструкция сероводородных скрубберов совершенно аналогична конструкции аммиачных, бензолных, охладительных и др. В зависимости от производительности установки диаметр их колеблется в пределах 3—6 м, высота от 20 до 30 м. Соединение по газу при наличии двух скрубберов обычно последовательное; при большем количестве бывает параллельное соединение самостоятельных блоков. Орошение скрубберов каждого блока или последовательное (противоточное) с целью лучшего использования поглотительного раствора или параллельное. К последнему прибегают, во-первых, в том случае, когда очищаемый газ содержит большое количество сероводорода и требует соответственно большого количества поглотительного раствора, затопляющего скрубберы при последовательном орошении их. Во-вторых, параллельное орошение применяется часто с целью создания самотека жидкости из регенераторов на скрубберы.

На рис. 110—чертеж скруббера.

Расчет скрубберов производится, исходя из параметра 3—5 м<sup>2</sup> поверхности насадки на 100 м<sup>3</sup> газа в сутки или же по специальной формуле.

Скорость течения газа — порядка 1 м/сек, считая на свободное сечение. Из последнего определяется диаметр скруббера, но только отчасти, так как он должен удовлетворять еще следующему весьма существенному условию: скорость стекания жидкости должна быть не менее 3—4 л/мин на 1 пог. м ребра насадки ряда.

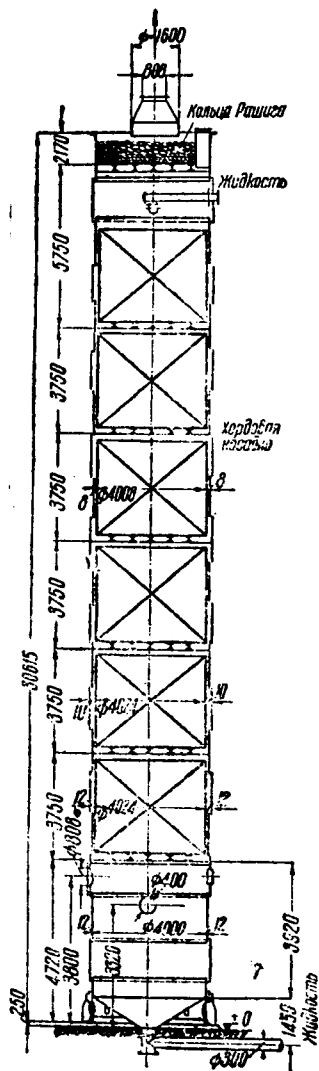


Рис. 110. Хордовый скруббер на производительность 25—30 тыс. м<sup>3</sup> газа в час.

Общее же количество жидкости, подаваемой в скруббера, 100—150% от теоретически необходимого или для средних условий 7—10 л/м<sup>3</sup> газа.

Непрерывно действующий вакуум-фильтр является наиболее совершенным, но не единственным аппаратом для фильтрации серной суспензии. На малых по выходу серы установках его может заменить центрифуга, фильтрпресс, друкфильтр и другие подобные конструкции.

Потребная поверхность фильтрации — в среднем 1 м<sup>2</sup> на 75 кг/час сухого вещества. Содержание сухого вещества в суспензии, поступающей на фильтрацию, 50 — 150 г/л.

Наконец, расход пара определяется из расчета поддержания температуры поступающего на регенерацию раствора, равной 35—40°, а количество сбросных вод — предельным содержанием гипосульфита, равным ~ 100 — 150 г в 1 л циркулирующей жидкости.

$$F = \frac{2,3 \cdot V \cdot \lg \frac{C_0}{C_1}}{K},$$

где  $F$  — необходимая поверхность насадки в м<sup>2</sup>,

$V$  — объем газа в м<sup>3</sup>/час,

$C_0$  — начальная концентрация H<sub>2</sub>S в газе в г/м<sup>3</sup>,

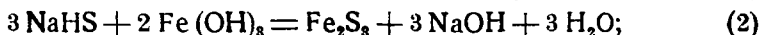
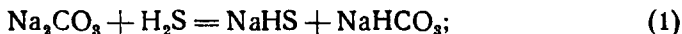
$C_1$  — конечная концентрация H<sub>2</sub>S в г/м<sup>3</sup>,

$K$  — коэффициент абсорбции, выраженный в граммах H<sub>2</sub>S, на 1 м<sup>2</sup> поверхности насадки скруббера в час при средней логарифмической разности концентраций H<sub>2</sub>S во входящем и выходящем газе в 1 г/м<sup>3</sup> газа<sup>1</sup>.

### 1) Железо-содовый способ (содовый «Феррокс-процесс»)

Очистка газа по железо-содовому способу протекает путем поглощения сероводорода жидкостью, которая представляет собой взвесь гидрата окиси железа в слабом растворе кальцинированной соды.

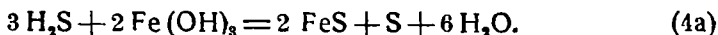
Химизм процессов, обуславливающих очистку, может быть выражен следующими уравнениями:



Суммирование вышеприведенных уравнений приводит к знакомому уже нам уравнению реакции поглощения, приведенному при описании сухого болотнорудного способа газоочистки:

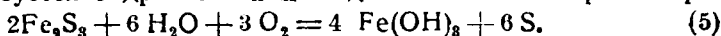


или

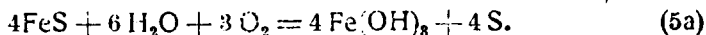


<sup>1</sup> См. Г. Л. Нусинов и А. П. Андрианов, Мышьяковский процесс газоочистки, ОНТИ, 1937.

Так же как регенерация отработанной газоочистительной массы при сухом способе, так и активация отработанной поглощительной жидкости при мокром — производится посредством воздуха, в данном случае путем продувки его через слой раствора. При этом атмосферный кислород окисляет сернистое железо, вновь образуется гидрат окиси и выделяется элементарная сера:

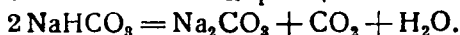


или



Сравнивая уравнения (4) и (5) с уравнениями реакций поглощения и регенерации при сухом болотнорудном способе газоочистки, мы видим, что по своей химической сущности оба способа весьма родственны. С технологической же стороны мокрый имеет ряд преимуществ, указанных выше.

В регенераторе завершается реакция (3) и здесь же в некоторой степени имеет место также и реакция



Следовательно, в результате регенерации содержание соды в растворе возрастает, содержание бикарбоната падает; исчезают сернистое железо и сообщаемая им черная окраска раствора, вновь появляется гидрат окиси Fe, а вместе с этим раствор приобретает прежний красновато-бурый оттенок; выделяется в свободном состоянии сера, поглощенная из газа.

Если все вышеприведенные уравнения (1—5) просуммировать, то баланс всего процесса, как и по большинству прочих методов

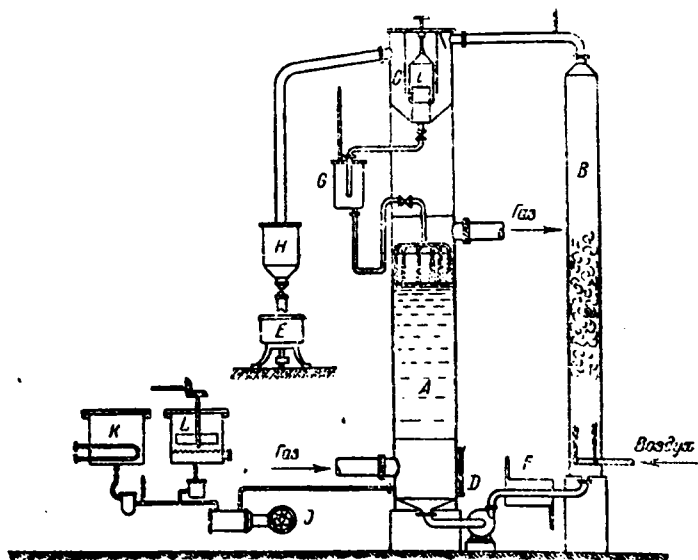
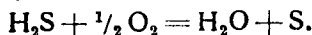


Рис. 111. Схема сероудовительной установки по железосодовому способу (GWF, 1928,47):

A—абсорбер, B—регенератор, C—флотационное устройство, D—насос, E—центрифуга, F—подогреватель, G—переливной бачок, H—се. центрифуга, J—насос, K—бак для  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , L—бак для  $\text{Fe}(\text{OH})_3$ .

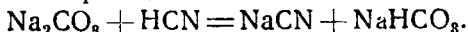
очистки газа, протекающих с сопутным выделением элементарной серы, выразится следующим простым уравнением:



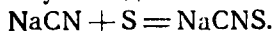
Оно показывает, что в конечном итоге весь процесс сводится к окислению сероводорода, содержащегося в газе, кислородом воздуха. Отсюда вытекает, что теоретически (при идеальных условиях) никаких потерь материалов — ни соды, ни гидроокиси железа — в процессе как будто не должно быть.

Однако практически потери как соды и гидроокиси железа, так и серы имеются. Они вызываются, с одной стороны, побочными реакциями, с другой — причинами механического порядка.

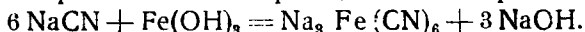
При наличии в очищаемом газе цианистого водорода последний поглощается по реакции:



Цианистый натрий вступает далее во взаимодействие с серой:



Частично протекает также реакция и с гидроокисью железа:



Образовавшиеся цианистые, роданистые и железосинеродистые соли нерегенерируемы и являются одним из источников потерь упомянутых реагентов — соды, железа и серы.

Надо, впрочем, заметить, что содержание цианистого водорода в коксовом газе обычно незначительно. В генераторных же газах HCN практически вовсе не обнаруживается.

Значительно более неблагоприятной является побочная реакция образования гипосульфита, протекающая в регенераторе при продувке воздухом отработанный жидкости.

Связывая в нерегенерируемую форму серу и соду, реакция образования гипосульфита является основной причиной потерь этих материалов.

Интенсивность развития реакции образования гипосульфита зависит от концентрации щелочи в циркулирующем растворе. Чем она выше, тем гипосульфита образуется больше. С другой же стороны, увеличение концентрации щелочи увеличивает степень очистки газа.

В табл. 15 дана зависимость между щелочностью раствора и степенью очистки.

Таблица 15

Относительное влияние фактора щелочности на процесс газоочистки

Щелочность раствора в % $\text{Na}_2\text{CO}_3$	Степень очистки газа в %	Выход элемент. серы в % от количества серы, поглощаемой из газа
0,1	54,00	88
0,3	65,00	84
0,6	96,20	80
0,7	98,89	80
1,0	98,98	70

Оптимальным надо считать содержание 6—7 г  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  в 1 л раствора.

При таком содержании  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  содержание гидрата окиси железа на основании уравнений (1—2) должно составить:

$$\begin{array}{r} 3 \text{Na}_2\text{CO}_3 \text{ — } 2 \text{Fe}(\text{OH})_3 \\ 3 \cdot 106 \quad \text{— } 2 \cdot 107 \\ 7 \quad \quad \quad \text{— } x = \frac{7 \cdot 2 \cdot 107}{3 \cdot 106} = 4,7 \text{ г/л.} \end{array}$$

Обычно  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  берется с некоторым избытком и поглощающую жидкость поддерживают следующей концентрации:

$$\begin{array}{l} \text{Na}_2\text{CO}_3 \text{ 6 — 7 г/л.} \\ \text{Fe}(\text{OH})_3 \text{ 5 — 5,5 г/л.} \end{array}$$

Поглотительная способность такой жидкости:

$$\begin{array}{r} \text{Na}_2\text{CO}_3 \text{ — H}_2\text{S} \\ 106 \quad \text{— } 34 \\ 6,5 \text{ — } x = \frac{6,5 \cdot 34}{106} = 2,1 \text{ г H}_2\text{S/л раствора} \end{array}$$

Например, для очистки газа с содержанием  $\text{H}_2\text{S}$  15 г/м<sup>3</sup> (1%) и при заданной степени очистки 97% теоретически необходимое количество поглотительной жидкости будет:

$$\frac{15 \cdot 0,97}{2,1} \approx 7 \text{ л на 1 м}^3 \text{ газа.}$$

Практически этого количества недостаточно — требуется избыток; его обычно принимают равным 50—100% от теоретического.

Говоря выше о 6—7 г соды в 1 л поглотительного раствора, мы имели в виду активную щелочь, связывающую сероводород. Но, кроме того, часть соды всегда находится в растворе в виде бикарбоната. Количество последнего зависит от содержания углекислоты в очищаемом газе и определяется из следующего.

Как уже выше упоминалось, изучая условия равновесия системы  $\text{Na}_2\text{CO}_3 \text{ — NaHCO}_3 \text{ — CO}_2$ , Харте, Бекер и Перселл<sup>1</sup>, нашли, что константа равновесия:

$$K = \frac{2x^2 \cdot C}{z \cdot P_{\text{CO}_2} (1-x)} = 20 (185 - t) \cdot C^{-0,29}.$$

Отсюда упругость  $\text{CO}_2$  над раствором соды при равновесии (и что по же — парциальное давление в газе):

$$P_{\text{CO}_2} = \frac{x^2 \cdot C^{1,29}}{10 \cdot z (1-x) (135 - t)} \text{ ат,}$$

где  $x$  — доля всего основания в виде  $\text{NaHCO}_3$ ,

$C$  — нормальность раствора по отношению к основанию,

$t$  — температура в системе,

$z$  — коэффициент растворимости  $\text{CO}_2$  в воде.

<sup>1</sup> Ind. Eng. Chem. 1933, 5, 528.

Величина  $z$  в зависимости от температуры имеет следующие значения:

$t$ в °C	15	25	35	45	55	100
$z \cdot 10^{-4}$ г-мол/л	455	336	262	215	175	65

Очевидно, что при данной температуре произведение

$$10 \cdot z (185 - t) = \text{const} = A.$$

Очевидно также, что если  $C$  — общая концентрация щелочи в растворе, а  $x$  — концентрация  $\text{NaHCO}_3$  в растворе, то концентрация  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  будет:

$$C(1 - x) = B.$$

Отсюда:

$$P_{\text{CO}_2} = \frac{x^2 \cdot C^{1,29}}{A \cdot (1-x)} = \frac{x^2}{A(1-x)} \left( \frac{B}{1-x} \right)^{1,29} = \frac{x^2 B^{1,29}}{A(1-x)^{2,29}},$$

$$x = \sqrt{\frac{P_{\text{CO}_2} \cdot A(1-x)^{2,29}}{B^{1,29}}}.$$

Так как физический смысл имеет только положительное значение  $x$ , то:

$$x = \left[ \frac{P_{\text{CO}_2} \cdot A(1-x)^{2,29}}{B^{1,29}} \right]^{0,5} = \left( \frac{A P_{\text{CO}_2}}{B^{1,29}} \right)^{0,5} (1-x)^{1,145}.$$

Средняя температура в скрубберах газоочистки составляет 25—35°. Следовательно, константа  $A$  изменяется в диапазоне от

$$A_1 = 10 \cdot z (185 - t) = 10 \cdot 0,0262 \cdot 150 = 39,3$$

до

$$A_2 = 10 \cdot 0,0336 \cdot 160 = 53,7.$$

Содержание  $\text{CO}_2$ , например, в генераторном газе колеблется в пределах от 7 до 10% по объему, стало быть:

$$P_{\text{CO}_2} = 0,07 + 0,10 \text{ ат.}$$

Для обеспечения наличия в регенерированном растворе 6 г/л  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  содержание ее в растворе, вытекающем из скрубберов, должно быть, как показал опыт, равно приблизительно 3,5—4 г/л, отсюда:

$$B = 4 : \frac{106}{2} = 0,0755 \text{ N по Na,}$$

а

$$B^{1,29} = 0,0755^{1,29} = 0,0354.$$

И окончательно в одном из двух крайних рассматриваемых случаев:

$$x = 8,3(1-x)^{1,145}$$

и в другом:

$$x = 12,3(1-x)^{1,145}.$$

Обозначая  $x = y_1$  и  $8,3(1-x)^{1,145} = y_2$  или соответственно  $12,3(1-x)^{1,145} = y_2$  и задавая несколькими значениями для  $x$ , получаем

	при $t=35^\circ$ и $P=0,07 \text{ ат}$			при $t=25^\circ$ и $P=0,10 \text{ ат}$		
$x =$	1	0,9	0,8	1	0,9	0,85
$y_1 =$	1	0,9	0,8	1	0,9	0,85
$y_2 =$	0	0,6	1,32	0	0,88	1,39

Откладывая полученные величины  $y_1$  и  $y_2$  на осях координат, находим графическим решением (см. рис. 112), что

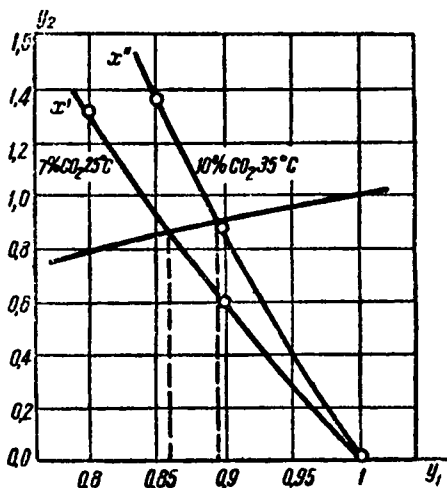


Рис. 112. Условия равновесия системы  $\text{CO}_2\text{—NaHCO}_3\text{—Na}_2\text{CO}_3$ .

$y_1 = y_2$  при  $x' \approx 0,86$  в первом случае и при  $x'' \approx 0,89$  во втором случае

отсюда:

$$C_1 = \frac{B}{1-x'} = \frac{0,0755}{1-0,86} = 0,54$$

и

$$C_2 = \frac{B}{1-x''} = \frac{0,0755}{1-0,89} = 0,68.$$

Общая щелочность, выраженная в соде, должна, стало быть, при равновесии находиться в пределах:

$$0,54 \cdot \frac{106}{2} = 28,6 \text{ г/л Na}_2\text{CO}_3$$

и

$$0,68 \cdot \frac{106}{2} = 36,0 \text{ г/л Na}_2\text{CO}_3,$$

что в среднем отвечает приблизительно 3%-ному раствору.

В качестве гидрата окиси железа могут быть использованы различные естественные руды, применяемые при сухом болотнорудном способе газоочистки. Однако предварительно следует

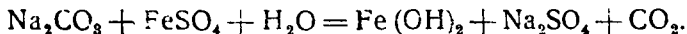


проверить их реакционную способность как в части поглощения  $H_2S$ , так и в отношении скорости регенерации. Большое значение имеет также удельный вес, состав руды и тонкость помола. В зависимости от этих факторов отдельные частицы получают повышенную склонность оседать на дно, или, наоборот, всплывать при регенерации раствора вместе с серой, вместо того чтобы оставаться в растворе в равномерно распределенном взвешенном состоянии.

Наиболее удобным сырьем является железный купорос, переводимый в гидрат окиси железа в процессе приготовления раствора. Экономически он менее выгоден, так как, во-первых, стоит дороже и, во-вторых, вызывает дополнительный расход соды на превращение в гидрат закиси железа. Тем не менее преимущественное применение получил именно он.

Приготовление раствора весьма просто. В железный бак — так называемый растворитель — наливается вода, загружается сода, впускается острый пар и воздух для подпрева и перемешивания. Затем в образовавшийся содовый раствор дается руда или железный купорос.

В последнем случае происходит реакция:



Затем приготовленная жидкость нагнетается в регенератор, причем одновременно производится разбавление водой до нужной концентрации. Проходя через регенератор и хорошо перемешиваясь воздухом, жидкость получает однородный состав.

Здесь же происходит окисление гидрата закиси железа в гидрат окиси в случае применения вместо руды железного купороса:  $2 Fe(OH)_2 + \frac{1}{2} O_2 + H_2O = 2 Fe(OH)_3$ .

Из регенератора поглощательная жидкость поступает в скрубберы и начинается нормальный цикл: поглощение — регенерация — поглощение.

Качество очистки можно довести до высокого предела, приближающегося к нормам для бытового газа ( $2 \text{ г } H_2S \text{ в } 100 \text{ м}^3$ ). Однако большей частью к этому пределу не стремятся, учитывая, что последние остатки сероводорода поглощаются гораздо труднее и требуют значительного увеличения объемов аппаратуры и интенсивности орошения. Обычно ориентируются на 90—95%

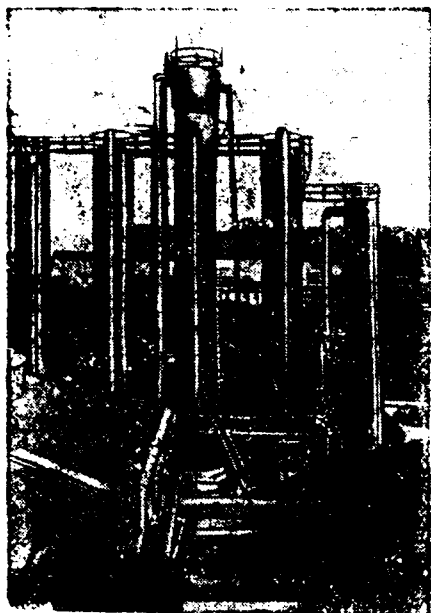


Рис. 113. Общий вид установки мокрой газоочистки.

ную очистку и на содержание  $H_2S$  в очищенном газе порядка  $0,3—0,5 \text{ г/м}^3$ , что достаточно для целого ряда производственных целей. При необходимости же более тщательной очистки газа отдают предпочтение сухому способу или же сухим способом производят доочистку газа, очищенного мокрым путем. В последнем случае емкость сухих очистителей гораздо меньше и требуют они значительно меньшей площади, рабочей силы, затрат.

Образующаяся при регенерации раствора элементарная сера непрерывно стекает с регенератора в виде серной суспензии и поступает на вакуум-фильтр, центрифугу или другой подобный аппарат. Вместе с серой в суспендированном виде находится и гидрат окиси железа. При фильтрации он остается на фильтратаппарате, загрязняя серу.

Содержание серы в серной суспензии может быть доведено до 200 и выше  $\text{г/л}$ , но обычно оно равно в среднем  $50—100 \text{ г/л}$ . Если принять нижний предел, а также, что остальное — это увлеченный серой рабочий раствор, то, стало быть, с  $50 \text{ г}$  серы на фильтре должно остаться  $5—5,5 \text{ г Fe(OH)}_3$ . Отсюда зольность серы (при условии полной отмывки растворимых солей):

$$\frac{5,5 \cdot 100}{55,5} \approx 10\%.$$

Практически она много выше, особенно если берется руда, и составляет  $20$ , а иногда и  $30\%$ .

По своему внешнему виду и физическому состоянию снимаемый с фильтраппарата продукт отличается серовато-коричневым цветом,  $35—50\%$ -ной влажностью, пастообразной консистенцией (откуда название «серная паста») и высокой дисперсностью частиц. Тогда как размер частиц серного цвета  $100—200 \mu$ , частиц химически осажденной серы  $\sim 50 \mu$ , размер частиц «газовой» серы едва достигает  $10—15 \mu$ . Этим определяется наилучший путь использования ее по линии сельского хозяйства в качестве инфунгисида, где указанная зольность не является помехой, а высокая дисперсность — чрезвычайно благоприятна.

Постепенное накопление в циркулирующей жидкости продуктов побочных реакций начинает со временем неблагоприятно сказываться на процессе. Это заставляет периодически освежать раствор путем сброса части его в канализацию и добавки в систему соответствующего количества свежеприготовленного раствора.

Допустимым содержанием в поглотительном растворе основного продукта побочных реакций — гипосульфита — обычно считают  $\sim 150 \text{ г}$  в  $1 \text{ л}$ . Отсюда определяется количество раствора, подлежащего сбросу: на каждые  $\sim 150 \text{ кг}$  образовавшегося гипосульфита требуется вывести из цикла  $1 \text{ м}^3$  раствора.

Потери гидроокиси железа в процессе:

- 1) потеря с серной пастой;
- 2) потеря с продуктами побочных реакций;
- 3) потеря со сбрасываемыми в канализацию частями раствора;
- 4) механические потери.

Общий расход  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  на 1 кг поглощенной серы составляет  $\sim 0,2$  кг, что дает на 1 кг полученной элементарной серы  $0,25$  кг/кг.

В пересчете на обычно применяемый семиводный железный купорос расходный коэффициент в калькуляции себестоимости серы составит  $0,65$  кг  $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  на 1 кг элементарной серы (считая на 100%-ную).

Статьями расхода по соде являются:

- 1) потеря в продуктах побочных реакций;
- 2) потеря с раствором, сбрасываемым в канализацию;
- 3) потеря на перевод железного купороса в гидрат закиси железа при периодическом освежении раствора;
- 4) потеря с влагой пасты;
- 5) механические потери.

Общий расход соды в процессе, считая на 100%-ный продукт, составляет на 1 кг поглощенной серы при работе на железном купоросе  $\sim 0,6$  кг, а при работе на естественных гидратных рудах  $\sim 0,5$  кг.

В пересчете на полученную элементарную серу расход соды при работе на железном купоросе равен  $\sim 0,75$  кг/кг, а при применении руды  $\sim 0,6$  кг/кг<sup>1</sup>.

При наличии в газе циана расход соды соответственно выше (циан поглощается почти сполна).

Практический расход воздуха на 1 кг серы равняется  $\sim 6$ — $7$  м<sup>3</sup>/кг поглощенной серы.

Экономика процесса зависит от ряда факторов: от мощности установки (чем она больше, тем меньше удельный расход на зарплату и некоторые другие статьи), от содержания  $\text{H}_2\text{S}$  в газе (чем сернистее газ, тем дороже очистка его, но тем меньше себестоимость получаемой серы), от заданной степени газоочистки (чем она выше, тем дороже процесс), от стоимости пара, электроэнергии, воды и от ряда других местных условий.

Основными недостатками данного способа являются: значительный расход реагентов, относительно низкий выход серы, загрязненность последней и некоторая неполнота очистки газа.

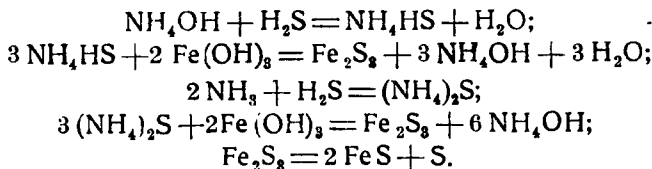
Возможность непосредственного спуска в канализацию периодически сбрасываемого раствора (без необходимости его обезвреживания), распространенность и доступность применяемого сырья, меньшие требования в отношении контроля производства и большая простота в обслуживании дают некоторые преимущества железо-содовому способу по сравнению с ниже рассматриваемыми мышьяковыми способами данной группы.

## 2) Железо-аммиачный способ (аммиачный «Феррокс-процесс»)

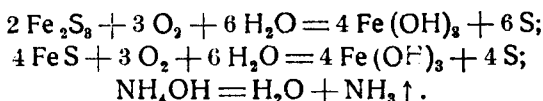
Поглотительная жидкость в рассматриваемом способе представляет собой суспензию гидроокиси железа в аммиачном растворе. Химизм процесса, протекающего при промывке сероводородсодержащего газа, сводится в конечном счете к взаимодействию

<sup>1</sup> Приведенные числовые значения потерь гидроокиси железа и соды получены автором расчетным путем и на практике могут колебаться. И. Г.

$\text{Fe}(\text{OH})_3$  с  $\text{H}_2\text{S}$  с образованием сернистого железа:



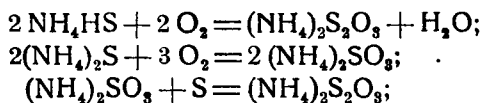
Реакции, протекающие при аэрации отработанной жидкости:



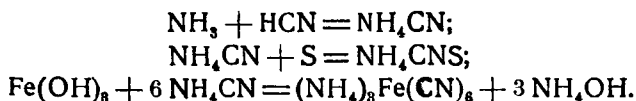
Результатом аэрации, следовательно, является обратное получение гидроокиси железа, выделение элементарной серы и частичная отдувка газообразного аммиака. Окраска раствора, первоначально бурая, характерная для  $\text{Fe}(\text{OH})_3$ , ставшая после промывки газа густо черной, свойственной сернистому железу, вновь приобретает прежний тон.

Для утилизации аммиака, увлекаемого отработанным воздухом, общая технологическая схема мокрой газоочистки дополняется введением сатуратора или небольшого скруббера. В первом случае аммиак улавливается серной кислотой, а образующийся раствор сернокислого аммония по достижении определенной концентрации поступает в сульфатное отделение коксового завода для переработки на продажный сульфат аммония. Во втором случае отходящий из регенератора отработанный воздух промывается водой, а полученная при этом слабая аммиачная вода возвращается в процесс или присоединяется к общей массе аммиачной воды, вытекающей из аммиачных скрубберов коксового завода.

Как и при содовом «Феррокс-процессе», так и здесь наряду с приведенными основными реакциями имеют место и побочные; они приводят к образованию тиосульфата (и частично полисульфидов), с одной стороны:



и с другой стороны (при наличии в газе циана) — к образованию аммонийных цианистых, а из них роданистых и железосинеродистых соединений:



В результате этих побочных реакций наблюдается уменьшение выхода элементарной серы, что вызывает необходимость периодического освежения раствора. Чтобы избежать потери аммиака со сбрасываемым отработанным раствором, последний передают на

аммиачно-известковую колонну, где почти весь аммиак выделяется и, таким образом, утилизируется.

Статьи расхода гидроксиды железа те же, что при железо-содовом способе газоочистки. Примерно одинаково и качество получаемой серы.

Местом расположения установки, работающей по железо-аммиачному способу, может быть, как и при железо-содовом способе, или конечное звено в аппаратуре улавливания побочных продуктов или же участок между аммиачными и бензольными скрубберами. Но, кроме того, установка, эксплуатируемая по аммиачному способу, может быть расположена до аммиачных скрубберов или лучше всего между ними, причем так, чтобы убыль щелочности раствора в процессе регенерации восполнялась в необходимом количестве за счет аммиака в газе.

Исследование железо-аммиачной очистки «прямого» коксового газа, проведенное УХИНОм, в ползаводском масштабе<sup>1</sup>, выявляет следующую картину показателей процесса (табл. 16).

Таблица 16

Сводка основных параметров при очистке газа железо-аммиачным способом

Состав поглотительной жидкости в г/л		Температура в °С	Удельный вес	Степень поглощения в %		Степень улетучивания аммиака с воздухом в % от поглощения из газа	Выход элем. серы в % поглощения	Зольность серы в %	Расход Fe(OH) <sub>3</sub> , считая на Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> в кг/кг поглощен. H <sub>2</sub> S	Расход воздуха в м <sup>3</sup> /кг поглощен. H <sub>2</sub> S
NH <sub>3</sub>	Fe в виде Fe(OH) <sub>3</sub>			H <sub>2</sub> S	NH <sub>3</sub>					
6—7	2,5—3	35—40	1,05—1,1	97±2	30—45	30—40	75—80	20—25	0,13—0,15	5—5,5

Преимущества железо-аммиачного способа перед железо-содовым для очистки газов, содержащих аммиак, очевидны. Они обуславливаются:

1. Уменьшением общего количества скрубберов за счет проведения в некоторых из них одновременного вымывания и сероводорода и аммиака, благодаря чему снижается размер капитальных затрат.

2. Почти полной регенерацией расходуемой щелочи, благодаря чему снижаются эксплуатационные расходы.

3. Большим выходом элементарной соды за счет, во-первых, тех довольно значительных количеств, которые обычно переходят в аммиачную воду и бензол, их загрязняя, во-вторых, за счет меньшего количества побочных реакций.

4. Улучшением качества аммиака и бензола.

При применении аммиачного способа для очистки «обратного»

<sup>1</sup> Кокс и химия 1933, 2.

коксового газа многие из указанных преимуществ отпадают, но в этом случае аммиачный процесс рациональнее содового: нет больших безвозвратных затрат щелочи и сама щелочь не привозная, а свой дешевый полупродукт — слабая аммиачная вода.

Наоборот, в условиях газогенераторных станций аммиачный процесс, повидимому, менее выгоден, нежели содовый, поскольку сода является продуктом более транспортабельным, чем концентрированная аммиачная вода, доставка, хранение и применение которой сопряжены с известными потерями и требуют специальных сооружений.

### 3) Мышьяково-содовый способ (содовый «Тайлокс-процесс»)

Этот способ был разработан и запатентован американской компанией Колперс вскоре после выявившихся вышеуказанных недостатков его же разработанного и запатентованного «Феррокс-процесса». Новый способ оказался столь успешным, что к 1930 г. он эксплуатировался уже на семи весьма крупных предприятиях в Америке, а в настоящее время признан лучшим из числа эксплуатируемых мокрых методов очистки газа. Найдя довольно широкое распространение за границей (главным образом в США), он принят и в СССР.

В течение нескольких лет химическая сущность способа оставалась загадкой. Известно было лишь:

1) что раствор готовится из кальцинированной соды и какого-то патентованного препарата Thylox (откуда и название «Тайлокс-процесс»);

2) что во время всех операций как по абсорбции, так и по регенерации жидкость остается прозрачной (а потому, не содержа помимо серы никаких взвешенных частиц, дает в результате не загрязненный, а чистый продукт);

3) что, несмотря на применение соды, раствор почти не содержит свободной щелочи (следствием чего является лишь минимальное развитие побочных реакций, вызывающих расход щелочи и уменьшающих выход серы);

4) что хотя препарат и ядовит, но эксплуатация способа не грозит опасностью для обслуживающего персонала и, наконец,

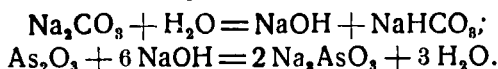
5) что технологическая схема способа примерно аналогична схеме «Феррокс-процесса».

В 1932 г. в поисках лучших методов извлечения серы из промышленных газов советские научно-исследовательские институты — УНИХИМ (в Свердловске) и УХИН (в Харькове) — поставили у себя работу по выяснению условий поглощения сероводорода из газа растворами белого мышьяка в кальцинированной соде. После успешного окончания этого исследования в иностранной литературе появились подробные данные о химической сущности «Тайлокс-процесса». Оказалось, что «Тайлокс-процесс» Колперса и мышьяково-содовый способ, разработанный в СССР, по существу дела — одно и то же.

Данный процесс сводится к следующему:

В железном баке-«растворителе» (рис. 114), снабженном меха-

нической мешалкой или подводкой воздуха (для перемешивания), а также подводкой пара (для нагрева), готовится раствор кальцинированной соды. Последний доводится до температуры 90—95°, после чего сюда загружается белый мышьяк. В течение нескольких часов нагрева и перемешивания мышьяк полностью растворяется. При этом происходит химическое взаимодействие между  $As_2O_3$  и щелочью с образованием мышьяковистокислой соли:



Полученный раствор мышьяковистокислого натрия, содержащий также бикарбонат натрия, охлаждается до 30—35° и пере-

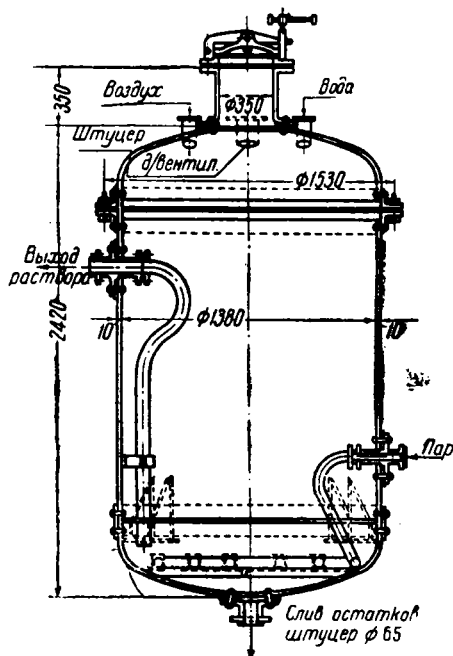
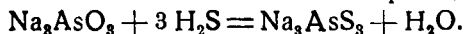


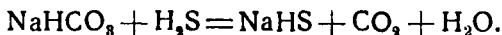
Рис. 114. Растворитель соды и мышьяка.

дается на орошение скрубберов, через которые пропускают сероводородсодержащий газ.

В результате взаимодействия между раствором и газом происходит, во-первых, сульфирование мышьяковистокислого натрия с образованием тиомышьяковистой соли по реакции:

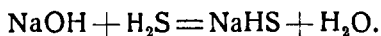


Во-вторых, частично протекает реакция между бикарбонатом и сероводородом с вытеснением углекислоты и образованием сульфгидрата:

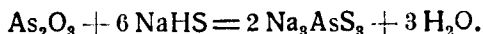


В-третьих, образуется сульфгидрат за счет взаимодействия

между свободной щелочью (не прореагировавшей с  $\text{As}_2\text{O}_3$ ) и сероводородом:



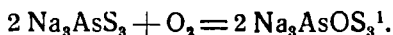
Наконец, сульфидрат взаимодействует с непрореагировавшей в растворителе мышьяковистой кислотой и переходит в сульфосоль:



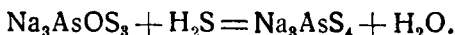
После некоторого периода круговорота раствора через скрубберы сульфирование заканчивается. Согласно приведенным реакциям, это, очевидно, будет при соотношении:



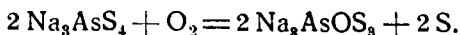
Далее раствор передается из скруббера в окислитель-регенератор, где он подвергается продувке воздухом. При этом происходит присоединение к молекуле тиомышьяковистой соли атома кислорода; мышьяк из трехвалентного становится пятивалентным, тиомышьяковистая соль превращается в окситиомышьяковую и получается рабочий поглотитель—оксисульфомышьяковокислый натрий:



С этого момента раствор является созревшим и начинается нормальный ход процесса. Жидкость, вытекающая из регенератора, поступает в сероводородные скрубберы и опять взаимодействует с сероводородом, содержащимся в очищаемом газе. Результатом этого взаимодействия является замещение кислорода оксисульфомышьяковой соли серой с образованием сульфомышьяковой соли:

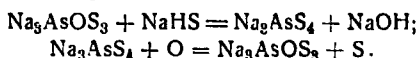


Жидкость (соломенного цвета), вытекающая из скруббера, поступает опять в регенератор и вновь подвергается аэрации. Это приводит к обратному получению оксисульфосоли, раствор приобретает более светлый оттенок и поглощенная при промывке газа сера выделяется в элементарном состоянии:

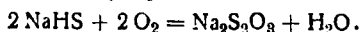


Последняя, как и при вышерассмотренных способах мокрой газоочистки, выносится воздухом наверх и отделяется от регенерированного раствора. Раствор же возвращается в следующий цикл поглощения и регенерации и т. д. по непрерывному, замкнутому

<sup>1</sup> При этой первоначальной аэрации имеет место и некоторое выделение элементарной серы за счет реакций:



Частично образуется и гипосульфит:





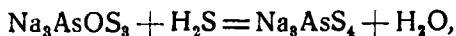
круговороту. Это — уже процесс нормальной работы, тогда как предыдущий период есть этап «созревания» раствора:

Таким образом химическая сущность процесса заключается в попеременном замещении кислорода серой и серы кислородом в растворах оксисульфо- и сульфомышьяковой соли натрия. В первом случае происходит поглощение  $H_2S$ , т. е. очистка газа, во втором — регенерация раствора, сопровождающаяся выделением поглощенной серы в свободном состоянии.

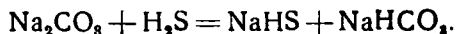
В период первоначального созревания раствора при атома серы, поглощаемые каждой молекулой мышьяковистой соли из газа, связываются в нерегенерируемую форму и для производства потеряны. В дальнейшем же процессе вся (по существу) вновь поглощенная сера выделяется в свободном состоянии.

Эффективность кругового процесса зависит от концентрации раствора и от принятого соотношения между мышьяком и содой. Последнее — особо существенно.

Предположим, что при приготовлении поглотительного раствора взятые навески  $As_2O_3$  и  $Na_2CO_3$  были таковы, что на 1 атом As приходилось более трех атомов Na. Тогда соответствующее количество соды будет связано в виде  $Na_3AsOS_3$ , а избыток останется в виде свободной щелочи. При промывке сероводородсодержащего газа таким раствором извлекать сероводород будет не только оксисульфосоль, по реакции:

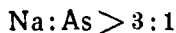


но и сода:



Стало быть, поглотительная способность раствора увеличивается тем больше, чем больше щелочность его. Отсюда для процесса очистки газа повышенная концентрация соды в растворе является благоприятным фактором. При регенерации же роль щелочи противоположна, так как ведет к развитию побочных реакций окисления, вызывает безвозвратный расход соды и уменьшает выход серы, причем тем больше, чем выше количество свободной щелочи в растворе.

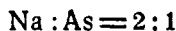
Следовательно, соотношение



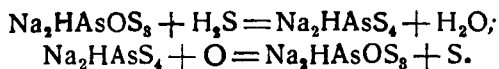
экономически невыгодно.

Допустим, что указанное соотношение точно соответствует пропорции 3 : 1 или даже немногим меньше. В этом случае поглотительная способность раствора несколько уменьшится, но значительно уменьшится развитие побочной реакции образования гипосульфита. Последняя все же в некоторой степени будет иметь место, так как средняя сульфо-мышьяковая соль натрия подвержена заметному гидролизу, что опять-таки приводит к наличию некоторого количества свободной щелочи в растворе и связано с образованием  $NaHS$  и  $Na_2S_2O_3$ .

При соотношении



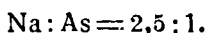
мы получаем уже не среднюю, а кислую соль. При этом характер основных реакций остается тем же; изменяется лишь коэффициент при Na, одинаково в левой и правой частях уравнений:



Кислая сульфомышьяковая соль натрия практически не гидролизует. Это предотвращает наличие сколько-нибудь заметного количества свободной щелочи в растворе и предотвращает нежелательные побочные реакции.

Но это соотношение, являющееся оптимальным для регенерации, невыгодно для очистки, а кроме того, чревато осложнениями для процесса в целом. Первое потому, что уменьшение свободной щелочи понижает, как мы видели, степень извлечения  $\text{H}_2\text{S}$  из газа и для сохранения прежнего эффекта очистки требует несколько большей интенсивности орошения, что связано с увеличением объема аппаратуры и повышенным расходом электроэнергии. Второе — это угроза выпадения сернистого мышьяка из раствора в осадок при небольшом случайном падении щелочности раствора в процессе работы. Это имеет место при соотношении порядка 1,5 : 1, т. е. довольно близко к рассматриваемому случаю.

Сопоставляя сказанное, можно заключить, что оптимальное соотношение между грамматомами Na и As лежит в пределах от 2 до 3 атомов Na на 1 атом As. Обычно принимают среднюю цифру и в циркулирующем растворе поддерживают соотношение:



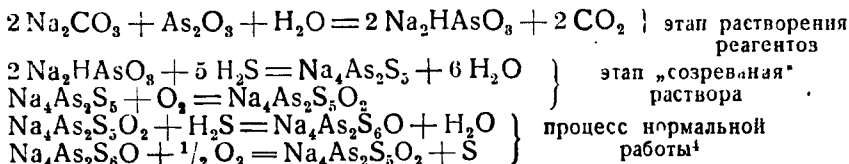
Следовательно, рабочий раствор представляет собой смесь средних и кислых солей. При этом pH раствора еще заметно не достигает предела, при котором наступает выпадение сернистого мышьяка, и при нормальной работе этого можно не опасаться. Свободная же щелочь раствора, вызванная частичным гидролизом средних солей, еще весьма низка, благодаря чему нежелательные побочные реакции получают лишь минимальное развитие. В соответствии с этим выход элементарной серы относительно велик, расход соды мал, и необходимость поддержания заданной щелочности раствора путем компенсации ее потерь ограничивается небольшими количествами периодически добавляемой соды в систему.

Естественно, что кроме соотношения мышьяка и соды в рабочем растворе имеет значение и концентрация их. Чем концентрированнее раствор, тем больше поглощательная способность его и тем меньшая требуется интенсивность орошения газа. Кроме того, в концентрированных растворах меньше нежелательный гидролиз средней сульфосоли. Но, с другой стороны, реакции замещения серы кислородом и кислорода серой в сульфомышьяковых соединениях протекают полнее в более разведенных растворах, при применении которых меньше и механические потери реагентов, что весьма существенно в отношении довольно дорогого мышьяка.

Оптимальной концентрацией мышьяка (в виде  $As_2O_3$ ) в поглотительном растворе считают 8—10 г/л. В соответствии с вышеуказанным соотношением это для соды дает:

$$2,5 : 1 = \frac{x}{53} : \frac{10}{99}, \text{ т. е. } 13,5 \text{ г/л } Na_2CO_3^1.$$

Вышеприведенная схема представляет собой одну из двух известных нам химических схем мышьякового способа газочистки — схему УНИХИМа<sup>2</sup>. Другой является американская схема, опубликованная, в частности, Гольмаром<sup>3</sup>. В этом случае химизм процесса характеризуется следующими химическими реакциями:



Как видно, сущность дела не меняется: вопрос попрежнему сводится к попеременному замещению кислорода серой и серы кислородом. Изменяется лишь соотношение в рабочем растворе между граммотами Na и As, с одной стороны, и граммотами As и S, с другой стороны. Уменьшается (по стехиометрическому подсчету) поглотительная способность раствора. По схеме Гольмара она, при той же абсолютной концентрации мышьяка в растворе, составляет:

$$As_2O_3 - H_2S; 198 - 34; 10 - x; x \approx 1,72 \text{ г } H_2S/\text{л раствора}$$

и по схеме УНИХИМа

$$3,44 \text{ г } H_2S/\text{л раствора.}$$

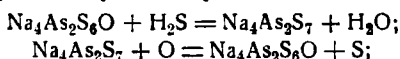
Однако и это расхождение не имеет существенного значения на практике. Оптимальная интенсивность орошения газа, выявленная опытом, остается неизменной. Меняется лишь отношение этой практически необходимой интенсивности к стехиометрической, т. е. расчетный избыток орошения; он принимается равным ~100%, если расчет ведется по схеме Гольмара, и 300% при принятии

<sup>1</sup> С целью сокращения объема растворителя и количества операций по растворению раствор готовится обычно в 4—5 раз более высокой концентрации и уже при спуске из растворителя в систему его соответственно разбавляют водой. При этом отпадает также необходимость охлаждения приготовленного раствора.

<sup>2</sup> Разработанную К. Н. Шабалиным и Э. М. Михельсон и описанную ими в ЖХП 1932, 7.

<sup>3</sup> In I. Eng. Chem. 1934, 2.

<sup>4</sup> Кроме того, могут еще протекать реакции:



но они, по данным Гольмара, не представляют интереса, поскольку скорость их мала.

схемы УНИХИМа, причем абсолютное количество жидкости от этого, понятно, не меняется.

Степень обессеривания газа при мышьяково-содовом способе газоочистки такая же, как и при железно-содовом, т. е. практически составляет 90—98%, а при необходимости еще выше.

Сера, получаемая при мышьяковом способе газоочистки, может быть трех видов в зависимости от запроса потребителя. Первым—является продукт, снимаемый с вакуумфилтра. Это—влажная паста с высокой дисперсностью частиц, такая же по своему физическому состоянию, как и при вышеописанном «Феррокс-процессе», но без примеси гидроокиси железа. Содержание серы в промытой пасте, считая на сухое вещество, 96—98%, содержание  $As_2O_3$  0,2—0,4%, остальное главным образом неотмытый гипосульфит.

Другим видом «Тайлокс-серы» является плавленый (кусковой) продукт, без всяких затруднений получающийся при плавке влажной пасты. Целью этой операции является, с одной стороны, обезвоживание продукта, чем расширяется сфера и район применения его; с другой стороны, некоторое уменьшение расходного коэффициента по мышьяку, благодаря тому, что после отстоя расплавленной массы он переходит в водный слой и вновь возвращается в систему. Содержание серы в плавленом продукте около 99%, содержание  $As_2O_3 \sim 0,1\%$ . Последнее можно еще более снизить и довести до 0,05—0,02% путем добавки в автоклав к пасте соды (1 кг на 10 кг), разлагающей сернистый мышьяк и переводящей его в раствор.

Температура плавления серы  $\sim 112^\circ$ . Процесс ведется в железных автоклавах, футерованных нержавеющей сталью Эл-1 для предохранения от коррозии. Автоклавы снабжены паровой рубашкой и вводом острого пара давлением в 3—4 ат. Заполнение автоклава пастой производится на 50—60%, выдача—может быть верхней и нижней (рис. 115).

При требовании продукта особой чистоты сера после плавки подвергается возгонке (тем. возг.  $445^\circ$ ). Содержание серы в возгонном продукте 99,97—100%, содержание мышьяка—следы. Цвет—канареечно-желтый.

Выход возгонной серы составляет 95—97% от серы, содержащейся в исходной пасте. Остаток в реторте после возгонки представляет собой рыхлый, серый, легко высыпавшийся порошок, содержащий в себе весь введенный в реторту с серой мышьяк. Обработкой раствором кальцинированной соды удается регенерировать и вернуть в цикл газоочистки до 80% последнего.

При мышьяковом способе газоочистки большое значение при-

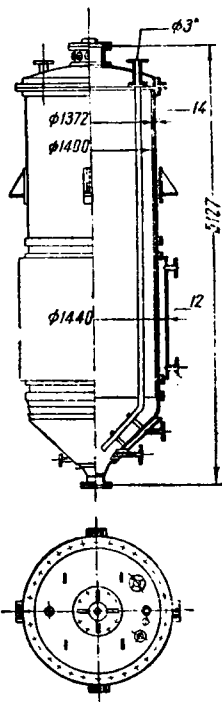


Рис. 115. Автоклавы с верхней выдачей плавленной серы.

обретает вопрос обработки сточных вод. Как уже указывалось, часть серы, поглощенной из газа, переходит в гипосульфит, постепенно накапливающийся в циркулирующем растворе. При наличии в очищаемом газе циана образуются нерегенерируемые цианистые и роданистые соединения, тоже накапливающиеся в поглощительной жидкости; в результате возникает необходимость периодического освежения раствора путем сброса части его. Однако ядовитость мышьякового раствора не допускает непосредственного спуска его в канализацию. Кроме того, такой непосредственный спуск и экономически был бы невыгоден, так как связан

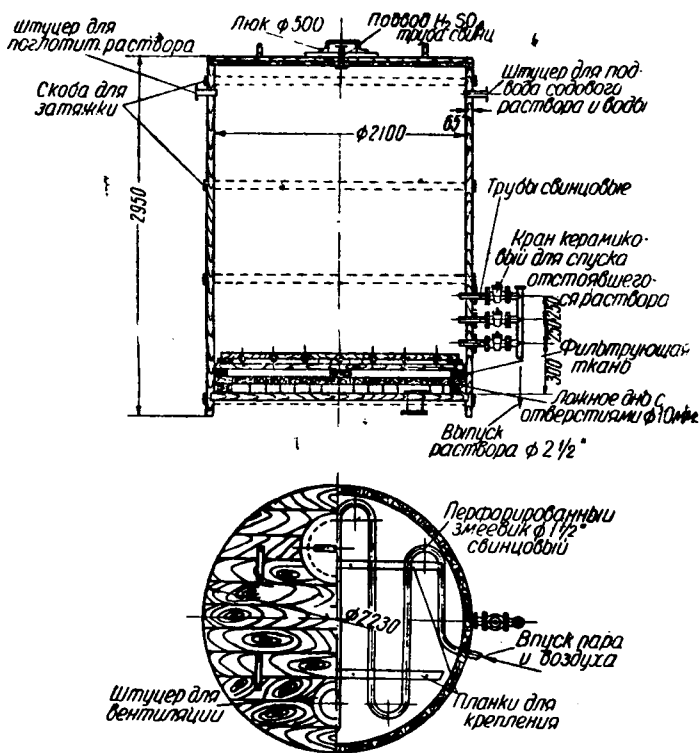


Рис. 116. Нейтрализатор сбросных мышьяковых вод.

с большими потерями дорогого и дефицитного мышьяка. Отсюда возникает задача высаживания мышьяка из сбрасываемой жидкости с тем, чтобы, с одной стороны, ее обезвредить, с другой — регенерировать и вернуть в цикл ценный компонент — мышьяк.

Для разрешения этой задачи общая технологическая схема способов рассматриваемой группы дополняется деревянными баками-нейтрализаторами (рис. 116). Сюда передается подлежащая сбросу часть циркулирующего раствора и здесь на холоду она нейтрализуется серной кислотой. Мышьяк высаживается (приблизительно на 95%) в виде объемистого хлопьевидного осадка.

В течение некоторого времени отстоя осадок садится на дно.

Но осветленный раствор содержит еще небольшое количество невысадившегося мышьяка и потому в большинстве случаев не может рассматриваться как обезвреженный. Необходима вторая ступень нейтрализации.

В нейтрализаторах второй ступени раствор обрабатывается содой или известью до щелочной реакции и к нему добавляется  $Fe_2(SO_4)_3$ . Образующийся гидрат окиси железа связывает при нагреве мышьяк в малорастворимые соли  $FeAsO_3$  и  $FeAsO_4$ . Жидкость после второй ступени нейтрализации обычно уже безвредна и спускается в канализацию через контрольный фильтр (рис. 117).

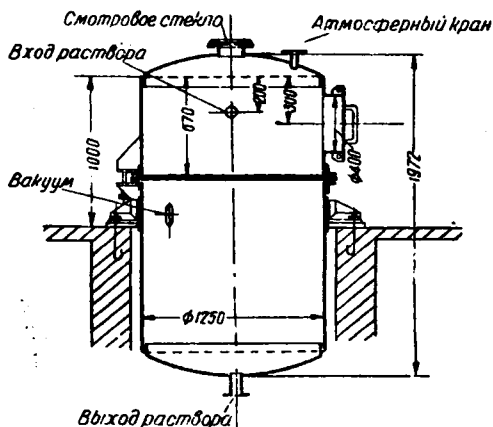
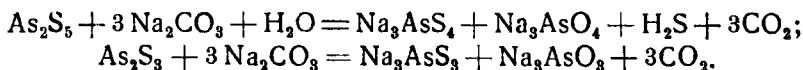


Рис. 117. Контрольный фильтр.

К оставшемуся в нейтрализаторе первой ступени (после декантации раствора) осадку сернистого мышьяка добавляется концентрированный раствор соды — мышьяк растворяется:



Полученный раствор передается из нейтрализатора обратно в систему и таким образом расход мышьяка со сбрасываемым раствором определяется лишь полнотой осаждения при нейтрализации  $H_2SO_4$ .

Полнота осаждения мышьяка в виде сернистого соединения зависит от ряда факторов. Перечислим главнейшие из них.

Во-первых, полноте осаждения весьма способствует избыток сероводорода. Практическим выводом из этого является отбор жидкости на сброс не после регенератора, а после сероводородных скрубберов.

Во-вторых, как установлено, степень высаживания мышьяка с повышением температуры понижается. Следовательно, нейтрализацию надлежит проводить на ходу.

В-третьих, большое значение имеет количество кислоты, взятой для нейтрализации. Согласно исследованиям НИОГАЗа опти-

мумом по кислоте является интервал между 100 и 200% эквивалента щелочи в зависимости от содержания гипосульфита в обрабатываемом растворе.

При этом количестве кислоты и нейтрализации на холоду раствора, вытекающего из скрубберов, степень высасывания мышьяка составляет в среднем 95%. Остаток мышьяка в декантируемом растворе 0,5—0,3 г/л — безвозвратная потеря этого реагента.

Как указывалось, осаждение должно производиться на холоду. Но скорость отстаивания осадка больше при повышенной температуре<sup>1</sup>. Следовательно после нейтрализации раствора требуется его подогрев, для чего нейтрализатор снабжается подводкой пара. Большое значение имеет и механическое перемешивание, способствующее уплотнению осадка и большей скорости последующего отстаивания. Перемешивание производится, во-первых, нагревающим паром; во-вторых, — воздухом. Затем дается 15—20-минутный отстой и начинается декантация. Во избежание механического увлечения декантируемым раствором частиц сернистого мышьяка между нейтрализатором и канализационным стоком устанавливается вышеупомянутый контрольный матерчатый фильтр.

Нейтрализатор должен быть выполнен из кислотостойкого материала. Железо недопустимо не только из соображений разъедания, но и потому, что при заливке кислоты может выделиться водород, который, реагируя в момент выделения с мышьяковым раствором, дает мышьяковистый водород — сильнейший яд.

Особое значение приобретает вопрос о расходе мышьяка, так как при более или менее значительных потерях этого дорогого и в известной мере дефицитного материала мышьяковый способ газоочистки смог бы явиться только чисто академическим способом, в промышленности не принятым.

Так как по ходу реакций мышьяк не расходуется, то фактически расход составляет из следующих потерь:

- 1) количества, остающегося в сере;
- 2) количества, остающегося в сбрасываемой жидкости;
- 3) количества, теряемого с утечкой раствора, брызгами и пр.

Содержание мышьяка в получаемой сере (пасте) — в среднем 0,3%. Этим определяется данная статья его расхода.

Содержание мышьяка в растворе, поступающем на сброс, составляет как максимум (при одноступенчатой нейтрализации) около 0,5 г/л. Количество сбрасываемого раствора определяется предельным содержанием гипосульфита в 150 г/л. Интенсивность образования гипосульфита зависит, главным образом, от соотношения между Na и As в растворе и в среднем такова, что в гипосульфит окисляется до 10% серы, поглощенной из газа.

Отсюда потеря мышьяка со сбрасываемым из системы раствором составляет в процентах к полученной элементарной сере:

$$\left\{ \left[ \left( \frac{10 \cdot 158}{64} \right) \frac{1}{150} \right] \cdot 0,5 \right\} \frac{100}{90} \approx 0,1\%$$

<sup>1</sup> Это объясняется понижением вязкости раствора и более совершенной коагуляцией с повышением температуры.

где выражение в круглых скобках — количество гипосульфита, приходящееся на 100 вес. ч. поглощенной серы; выражение в квадратных скобках — количество сбросных вод; в фигурных — расход мышьяка, считая на поглощенную серу; множитель  $\frac{100}{90}$  — коэффициент для перехода от поглощенной серы к полученной.

Механические потери с утечкой раствора, брызгами и пр. предотвращаются при всех способах мокрой газоочистки, а особенно — при данном, ввиду ядовитости раствора.

Таким образом общий расход мышьяка составляет:

$$0,3 + 0,1 + \text{мех. потери} \approx 0,5\%$$

от количества полученной серы ( $\sim 5$  кг на 1 т).

Расход соды в процессе значительно больше, хотя и он невелик по сравнению с другими способами газоочистки, применяющими этот продукт.

Статьями расхода по соде являются:

- 1) потеря в продуктах побочных реакций;
- 2) потеря со сбрасываемым раствором;
- 3) потеря с серой.

Как уже выше указывалось, приблизительно 10% серы, поглощенной из газа, окисляется до гипосульфита.

Соответствующий расход соды в процентах к полученной сере будет:

$$\frac{10 \cdot 106}{64} \cdot \frac{100}{90} \approx 17\%$$

Расход соды со сбрасываемой жидкостью при количестве последней  $\sim 1,65$  л/кг серы<sup>2</sup> и при концентрации 13 — 15 г/л будет (в процентах к полученной сере):

$$\frac{1,65 \cdot 15 \cdot 100}{1000} \cdot \frac{100}{90} \approx 3\%$$

Потеря соды с влагой пасты ничтожна и ею можно пренебречь за счет округления конечного результата. То же в отношении механических потерь.

Таким образом расходный коэффициент по соде при мышьяково-содовом способе газоочистки составляет:

$$17 + 3 = 20\%$$

от веса полученной серы, что гораздо меньше, чем при железосодовом способе.

Экономика рассматриваемого процесса зависит от мощности установки, сернистости газа, заданной степени газоочистки, ряда местных условий и от цены на мышьяк и чистую серу. При благоприятных условиях экономика такова, что реализация высококачественной плавленной «Тайлокс-серы» может не только окупить га-

<sup>1</sup> При наличии в очищаемом газе циана расход соды выше (циан поглощается почти сполна, вызывая соответствующий дополнительный расход соды).

<sup>2</sup>  $\frac{158 \cdot 0,1 \cdot 1000}{64 \cdot 150} \approx 1,65$ .



воочистку, но даже дать доход. Таким образом обессеривание газа, всегда считавшееся нежелательной и дорогой операцией, может стать даже выгодным делом.

Итак, по сравнению с «Феррокс-процессом» данный способ обладает рядом преимуществ. При одинаковой степени очистки газа здесь выход серы больше, качество ее выше, расход реагентов меньше, экономика значительно благоприятнее. При этом необходимые предосторожности, вызываемые ядовитостью мышьяка и растворов его, минимальны, дополнительная операция обезвреживания сбросных вод проста, расход дорогого мышьяка незначителен.

В СССР успешно работает по мышьяково-содовому способу ряд промышленных установок<sup>1</sup>.

В заключение отметим еще так называемый двухступенчатый «Тайлокс-процесс». Он основан на том, что в период созревания раствора его поглотительная способность по отношению к сероводороду значительно выше, чем при нормальной работе (см. уравнения реакций). Это свойство раствора используется следующим образом. Поглотительный скруббер делится на две неравные части. Нижняя, большая, часть работает, как обычно: в ней газ контактирует с регенерированным раствором и очищается до вышеуказанных пределов. Далее он поступает в верхнюю часть скруббера, где орошается «созревающим» мышьяковым раствором. Этот последний, вращаясь в замкнутом цикле, постепенно насыщается серой и по мере надобности вводится в общий нижний цикл. Убыль его пополняется свежими порциями жидкости. За счет высокой поглотительной способности раствора в период его созревания происходит окончательное извлечение остатков сероводорода из газа.

Согласно сообщению Повела<sup>2</sup> двухступенчатый принцип ведения процесса приводит к исключительно высокому эффекту газоочистки, почти равноценному с действием сухих газоочистителей.

#### 4) Мышьяково-аммиачный способ (аммиачный «Тайлокс-процесс»)

Мышьяково-аммиачный способ развился из мышьяково-содового, так же как железо-аммиачный из железо-содового. Отличие в обоих случаях одно и то же, а именно:

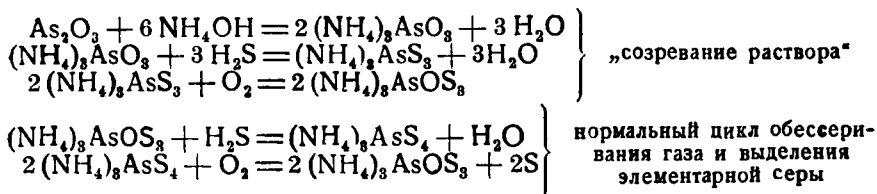
- 1) замена соды аммиаком;
- 2) наличие дополнительного скруббера или сатуратора для улавливания аммиака, выдуваемого воздухом при аэрации отработанного раствора;
- 3) регенерация аммиака из сбросных вод в известково-аммиачных колоннах;
- 4) возможность расположения газоочистной установки не

<sup>1</sup> Пример расчета установки по извлечению сероводорода, из газа мышьяково-содовым способом см. Г. О. Нусинов и А. П. Андрианов, Мышьяковый процесс газоочистки, ОНТИ, 1937, 149.

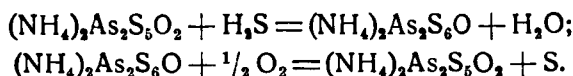
<sup>2</sup> Gas Age-Record, 1936, 26.

после, а до или между аммиачными скрубберами. Последнее, впрочем, не всеми разделяется из соображений трудности обеспечения ровного протекания процесса при колебаниях  $\text{NH}_3$  в исходном газе.

Химические реакции, характеризующие мышьяково-аммиачный процесс, аналогичны реакциям, протекающим при мышьяково-содовом процессе, с тем лишь отличием, что вместо натриевых солей мы имеем здесь дело с аммонийными солями. Так, по химической схеме УНИХИМа:



По схеме Гольмара:



Имеющие место в процессе побочные реакции аналогичны протекающим при аммиачном «Феррокс-процессе» и приводят к образованию тиосульфата аммония и аммонийных цианистых и роданистых соединений, постепенно накапливающихся в циркулирующем растворе. Однако интенсивность образования их, в частности тиосульфата, здесь намного меньше, благодаря тому, что основное количество щелочи находится не в свободном, как при аммиачном «Феррокс-процессе», а в связанном состоянии.

Развитие побочных реакций здесь меньше и по сравнению с мышьяково-содовым способом, так как аммонийно-мышьяковая соль в значительно меньшей степени подвержена гидролизу, чем натриевая. Стало быть, расход щелочи при мышьяково-аммиачном способе еще меньше, чем при мышьяково-содовом, а выход серы — еще больше.

Ниже приводятся средние производственные показатели мышьяково-аммиачного способа газоочистки по заводу Wisconsin Gas and Electric Co., Racine, Wis.<sup>1</sup> и для сравнения — параметры, принимаемые при текущем проектировании трестом «Газоочистка» на основе экспериментальных работ в СССР (табл. 17).

При рассмотрении приведенных цифр основное внимание обращает на себя непомерно высокий расход мышьяка и весьма низкий выход серы. Это не согласуется с опытными данными советских исследований.

Если принять за основу советские данные, то рассматриваемый способ, сочетающий в себе достоинства мышьякового процесса с преимуществами аммиачного, должен рассматриваться как один из наиболее рациональных на сегодняшний день для коксохимических заводов.

<sup>1</sup> Chem. a. Metall. Eng., 1933, 8, 398.

## Характеристика мышьяково-аммиачного процесса газоочистки

В среднем, в округленных цифрах	На заводе в Rasine	По проекту треста "Газоочистка"
Производительность установки в тыс. м <sup>3</sup> газа/сутки	140	360
Температура газа перед сероводородными скрубберами в °С . . . . .	23	25
Температура газа после сероводородных скрубберов в °С . . . . .	28	30
Сопротивление скрубберов в мм вод. ст. . . . .	130	100
Количество циркулирующего раствора в м <sup>3</sup> /час . .	64	340
Количество циркулирующего раствора в л/м <sup>3</sup> газа	11	8,5
Средняя температура циркулирующего раствора в °С	35	35
Избыток жидкости (считая по мышьяку) в % от стехиометрически необходимого (рассчитанный по уравнениям УНИХ:1Ма) . . . . .	220	250
Содержание As <sub>2</sub> O <sub>3</sub> в растворе в г/л . . . . .	6,5	10
Содержание свободного аммиака в растворе в г/л .	2,5	7
Содержание связанного аммиака в растворе в г/л .	12	15
pH раствора после скрубберов . . . . .	7,7	8
Удельный вес раствора . . . . .	1,1	1,1
Содержание H <sub>2</sub> S в исходном газе в г/м <sup>3</sup> . . . . .	7,2	8,0
Содержание H <sub>2</sub> S в очищенном газе . . . . .	0,2	0,16
Степень извлечения H <sub>2</sub> S в % . . . . .	97,2	98
Содержание HCN в исходном газе в г/м <sup>3</sup> . . . . .	0,27	0,8
Содержание HCN в очищенном газе в г/м <sup>3</sup> . . . .	0,03	0,0
Степень извлечения HCN в % . . . . .	89	100
Расход As <sub>2</sub> O <sub>3</sub> в кг на тонну полученной серы . .	75	5
Расход воздуха в м <sup>3</sup> на кг поглощенной H <sub>2</sub> S . .	11	6
Выход элементарной серы в % от поглощенной .	64	95

## 5) Никелевый способ

Идея применения никелевых солей для целей газоочистки и сероулавливания принадлежит обществу Pacific Gas and Electric Co. Усовершенствованием аппаратуры и метода работы занималась фирма Corpergs Co., получившая в Америке патентные права на данный процесс.

По своей сути рассматриваемый способ весьма близок к «Феррокс-процессу». Но здесь к раствору кальцинированной соды (или аммиака) добавляется не соединение железа (железный купорос или непосредственно гидрат окиси), а соединение никеля, именно — серноокислый никель.

В качестве преимущества никелевого способа Кундаль — один из авторов его — выдвигает достаточно хорошую растворимость никелевых солей в щелочных растворах<sup>1</sup>. Поэтому согласно его утверждению при регенерации отработанной жидкости выпадает в твердом состоянии только сера, почти не затрясаемая посторонними взвешенными примесями. В соответствии с этим получается высокое качество получаемой серной пасты, содержащей в пересчете на сухое вещество около 97% серы.

Однако подобное утверждение вызывает сомнение. Повидимому, здесь циркулирует не столько прозрачный раствор NiS, на что указывает автор, сколько жидкость с суспендированным гидратом никеля. Поэтому и чистота серы, повидимому, не совсем такая, как утверждает Кундаль.

Обязательным условием «никель-процесса» является отсутствие в очищаемом газе циана. В противном случае никель быстро связывается в регенерируемое и химически весьма устойчивое комплексное соединение  $\text{Na}_2[\text{Ni}(\text{CN})_4]$  или  $(\text{NH}_4)_2[\text{Ni}(\text{CN})_4]$  и для производства теряется. Поэтому для очистки коксовых газов данный способ вовсе неприменим, и попытка ввести его (в виде аммиачного «никель-процесса») на коксовых заводах оказалась безуспешной.

Для очистки газов, совершенно свободных от циана, — водяного, генераторного, нефтяного — этот способ некоторое распространение нашел. В частности, он применяется на трех заводах калифорнийской фирмы Pacific Gas and Electric Co. в Оклэнде, Сан-Джозе и Сан-Франциско.

Характеристика работы газоочистных установок при этих заводах дается в табл. 18 (по Кундалю).

Если на основании вышесказанного подвергнуть сомнению сообщения Кундаля о чистоте получаемой серы и величине расхода никеля, то видно, что, не имея особых преимуществ по сравнению с другими способами данной группы, никелевый способ обладает существенными недостатками. К минусам «Феррокс-процесса» (высокий расходный коэффициент по соде, относительно малый выход серы и пр.) здесь прибавляется: чувствительность к циану и применение сравнительно дорогого никеля, расход которого даже по данным Кундаля довольно высок.

<sup>1</sup> Chem. a. Metall. Eng., 1927, 34, 143.

Показатели содового „никель-процесса“

Местонахождение установки	Количество последователь- но соединенных скрубберов	Содержание $H_2S$ в исходном газе в г/м <sup>3</sup>	Поглощение $H_2S$ в %	Затрата соды на 1000 м <sup>3</sup> газа в кг	Затрата соды в кг на 1 кг поглощенной $H_2S$	Расход никелевой соли (с содержанием 16% Ni) на 1000 м <sup>3</sup> газа	Концентрация содового раствора в %	Выход элементарной серы в % от поглощенной	Влажность серной пасты в %	Содержание S в пасте в сухом веществе в %
Оклэнд . . .	1	3,5	70—85	1,5	0,580					
Сан-Джозе . .	2	4,0	75—95	1,9	0,526	0,32—0,46	1,5—2	до 85	50	97
Сан-Франциско	3	5,1	85—100	2,3	0,480					

### б) Другие способы мокрой газоочистки

Выше мы указывали на техническую возможность извлечения сероводорода из газа практически нацело применением мокрых методов газоочистки. Однако там же обращалось внимание на экономическую невыгоду столь высокой степени очистки данными методами: непомерно возрастает размер капиталовложений и эксплуатационных затрат. Поэтому практически «Феррожкс»-, «Тайлокс»- и «никель-процессы» характеризуются 95—98%-ной очисткой газа, недостаточной при использовании газа для коммунально-бытовых целей, при применении в производстве особых высококачественных сталей, при разных синтетических процессах и т. п. В этом случае предпочитают старый сухой болотнорудный способ очистки или доочистки газа очищенному мокрым способом.

Кроме того, относительно небольшая поглотительная способность применяемых растворов приводит к необходимости круговорота огромных количеств жидкости, к большему, чем хотелось бы, объему поглотительной, регенерационной и вспомогательной аппаратуры, к затрате большого количества электроэнергии.

Совершенно естественно стремление изыскать процесс, соединяющий воедино преимущества существующих способов сухих и мокрых, но свободный от недостатков, присущих каждому из них.

Таких способов предложено много, причем по литературным описаниям каждый из них удовлетворяет всем вышеперечисленным требованиям. Однако, по видимому, это не так и в первую очередь — в отношении экономичности процесса. Во всяком слу-

чае способы эти в технике обессеривания газа промышленного распространения почти не получили или получили ограниченное распространение в отдельных частных случаях.

Тем не менее, они могут представить интерес (некоторые из них исследуются в настоящее время научно-исследовательскими институтами Союза), достаточно оригинальны и стоят того, чтобы несколько на них остановиться. Рассмотрим поташный способ Пти и электролитический Фишера, а также несколько дополним ранее сказанное<sup>1</sup> о фенолятном способе Копперса и этаноламиновом способе Боттомса-Джирдлера.

### 1) Поташно-углекислотный способ Пти

Данный способ, разработанный Голландско-бельгийским обществом, в некоторой своей части сходен с прочими, вышерассмотренными методами мокрой газоочистки: например, извлечение сероводорода производится также путем промывки газа щелочным раствором. Но ряд особенностей делает поташно-углекислотный способ оригинальным. Эти особенности следующие:

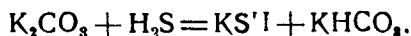
1. Вместо соды Пти применяет поташ. Благодаря тому что бикарбонат калия обладает значительно большей растворимостью, нежели бикарбонат натрия, становится возможной работа на концентрированных растворах с использованием всех вытекающих из этого преимуществ.

2. Вместо воздуха Пти применяет инертный углекислый газ. Благодаря этому при регенерации отработанного раствора не образуются побочные реакции окисления. Отсюда — безвозвратный расход щелочи ничтожен, выход серы, в процессе ничем не загрязняемой и потому совершенно чистой, большой.

3. Концентрированный раствор поташа наряду с сероводородом способен связывать некоторое количество сероуглерода, а также углекислоты. Освобождая таким образом газ и от части этих нежелательных компонентов, поташ при этом почти не расходуется, так как образовавшиеся соединения поддаются регенерации так же, как соединения, образовавшиеся при поглощении  $H_2S$ .

Последовательность операций при способе Пти показана на рис. 118, а схема установки — на рис. 119.

Вначале процесс протекает в обычном насаженном скруббере, в котором газ, предварительно освобожденный от смолы и аммиака, промывается 15—20%-ным раствором поташа. Благодаря такой концентрации раствора происходит весьма энергичное поглощение  $H_2S$  и достигаемая степень газоочистки полностью отвечает нормам Бунте для бытового газа<sup>2</sup>:



<sup>1</sup> См. раздел о декарбонизации газа.

<sup>2</sup> См. Zeitsch. f. angew. Ch. 1929, 42.

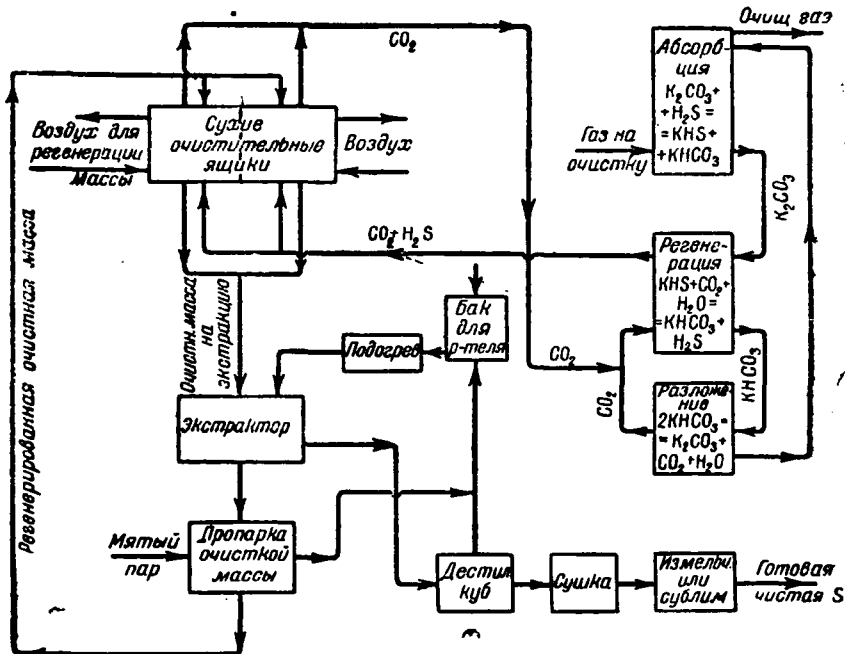


Рис. 118. Последовательность операций при поташно-углекислотном способе Пти.

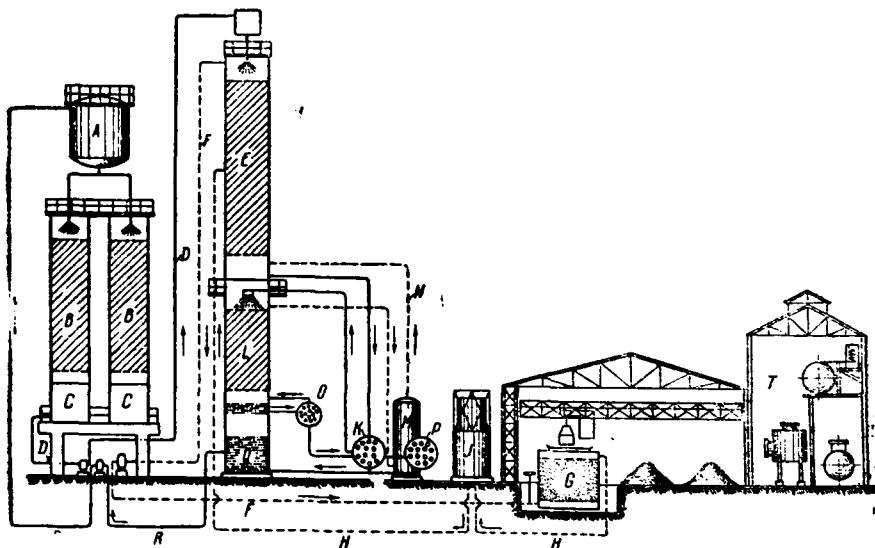


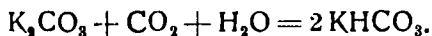
Рис. 119. Схема установки по способу Пти:

A—напорный бак для поглощения жидкости, B—скрубберы, C—резервуары для отработанной жидкости, D—трубопровод отработанной жидкости, E—отгонка сероводорода, F—трубопровод  $H_2S + CO_2$ , G—сухой очистительный ящик, H, N—трубопровод углекислого газа, J—газгольдер для углекислого газа, K—теплообменник, L—отгонка  $CO_2$ , M—конденсатор, O—кипятильник, P—холодильник, Q—резервуар активного раствора, R—трубопровод активного раствора, T—экстракционное отделение.

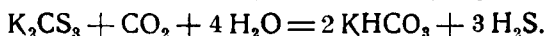
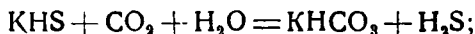
Одновременно с этим происходит довольно значительное связывание сероуглерода и приблизительно 60—65% его остается в жидкости в виде тиокарбоната калия:



Наконец, концентрированный раствор поташа поглощает еще и некоторое количество углекислоты по уравнению:



Очищенный газ отводится из скруббера по назначению, а вытекающий отработанный раствор, содержащий до 15—20 г/л S<sub>2</sub>, направляется в карбонизатор. Это — такой же насаженный скруббер, в котором идущая вниз жидкость встречает углекислый газ, подаваемый противотоком. Результатом взаимодействия является вытеснение газообразного сероводорода:



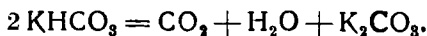
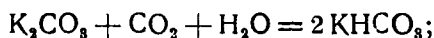
Из карбонизатора жидкость, свободная от серы и содержащая бикарбонат калия, передается через теплообменник в подогреватель. Здесь бикарбонат разлагается и вновь образуется исходный карбонат:



Регенерированный таким образом раствор поташа поступает в новый цикл промывки газа, углекислота же возвращается в карбонизатор.

Выделившийся в карбонизаторе сероводород направляется вместе с избытком углекислоты в небольшую сухую газоочистительную установку. Сероводород поглощается железной рудой обычным сухим способом. Углекислота при этом очищается и, так же, как и углекислота из подогревателя, возвращается в карбонизатор для регенерации отработанной жидкости.

Теоретически углекислота в процессе не теряется; практически некоторые потери через неплотности, а также при перегрузке очистных ящиков имеются, но они с избытком восполняются углекислотой, которая всегда имеется в газе, поглощаясь из него поташом при промывке газа в скруббере, и вновь выделяется при регенерации жидкости в регенераторе:



Таким образом углекислота не теряется и расходы на восполнение ее из других источников почти отпадают.

Сероводород задерживается очистной массой в сухих очистителях. Когда масса поглотит определенное количество серы, ящики переключаются и в течение некоторого времени производится продувка очистной массы. Происходит регенерация. Масса постепенно накапливает в себе до 70% свободной серы и затем направ-



ляется на экстракцию. Экстракция отработанной, насыщенной серой массы производится трихлорэтиленом или сероуглеродом.

Масса механическим способом подается в экстрактор, куда поступает из находящегося выше резервуара и растворитель, предварительно пройдя через паровой подогреватель. Поглотив серу, растворитель далее направляется в наполненный кипяток дестилляционный куб, где быспро испаряется, так как точка кипения трихлорэтилена  $88^{\circ}$ , а сероуглерода  $46^{\circ}$ . Сера остается в воде и выделяется в виде крупных кристаллов 99,9%-ной чистоты. Далее идет сушка и измельчение или превращение в сублимационном аппарате в серный цвет.

После того как очистная масса полностью проэкстрагирована, она спускается из экстрактора, продувается мятым паром для освобождения от остатков растворителя и вновь поступает в процесс.

Благодаря высокой концентрации поглотительного раствора поташа абсорбция  $H_2S$  в скрубберах протекает весьма интенсивно и требует сравнительно незначительного орошения и сравнительно небольшого объема аппаратуры<sup>1</sup>. Отсюда — расход энергии мал, а «мокрая» часть установки компактна при почти полном извлечении  $H_2S$ , значительном извлечении  $CS_2$  и некотором  $CO_2$ . Компактна и «сухая» часть установки благодаря тому, что сюда направляется не весь газ, а только смесь  $H_2S + CO_2$ , составляющая лишь небольшую часть от всего количества очищаемого газа.

Благодаря тому, что регенерация отработанной жидкости производится не кислородом воздуха, а инертной углекислотой, процесс почти не сопровождается побочными реакциями окисления. Стало быть, расход поташа мал (порядка 2% от количества поглощенной серы), выход серы велик (около 100% от содержащейся в газе).

Наконец, благодаря тому, что в данном случае сухая поглотительная масса не загрязняется ни частицами смолы, ни цианистыми и другими соединениями, она может накапливать в себе до 70% свободной серы, что делает достаточно рентабельным процесс экстракции и дает в результате высококачественную серу.

Если на производстве, где применяется очистка газа, углекислота представляет собой отбросный продукт или дешева, вместо поглощения высококонцентрированного  $H_2S$  в сухих ящиках можно применить сжигание его на боксите в печах типа Клауса-Чанкса. При этом технологическая схема процесса весьма упрощается и установка (которая по данным иностранной литературы и так занимает всего 15 — 20% площади, требуемой обычной сухой газоочисткой) становится особо компактной. По другому варианту предлагается замена сухих очистительных ящиков фильтрами с активированным углем, работающими с расплавлением серы, т. е. непрерывно<sup>2</sup>.

Из вышеизложенного видны технические преимущества спо-

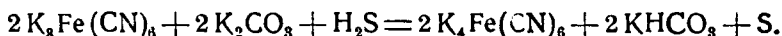
<sup>1</sup> Поглотительная способность раствора теоретически  $\sim 45$  г  $H_2S/л$ , вместо 3 — 4 г/л при выше рассмотренных способах.

<sup>2</sup> Кокс и химия 1932, 7.

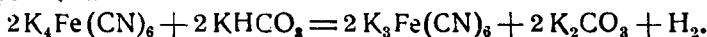
соба Пти. Но вопреки часто встречающимся указаниям<sup>1</sup> экономически он вряд ли выгоден, главным образом из-за большого расхода пара в процессе. Поэтому более или менее существенный интерес этот способ может представить главным образом лишь в том случае, когда конечным продуктом должен явиться концентрированный сероводород, потребный для некоторых промышленных целей.

## 2) Электролитический способ Фишера

По данному способу газ промывается раствором, содержащим около 60 г/л поташа и 200—300 г/л красной кровяной соли. Происходит реакция полного поглощения сероводорода с непосредственным выделением серы в элементарном состоянии:



Сера отфильтровывается, а отработанная жидкость, предварительно подогретая до 35—40°, передается в электролизеры, где подвергается анодному окислению; при этом протекает следующая реакция:



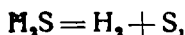
Как видно, железистосинеродистый калий, образовавшийся при промывке газа, обратно превращается в железосинеродистый, а бикарбонат калия — обратно в карбонат, т. е. в электролизерах происходит регенерация жидкости, отработанной в газопромывателях. Одновременно с этим выделяется водород.

Этот последний отводится для соответствующего использования или поступает в общую газовую сеть, обогащая газ, а регенерированный раствор направляется вновь на поглощение  $H_2S$  и таким образом замыкает цикл.

Суммирование обоих приведенных уравнений показывает, что, в то время как все вышерассмотренные способы газоочистки<sup>2</sup> сводят в конечном счете процесс к уравнению



в данном случае баланс процесса может быть охарактеризован реакцией:



т. е. наряду с серой регенерируется другая ценная составная часть сероводорода — водород.

В качестве щелочи может быть применена и кальцинированная сода<sup>3</sup>, но предпочтительнее поташ<sup>4</sup>.

Использование в качестве абсорбционной аппаратуры обычных насаженных скрубберов при рассматриваемом способе неблаго-

<sup>1</sup> См., например, Chem. Weekblad 1929, 26.

<sup>2</sup> За исключением «Сиборд-процесса», где не регенерируется поглощенная сера.

<sup>3</sup> Brennst.-Chem. 1928, 8.

<sup>4</sup> GWF, 1931, 28.

приятно, так как выделяющаяся при промывке газа элементарная сера отлагается на поверхностях насадки и лишь с трудом поддается отмывке. Поэтому скрубберы здесь заменены газопромывателями типа «Шредер» с вращающимися дисками, менее подверженными опасности заклепления серой.

Электролизер конструктивно представляет собой ряд прямоугольных металлических пластин, образующих электроды, обложенные снаружи резиновыми прокладками с целью образования замкнутой батареи (рис. 120). Ток подводится с двух сторон к крайним пластинам. В противоположность этим пластинам, являющимся однополюсными, все остальные пластины образуют два

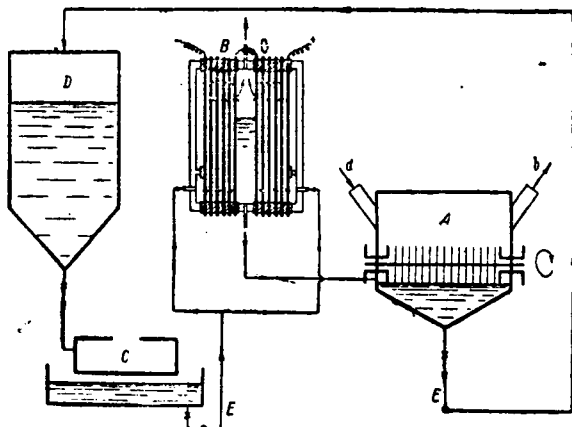


Рис. 120. Схема установки электролитической газоочистки

**A**—промыватель, **B**—электролизер, **C**—фильтр-пресс, **D**—сборник-отстойник, **E**—насосы, **b**—выход очищенного газа, **c**—отвод водорода, **d**—вход газа.

полоса и, с одной стороны, служат в качестве катода, с другой—анода. У катода выделяется водород, у анодных поверхностей идет окисление, иначе говоря, регенерация отработанной жидкости.

Жидкость подается в электролизеры с двух сторон, поступает сначала в крайние камеры, проходит через имеющиеся отверстия в следующие камеры и т. д. до среднего отделения, откуда вытекает регенерированный раствор. Выделяющийся водород по другим отверстиям стремится тоже к среднему отделению, откуда отводится по назначению. Электролиз ведется под напряжением у зажимов каждого элемента 1,9—2,2 В, при плотности тока 200—300 А/м<sup>2</sup>.

Отфильтровывание серы может производиться любым способом.

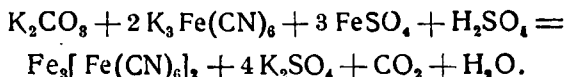
Схема установки электролитической газоочистки представлена на рис. 120.

В поглотительной жидкости накапливаются с течением времени продукты побочных реакций, в частности  $K_2S$ . Это обстоятельство (через определенное время) начинает неблагоприятно сказываться на процесс и требуется освежение раствора. Поэтому время

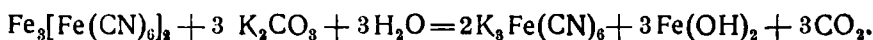
от времени необходимо, как и при других мокрых способах газоочистки, часть жидкости сбрасывать с цикла и взамен вводить в цикл соответствующее количество свежего раствора.

Регенерацию кровяной соли из сбрасываемых вод можно провести следующим образом.

Выведенный из системы раствор поступает в деревянный бак-нейтрализатор. Прибавляется серная кислота и железный купорос. Образуется железосинеродистое железо, выпадающее в осадок. Протекающую реакцию можно представить следующим уравнением:



Раствор декантируется в канализацию. К оставшемуся же осадку приливается поташ:



В данном случае — в растворе  $\text{K}_3\text{Fe}(\text{CN})_6$ , в осадке  $\text{Fe}(\text{OH})_2$ . Первый возвращается в систему, второй растворяется в серной кислоте и в виде  $\text{FeSO}_4 + \text{H}_2\text{SO}_4$  служит для регенерации кровяной соли из последующих порций сбрасываемых вод.

Получаемая при газоочистке по способу Фишера сера по снятии с фильтр-аппарата имеет пастообразную консистенцию и в хорошо промытом состоянии содержит 99% продукта в сухом веществе. Путем дополнительной плавки, а тем более возгонки, возможно получение 100%-ной серы.

Расход материалов в процессе незначителен, обслуживание просто, установка весьма компактна, получаемая сера высококачественна, обессеривание газа достигается нацело. Некоторую выгоду дает еще утилизация регенерируемого из  $\text{H}_2\text{S}$  водорода. В этом — положительные стороны способа.

Но способ имеет существенный недостаток — большой расход электроэнергии, который составляет на один лишь электролиз от 3 до 4 kWh на 1 кг полученной серы. Указанный недостаток в значительной степени сглаживается, если электрический ток дешев, и тогда этот способ может представить практический интерес.

### 3) Фенолятный, алькацидный и этаноламиновый («Джирботол») способы

Уже упомянутый выше (в разделе о сорбции углекислоты) фенолятный способ газоочистки был разработан компанией Копперс для десульфурации природных газов и, главным образом, крекинг-газов, отличающихся высоким содержанием сероводорода.

Первая промышленная установка по обессериванию газа фенолятным способом была сдана в эксплуатацию в 1936 г. в Калифорнии вблизи Лос-Анжелос на заводе Standard Oil Co.

Вторая установка работает в Филадельфии на нефтеперегон-

ном заводе Atlantic Refining Co., работает также установка на заводе El Seguodo и др.<sup>1</sup>

Согласно литературным данным применяемый раствор (сырьем для которого служит едкий натр и фенол) обладает огромной поглотительной способностью и сорбирует 30—50 г серы и даже выше одним литром. В соответствии с этим скорость циркуляции жидкости незначительна и поэтому невелик расход энергии. К. п. д. процесса поглощения определяется условиями производства и составляет от 95 до 99,5%.

Технологическая схема установки заключается в следующем.

Отработанный в абсорбере фенолятный раствор подогревается в теплообменнике и направляется в регенератор, к его четвертой (считая сверху) тарелке. Перетекая постепенно вниз, он обрабатывается идущим навстречу паром, образующимся в «кипятильнике», у основания башни за счет подаваемого сюда глухого пара.

Подвергшийся регенерации раствор вытекает из кипятильника, поступает в межтрубное пространство теплообменника, охлаждается далее в трубах холодильника и вновь возвращается в абсорбер.

Выходящий из регенератора содержащий  $H_2S$  пар направляется в дефлегматор, где происходит разделение. Сконденсировавшийся пар и увлеченный фенол возвращаются в процесс, а высококонцентрированный сероводород поступает либо в сернокислотную установку, либо для иного использования.

Физические основы фенолятного способа сводятся согласно Пауэлю<sup>2</sup> к следующему.

Для связывания сероводорода желательна высокая степень щелочности, усиливающая эффект поглощения. Наоборот, в стадии регенерации отработанных растворов всегда желательна низкая щелочность, при которой успешнее протекает активация. В способах, при которых активация осуществляется подогревом, имеют место два противоположных явления. С одной стороны, высокая температура стадии регенерации значительно увеличивает парциальное давление сероводорода и стимулирует выделение его из раствора; с другой стороны, кислотность сероводорода растет с температурой, что приводит к усилению связывания его щелочью.

Устранение этого дефекта может быть достигнуто наличием в растворе другой слабой кислоты, кислотность которой повышается с увеличением температуры в большей степени, чем кислотность  $H_2S$ . Эта кислота будет стремиться соединиться со щелочью в условиях активации и, следовательно, вытеснит сероводород.

При этом, однако, рассматриваемая вспомогательная кислота должна быть такова, чтобы ее кислотность (или электролитическая диссоциация при температуре абсорбции) была меньше, чем у сероводорода. Тогда в стадии абсорбции сероводород будет вытеснять ее и сам, таким образом, подвергаться поглощению. Этим условиям удовлетворяет фенол.

<sup>1</sup> Gas Age-Record 1937, 3.

<sup>2</sup> American Gas Association Proceed. 1933, 913.

Исследование фенолятного способа проводилось в СССР несколькими научно-исследовательскими институтами, в частности Харьковским углехимическим и Ленинградским газовым. На основе полученных экспериментальных данных запроектирована большая установка для извлечения серы из крекинг-газа.

В разделе, относящемся к декарбонизации газа, были описаны этаноламинный и алькацидный способы совместной очистки газа от углекислоты и сероводорода. Особых пояснений к данным способам не требуется. Отметим лишь, что избирательность поглощения  $H_2S$  и  $CO_2$  зависит от температурных условий, от продолжительности контакта, от концентрации и состава поглотительной жидкости. В этаноламинном способе (иначе называемом способом «Гирботол»), температура поглотительного раствора поддерживается на уровне  $15-16^{\circ}$  при абсорбции сероводорода и на уровне около  $50^{\circ}$  при абсорбции углекислоты. При этом степень извлечения  $H_2S$  достигает остаточного содержания  $0,05-0,1$  г  $H_2S$  в  $1$  м<sup>3</sup> очищенного газа, а  $CO_2$  остается  $\sim 0,01\%$ . Содержание  $H_2S$  в отходящем при регенерации газе составляет  $\sim 60\%$ . Способ представляет существенный интерес, особенно если наряду с удалением сероводорода требуется декарбонизация газа.

Согласно литературным данным<sup>1</sup> в США работают по рассматриваемому способу: 7 установок на естественном газе, 4 установки на нефтяном газе и 5 установок на очистке водорода.

Суммарная производительность этих установок превышает 1 млн. м<sup>3</sup> газа в сутки.

Выше уже отмечались работы советских институтов по исследованию этаноламинного процесса газоочистки. Один из авторов работы инж. Липовский, во-первых, разработал упрощенный метод приготовления этаноламинов из окиси этилена; во-вторых, исходя из того, что полной селективности поглощения  $H_2S$  и  $CO_2$  достигнуть не удается и что гораздо проще вести процесс совместного поглощения указанных компонентов, он разработал оригинальный метод последующей переработки сероводородо-углекислотной смеси, получающейся в результате регенерации, на чистую элементарную серу и  $CO_2$ .

Способ «Алькацид», технологически весьма близок к способу «Гирботол».

Основное отличие — это иной характер поглотителя<sup>2</sup>, в качестве которого, как выше указывалось, применяется щелочной раствор аланина, глицина или другие подобные растворы.

Фирмой И. Г. запатентовано несколько марок алькацидов, в частности марка М для совместного поглощения  $H_2S$  и  $CO_2$  и марка ДК для поглощения только  $H_2S$ .

Встречаются указания на то, что в Германии данный способ нашел довольно значительное промышленное применение.

<sup>1</sup> С. Г. Аронов, Сера, Металлургиздат, 1940.

<sup>2</sup> Chem. and Metal. Eng., 1938, 9; Zt. Ver. Dtsch. Ing. 1938, IV.

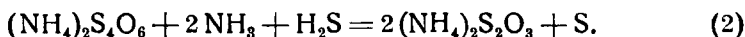
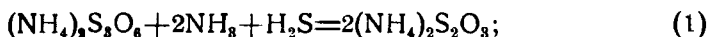
## ***В. Методы одновременного улавливания сероводорода и аммиака с получением сульфата аммония и свободной серы***

Для получения 1 т сернистого аммония из аммиака и серной кислоты необходимо затратить  $\sim 750$  кг  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , что примерно соответствует 1 т серной кислоты крепостью в  $60^\circ$  Вё. Этот расходный коэффициент дает достаточное представление о тех затратах на серную кислоту, которые несут при производстве сульфата коксовые и газовые заводы.

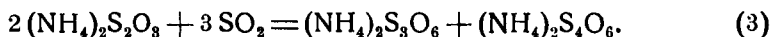
Логическим следствием такого положения явились попытки непосредственного получения сульфата аммония из газа, содержащего серу и аммиак.

### **а) Политионатсвый метод Фельда**

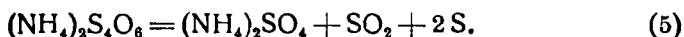
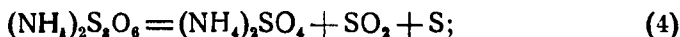
Метод Фельда<sup>1</sup> основан на применении политионатов аммония, из которых состоит поглотительная жидкость. Эта жидкость готовится из аммиачной воды, серы и сернистой кислоты и содержит в себе три- и политионаты аммония. Во время промывки газа эта жидкость извлекает из него сероводород и аммиак, причем политионатсвый раствор переходит в тиосульфатный:



Вытекающий из промывателя отработанный раствор отделяется от серы и обрабатывается сернистым ангидридом, полученным от сжигания серного колчедана или части полученной в процессе серы. В результате тиосульфатный раствор обратно переводится в политионатсвый:



Половина всего количества жидкости возвращается обратно на промывку газа, вторая же половина выводится из цикла и передается в подопревателъ. Здесь, при нагревании, политионаты разлагаются с образованием сульфата аммония:



Жидкость отстаивается, сульфат отделяется, упаривается, кристаллизуется и центрифугируется. Сера промывается, центрифугируется и частично идет на образование сернистого газа, необходимого для процесса, частично же — в продажу.

Рис. 121 схематически изображает технологический ход процесса Фельда. Предварительно освобожденный от смолы по способу горячего смолоотделения того же Фельда или по любому

<sup>1</sup> Feld W., Ztschr. ang. Chem. 1912, 15; F u n c k e W., Glückauf 1924, 38.

другому способу газ, содержащий  $\text{NH}_3$  и  $\text{H}_2\text{S}$ , поступает в промыватель *A*. Отработанная жидкость, в которой согласно реакциям (1) и (2) содержится тиосульфат и сера, отводится из промывателя в промежуточный чан *B*. Насос *C* качает ее дальше в окислитель *D*, причем по пути жидкость проходит через конический сосуд *E*; здесь она оставляет некоторое количество серного шлама.

В печи *F* сжигается серный колчедан или часть полученной в самом процессе серы. Сернистая кислота эксгаустером *g* просасывается через окислитель *D*. Происходит регенерация жидкости

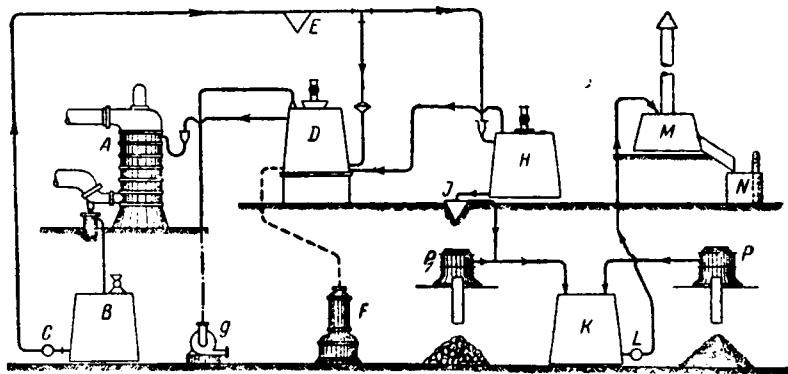


Рис. 121. Политионатный способ Фельда.

по реакции (3); регенерированный раствор направляется обратно для использования его в новом цикле работы — в промыватель *A*.

*H* — снабженный свинцовым змеевиком подогреватель, куда поступает часть поглощающей жидкости по достижении ею определенной концентрации. Здесь при нагревании протекают реакции (4) и (5).

Раствор сернистой кислоты поступает в конический отстойник *J*, где оседает сера, и через промежуточный бак *K* насосом *L* подается в упариватель *M*, где упаривается до твердого сульфата.

Следующие аппараты — это кристаллизатор *N* и центрифуга *P*, из которой после отжимки жидкости получается готовый продукт. Отжатая жидкость поступает обратно в упариватель.

Сера, осевшая в отстойнике *J*, промывается сушится на центрифуге *P*, и или идет всецело в продажу, или же частично в продажу и частично в печь *F* для получения нужной в процессе сернистой кислоты.

Впервые метод Фельда был применен на Кенигсбергском газовом заводе, где в течение ряда лет под руководством изобретателя работала довольно большая опытная установка. Отмывка  $\text{H}_2\text{S}$  и  $\text{NH}_3$  практически была полной; получающийся сульфат — хорошего качества, а остаток выделенной из газа серы получался в виде красивых желтых кристаллов элементарной серы.



С началом мировой войны 1914—1918 гг. установка была оставлена; вновь пущена она была только после смерти изобретателя, причем выявился целый ряд неполадок и трудностей, в результате которых наладить регулярную работу не удалось. Такая же судьба постигла способ Фельда и на другой установке, после чего метод был оставлен.

Однако идея Фельда замены покупной серной кислоты серой из газа и непосредственного получения из газа сульфата аммония настолько экономически и химически интересна, что в последующие годы появился ряд патентов, воскрешающих основную идею Фельда. Так, например, И. Г. в своем так называемом «усовершенствованном полисульфатном процессе» устраняет главный недостаток способа Фельда, ставящий благоприятное течение процесса в зависимость от соотношения в газе количеств сероводорода и аммиака<sup>1</sup>.

Способ Фельда напоминает собой описываемый в дальнейшем способ «CAS» компании Ксперс и др.

### б) Способ Буркгейзера<sup>2</sup>

На рис. 122 представлена схема сульфитбисульфитного способа Буркгейзера с мокрой очисткой и мокрой регенерацией. В основном процесс сводится к следующему.

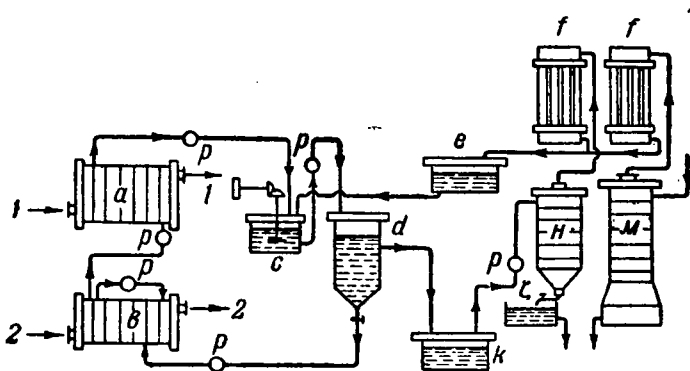


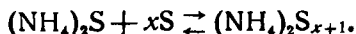
Рис. 122. Сульфитбисульфитный способ Буркгейзера:  
*a*—очиститель, *b*—оживитель, *c*—растворитель серы, *d*—отстойник для сернистого аммония, *e*—сборник сернистого аммония, *f*—холодильник, *p*—насосы, *H*—выпариватель, *K*—сборник полисульфида аммония, *M*—дистилляционная колонна; 1—ход газа, 2—ход воздуха.

Сырой газ, содержащий сероводород, аммиак и циан, после смолоотделения поступает в очиститель типа «Стандарт-вешер», где промывается концентрированной аммиачной водой, содержащей во взвешенном состоянии гидрат окиси железа и элементарную серу. Сероводород переходит в сернистое железо, а циан— в роданистый аммоний. Жидкость, вытекающая из очистителя и

<sup>1</sup> См. Жюкс и химия 1931, 1.

<sup>2</sup> Burkheiser W., GWR, 1926, 36.

содержащая сернистое железо и серу в твердом состоянии, а роданистый аммоний — в растворе, перекачивается в так называемый растворитель серы; сюда же подводится сернистый аммоний. Сера растворяется с образованием полисульфидов:



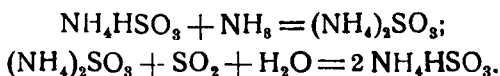
В растворе в твердом виде остается лишь сернистое железо, которое отделяется в отстойнике. Осевший шлам перекачивается насосом в регенератор, конструктивно подобный очистителю, и обрабатывается здесь воздухом. Образуется гидроокись железа и элементарная сера, которые возвращаются в цикл промывки газа.

В то время как осадок сернистого железа из отстойника идет в регенератор, раствор полисульфида и роданида аммония направляется в выпариватель. При нагревании до температуры 90—95° полисульфиды распадаются, образуются сернистый аммоний и сера, выпадающая в виде чистого порошка.

Роданистый аммоний остается без изменения. Сера отфуговывается.

Пары сернокислого аммония конденсируются в холодильнике и вместе с новой порцией крепкой аммиачной воды, служащей для возмещения оставшегося в осевшей массе сернистого аммония, поступают в растворитель серы.

Часть серы, получающейся в процессе, сжигается и сернистым ангидридом насыщается жидкость, промывающая газ в отдельном аммиачном промывателе (после  $\text{H}_2\text{S}$ -промывателя). Эта жидкость, находящаяся в попеременном соприкосновении с газом, содержащим аммиак ( $\text{H}_2\text{S}$  и  $\text{HCN}$  уже выделены в  $\text{H}_2\text{S}$ -промывателе), и затем с воздухом, содержащим  $\text{SO}_2$ , состоит из смеси сульфита и бисульфита аммония:  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$  и  $\text{NH}_4\text{HSO}_3$ . При взаимодействии с аммиаком газа бисульфит переходит в сульфит, который обратно возвращается в бисульфит при соприкосновении с  $\text{SO}_2$ :



Таким образом промывная жидкость постоянно содержит в себе сульфит и бисульфит, причем состав этой смеси можно менять. Из одной частицы сульфита получаются две частицы бисульфита, вследствие чего раствор становится все более концентрированным, пока не начнет выпадать в осадок твердый сульфит, менее растворимый, нежели бисульфит. Полученный сульфит в дальнейшем окисляется в сульфат — высокопроцентную белую соль, не содержащую кислоты.

Сгушенная в выпаривателе жидкость содержит в себе только роданиды; к ней прибавляется известь. Роданистый аммоний переводится в роданистый кальций, а аммиак выделяется и переходит в растворитель серы. Роданистый кальций вместе с предназначенным для коксования углем идет в коксовую печь, где в процессе коксования происходит превращение роданистых соединений в аммиак с увеличением выхода последнего.

В связи с тем, что перевод не представляющего особого интереса сульфита аммония в ценный сульфат требует отдельной операции, для непосредственного получения сульфата Буркгейзером был разработан кроме сульфитбисульфитного еще сульфатбисульфатный способ.

Сульфатбисульфатный способ Буркгейзера подобен сульфитбисульфитному с тем лишь отличием, что сернистый ангидрид до соединения с аммиаком окисляется в контактной печи в серный ангидрид. Конечный продукт — сульфат.

Метод Буркгейзера изучался в опытно-заводском масштабе на газовом заводе в Тегеле (под Берлинсом), где была сооружена опытная установка производительностью в 10 тыс. м<sup>3</sup> газа в сутки, и на ряде других заводов, но производственного успеха нигде достигнуть не удалось, и опытно-промышленные исследования были оставлены.

### в) Способ „CAS“

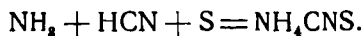
Целью данного способа является: одновременное извлечение из газа синильной кислоты, аммиака и сероводорода, перевод содержащегося в циане азота в аммиак, получение сульфата аммония без затраты серной кислоты, увеличение выхода сульфата за счет азота цианистых соединений и выделение избыточной серы (сверх связавшейся в сульфат) в свободном состоянии в виде продукта большой чистоты.

Способ разработан и запатентован компанией Копперс и в соответствии с удаляемыми из газа HCN, NH<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>S назван «Cyan-Ammon-Schwefel-Verfahren» или сокращенно «CAS».

В кратких чертах процесс протекает следующим образом<sup>1</sup>.

Коксовый, или светильный, газ предварительно освобождается от смолы и части аммиака. Получающаяся аммиачная вода концентрируется до 10—12% NH<sub>3</sub>. Концентрированная аммиачная вода направляется в поглотительный цикл.

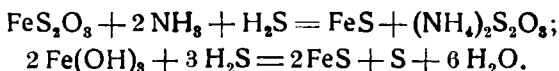
Частично освобожденный от аммиака газ поступает в ряд реакционных башен-скрубберов; в первом из них он промывается суспензией серы в 10—12%-ном аммиачном растворе, в результате чего цианистые соединения извлекаются с образованием тиоцианатов аммония:



По выходе из первого, так называемого предварительного, скруббера газ последовательно проходит через три других скруббера, где промывается вначале концентрированной аммиачной водой, а затем (в 3-м скруббере) жидкостью, состоящей в основном из тиосульфата железа, небольшого количества полигидрохлорида железа и гидроокиси железа во взвешенном состоянии. Растворенные соединения железа поглощают аммиак и сероводород, образуя тиосульфат аммония и сернистое железо и выделяя серу. Остаю-

<sup>1</sup> Gas Journal 1929, 3472; Iron and Coal Trade Reviews, 1929, 119.

щееся количество сероводорода поглощается гидроокисью железа с образованием FeS и S:



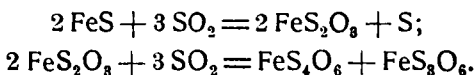
Благодаря избытку гидроокиси железа и созданным условиям поглощения газ по выходе из последнего скруббера полностью очищен от сероводорода, но содержит еще некоторое количество аммиака. Последний удаляется из газа в пятом скруббере свежерегенерированным раствором. Это завершает очистку газа от HCN, H<sub>2</sub>S и NH<sub>3</sub>.

Жидкость, вытекающая из первого скруббера, смешивается с жидкостью, вытекающей из следующих трех скрубберов. Полученная смесь состоит главным образом из тиоцианата аммония, тиосульфата аммония и небольшого количества пол리티онатов аммония, в растворе которых в суспендированном состоянии находятся сульфид железа и некоторое количество элементарной серы.

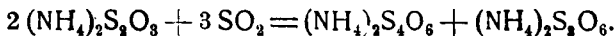
Жидкость делится на три части.

Первая часть окисляется воздухом. Сернистое железо превращается в гидроокись и свободную серу, раствор возвращается в промывную систему.

Вторая часть жидкости вместе с осадком из третьей части обрабатывается сернистым газом, полученным от сжигания некоторой части регенерированной в процессе серы. Сернистое железо растворяется с образованием тиосульфата железа и небольшого количества пол리티оната железа. Сера выделяется и отфильтровывается. Раствор возвращается в промывную систему:



Третья часть жидкости поступает в отстойники, где FeS и S осаждаются, отделяются и представляются ко второй части перед обработкой ее сернистым газом. Отстоявшаяся жидкость представляет собой прозрачный раствор аммонийных солей, свободный от железа и содержащий поглощенные из газа аммиачные, цианистые и сернистые соединения. Жидкость обрабатывается сернистым газом, причем образуются пол리티онаты:



При последующем нагревании жидкости до 150—200° под давлением 20—25 ат образуется сульфат аммония в виде 50 %-ного раствора и свободная чистая сера. После отделения последней раствор поступает в вакуум-выпариватели и на центрифугу, откуда уже получается нейтральная химически чистая соль (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

Отходом производства является углекислота, образующаяся из цианистых соединений при окислении углерода в двуокись.

По данным Кронахера<sup>1</sup> по способу «CAS» работают установки:

<sup>1</sup> Кокс и химия 1931, 1.

в Оберкирхене производительностью 180 тыс. м<sup>3</sup> газа в сутки, Эвальде — около 300 тыс. м<sup>3</sup> и в Ильседер Гютте — 400 тыс. м<sup>3</sup> суточной производительности.

К рассматриваемой группе способов относится еще «Ката-сульфпроцесс», способ GG, способ Грига и др. Все эти способы представляются весьма заманчивыми. Но значительная химико-технологическая сложность препятствует их применению в промышленности.

#### 4. Извлечение из газа органических сернистых соединений

Как уже указывалось выше, при термической обработке угля некоторая часть содержащейся в нем серы переходит в газ в виде различных, связанных с углеродом сернистых соединений. Эту часть газовой серы называют условно органической серой.

Обычно лишь весьма малая часть серы присутствует в газе в органически связанном состоянии.

Для некоторой характеристики распределения серы между органической и минеральной частями ниже приводятся три таблицы (19, 20, 21).

Таблица 19<sup>1</sup>

Распределение серы в коксовом газе из немецких углей

Угли	Серы в 1 кг угля в 2	Серы общ. в 1 м <sup>3</sup> газа в 2	Серы в виде H <sub>2</sub> S в 1 м <sup>3</sup> газа в 2	Органически связанная сера в 1 м <sup>3</sup> газа в 2	Серы в виде H <sub>2</sub> S в %	Органически связанная сера в %
Рурский коксовый . . . . .	11,0	8,9	8,5	0,4	95,5	4,5
Верхнесилезские . . . . .	8,0	8,0	7,8	0,2	97,5	2,5
Нижнесилезские . . . . .	11,4	7,1	6,8	0,3	95,8	4,2
Саксонские . . . . .	13,3	15,3	14,7	0,6	96,1	3,9
Саарской области . . . . .	6,3	11,3	11,0	0,3	97,3	2,7

Как видно из приведенных таблиц, содержание органической серы в газе, оставаясь большей частью низким, подчас сильно возрастает и достигает довольно значительной величины.

<sup>1</sup> Ztschr. ang. Chem., 1929, 29.

Распределение серы в коксовом газе Донбасса <sup>1</sup>

Наименование заводов	Содержание серы в г/м <sup>3</sup> прямого газа			Процентное соотношение видов серы		Содержание серы в г/м <sup>3</sup> обратного газа			Процентное соотношение видов серы	
	в виде H <sub>2</sub> S	в виде органического соединения	всего серы	H <sub>2</sub> S в %	органической серы в %	в виде H <sub>2</sub> S	в виде органических соединений	всего серы	H <sub>2</sub> S в %	органической серы в %
Новый Рутченковский . . . . .	6,93	0,41	7,34	94,4	5,6	3,80	0,27	4,07	93,3	6,7
Новый Горловский . . . . .	16,45	0,69	17,14	96,0	4,0	10,99	0,43	11,42	96,2	3,8
Никитовский . . . . .	21,59	1,17	22,76	94,9	5,1	15,26	0,83	16,09	94,9	5,1
Щербиновский . . . . .	19,11	0,72	19,84	96,4	3,6	11,68	0,43	12,12	96,3	3,6
Макеевский . . . . .	12,92	0,27	13,19	97,9	2,1	11,52	0,18	11,71	98,4	1,6
Днепропетровский . . . . .	14,10	0,43	14,53	97,0	3,0	11,44	0,31	11,75	97,3	2,7
Кадиевский . . . . .	21,37	0,43	21,81	98,0	2,0	19,05	0,29	19,35	98,5	1,5
Брянский . . . . .	8,38	0,30	8,68	96,5	3,5	6,40	0,20	6,60	97,0	3,0
Смоляниновский . . . . .	3,63	0,48	4,11	88,4	11,6	1,20	0,29	1,49	80,2	19,8

<sup>1</sup> „Химия твердого топлива“, 1931, 1.

Распределение серы в неочищенном каменноугольном газе

Газ	Содержание серы в г/м <sup>3</sup> газа			Серы в виде H <sub>2</sub> S в %	Серы в виде других сернистых соединений в %
	в виде H <sub>2</sub> S	в виде других сернистых соединений	всего серы в газе		
Немецкий . . . . .	10,5	0,56	11,06	95,0	5,0
Английский . . . . .	18,6	2,80	21,40	87,0	13,0
Московского газового завода	20,0	1,40	21,40	93,5	6,5

Как на среднее содержание органических сернистых соединений в газах сухой перегонки обычно указывается 30 г и выше в 100 м<sup>3</sup>. В газогенераторных газах органическая сера встречается в самых минимальных количествах.

Среди присутствующих в газе органических соединений серы находятся<sup>2</sup>:

Сероуглерод CS<sub>2</sub>

Сероокись углерода COS

Тиофен C<sub>4</sub>H<sub>4</sub>S

Тиоалкоголи RSH (например метилмеркаптан)

Тиоэфиры RSR (например, диметилсульфид)

Сульфоцианалкилы RCNS и др.

Основное количество органической серы приходится на сероуглерод, которого в среднем содержится 5% от всего количества органических сернистых соединений. Следующим идет тиофен: Меркаптанов, тиоэфиров и прочих соединений едва обнаруживаемые следы.

Удаление органически связанных соединений серы из газа, в том числе и сероуглерода, представляет собой задачу более сложную, чем удаление H<sub>2</sub>S.

Ввиду отсутствия технически удобного способа для извлечения органической серы из газа, а также учитывая, что нормально в газе находится лишь небольшое количество ее, обычно ограничиваются очисткой газа от сероводорода<sup>3</sup>. Однако, в отдельных случаях, а особенно если газ предназначается для таких каталитических процессов, при которых требуется полностью

<sup>1</sup> Известия Всесоюзного теплотехнического института 1930, 3.

<sup>2</sup> Brennst.-Chem. 1931, 16.

<sup>3</sup> При некоторых способах газоочистки от H<sub>2</sub>S попутно извлекается и часть органической серы. Например при употреблении в составе газоочистительной массы извести, при способе, применяющем активированный уголь, в процессе Пти и т. д.

обессеренный газ, вопрос об удалении органической серы приобретает актуальное значение

Способов удаления органической серы предложено много, среди них: окисление воздухом в присутствии катализаторов, применение давления и низких температур, адсорбция активным углем и силикагелем, химическое связывание известью, химическое связывание металлами или окисями при высоких температурах, вымывание растворами щелочей, вымывание органическими маслами и пр.

Все эти способы, освобождая газ от большей или меньшей части органической серы, не дают возможности получать полностью обессеренный газ, каковой требуется для разных синтетических процессов.

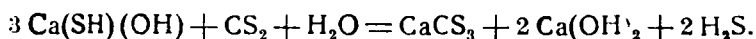
Из всех перечисленных способов большее или меньшее промышленное распространение получили немногие.

Первые шаги в направлении более полной очистки газов от серы сделал Виттек, исходящий из того соображения, что если не удастся прямым путем извлечь органические сернистые соединения, то надо попытаться превратить их в более просто удаляемый сероводород.

В Англии применяют метод связывания сероуглерода гашеной известью. Газ пропускается через наполненные ею очистные ящики. Содержащийся в газе наряду с сероуглеродом сероводород, реагируя с известью, образует сульфидрат кальция по уравнению:



Последний после некоторой обработки применяется для поглощения  $\text{CS}_2$ :



Присутствие в газе углекислоты вредно, так как она нейтрализует известь и разрушает сульфидрат. Таким образом, приходится прежде всего освободить газ от  $\text{CO}_2$  (которого всегда во много раз больше, чем  $\text{CS}_2$ ), затем в ящиках с гидратом окиси кальция извлечь сероводород, далее в ящиках с сульфидратом уловить сероуглерод и, наконец, очистить газ (обычно железной рудой) от вновь получившегося при последней операции  $\text{H}_2\text{S}$ .

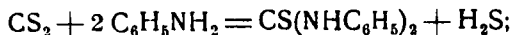
При этом приходится еще иметь дело с исключительно неприятным запахом, издаваемым насыщенной сероуглеродом массой. Отработанный масса представляет собой отбросный продукт, не находящий применения.

Степень извлечения  $\text{CS}_2$  при данном способе довольно значительная, но не полная.

При применении высоких температур, порядка 200—250° (предложение Бродитца, также Кууда и Салмона), или прибавкой к газу небольших количеств воздуха с целью перевода сульфидрата кальция в более активный окисульфидрат ( $\text{CaO} \cdot \text{OH} \cdot \text{SH}$ ) (опыты Гунта) поглощение идет с несколько большим эффектом.



Способы, основанные на промывке газа анилином (Пипит и Трахман):



анилином с добавкой окисей металлов (Майер и Фельдман) и фенилгидразином (Замтлебен) не дали на практике хороших результатов и слишком дороги. Лучшие результаты получились с антраценовым маслом.

С относительным успехом в больших масштабах применяют промывку газа легкими маслами в Америке. Этим путем удается извлечь из газа приблизительно 50% сероуглерода, хотя по утверждениям Галля удаление 75% всей органически связанной серы данным способом вполне осуществимо.

Более или менее широкое применение получил способ превращения сероуглерода в сероводород при высоких температурах в присутствии водяных паров, или содержащихся в газе, или же специально добавляемых. Реакция идет по уравнению:



При этом способе газ, предварительно освобожденный обычным путем от сероводорода, нагревается в рекуператорах до 700—800°, в результате чего сероуглерод переводится в H<sub>2</sub>S, от которого газ очищается вторично. Количество разложившегося

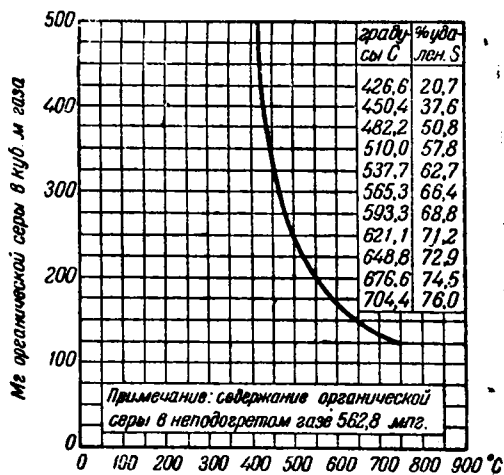


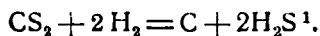
Рис. 123. Количество органической серы в газе после нагревания.

сероуглерода и соответствующее количество образовавшегося сероводорода следует закону действия масс для обратимых реакций.

По данным американской конторы Люкас и Льюик зависимость между температурой нагрева газа и количеством органической серы, остающейся в нем, выражается кривой, приводимой на рис. 123.

Значительное распространение получил в Англии каталитический способ Эванса и Карпентера, применяемый в больших мас-

штабах. По этому способу газ пропускается через пропитанную никелем глиняную насадку при температуре 400—440°, причем в присутствии водорода протекает реакция:



Эффект работы виден из следующих цифр, приводимых Рое-леном по данным лондонских заводов.

Содержание органически связанной серы в 100 м<sup>3</sup> газа до очистки 80—140 г, а после очистки 18—40 г.

Количество удаленной органически связанной серы в процентах от первоначального количества 71,4—77,5<sup>2</sup>.

Присутствие в газе небольших количеств смолы, а также осаждающийся на контактной поверхности углерод весьма сильно влияют на активность контакта, в результате чего срок его службы непродолжителен. По данным Матвина уже после одного месяца работы обычно следует регенерация контакта, осуществляемая путем продолжительного продувания воздухом. Во избежание взрывов эта операция на лондонских заводах городского газа производится следующим образом: сначала вытесняют дымовыми газами из контактного аппарата светильный газ, затем продолжительно продувают через систему воздух. Когда в отходящем воздушном потоке уже не обнаруживается СО<sub>2</sub>, вытесняют дымовыми газами остающийся в аппарате воздух, и, наконец, вновь включают светильный газ. Подобный процесс длится до 7 дней, после чего действие контакта почти полностью возобновляется.

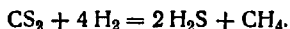
Такое распределение рабочего и «холостого» периодов является одним из существенных недостатков этого способа. Другим недостатком, общим для многих подобных каталитических методов, является то, что скорость пропускания газа не велика.

И. Г. применяет способ, по которому газы после очистки активированным углем или силикателем смешиваются с водяным паром и при температуре 300° проводятся над молибденом.

Некоторое распространение нашел способ Оффе, примененного в качестве катализатора нагретые железные спилки. Органически связанная сера частью переходит в сероводород, частью осаждается на железе в виде сульфидов последнего.

Упомянутые способы выделения органической серы из газа, а также другие им подобные, связаны с большими затратами, с громоздкостью аппаратуры и с прочими существенными дефектами. В значительной степени именно поэтому международные

<sup>1</sup> Кроме отложения при этом на контактной насадке углерода наблюдается некоторое увеличение количества метана в газе. Исходя из этого, Фишер считает, что реакция протекает не по указанному уравнению, как думают Эванс и Карпентер, а следующим образом:



Осаждение же углерода, как он считает, может быть объяснено другими причинами.

<sup>2</sup> Лучшие результаты получаются при применении никеля, активированного 1% окиси тория.

ограничительные нормы относятся к органической сере гораздо снисходительнее, чем к сероводороду. Так, например, общеизвестные нормы Бунте, ограничивающие содержание сероводорода в бытовом газе до 2 г в 100 м<sup>3</sup>, допускают для органической серы 35 г<sup>1</sup>, несмотря на то что она по существу так же вредна, как и сероводород.

По той же причине газовые заводы, снижая обычно количество сероводорода до нуля, т. е. превосходя нормы Бунте, посылают в сеть газ, содержащий подчас большее количество органической серы, чем допускает Бунте.

На самом деле, в немецком и английском очищенном каменноугольном газе при полном отсутствии сероводорода содержится до 100 г других сернистых соединений в 100 м<sup>3</sup> газа. Точно так же Спер в своем докладе на II Всемирной конференции по битуминозному углю<sup>2</sup> указывал на то, что в очищенном английском бытовом газе нередко содержится органической серы от 0,8 до 1,2 г в 1 м<sup>3</sup>.

Развитие промышленности синтетических жидких горючих из газа вызвало необходимость практически полной его десульфурации, так как уже при наличии 2 мг общей серы в 1 м<sup>3</sup> газа катализатор синтеза быстро отравляется<sup>3</sup>. По имеющимся иностранным данным десульфурация осуществляется каталитическим путем. Составы применяемых форконтрактов (располагаемых перед главным контактом синтеза) не публикуются. Известно, однако, что многие из них базируются на дешевом и доступном сырье, требуют невысоких температур и допускают большие объемные скорости.

---

<sup>1</sup> То есть почти как раз то количество CS<sub>2</sub>, которое обычно может присутствовать в светильном (городском) газе. В Америке (Нью-Джерси) один большой стекольный завод, применяющий городской газ для своих стекольных печей, испытывая неудобства от присутствия в газе органической серы, пропускает потребный ему газ, нагретый до 380—420°, через небольшую камеру с катализатором, а затем через ящик с болотной рудой и таким путем приводит общее содержание серы до 0,005 г/м<sup>3</sup>. И. Г.

<sup>2</sup> Sperr F., Proceedings of the Second International Conference on Bituminous Coal, 1928, II, 37.

<sup>3</sup> Brennst.-Chem., 1936, 16.

## РАЗДЕЛ IX

### ОБРАБОТКА ГАЗА В КОКСО-ХИМИИ

В коксохимическом деле, равно и в производстве светильного газа, наряду с вышерассмотренными процессами охлаждения газа, выделения смол и извлечения сероводорода имеют место еще процессы улавливания аммиака<sup>1</sup> и бензола, извлечение цианистых соединений и очистка газа от нафталина.

#### 1. Извлечение аммиака и бензола

Содержание аммиака в коксовом и светильном газе находится в зависимости от хода печей и рода угля и колеблется в пределах 2—7 г/м<sup>3</sup>. Из этого количества часть выделяется вместе с водяными парами при охлаждении газа и переходит в надсмольную воду. Для улавливания оставшегося аммиака применяются в основном три способа. Первый заключается в интенсивной промывке газа холодной водой, второй — в пропускании газа через раствор серной кислоты, третий комбинирует первые два.

Отмывка аммиака водой производится в различных центробежных, вращающихся и стационарных промывателях, а чаще всего — в обычных насаженных скрубберах. В качестве насадки применяются преимущественно деревянные хорды, иногда кольца Рашига или другие подобные приспособления, образующие большую смачивающую поверхность. Растворимость аммиака и его солей сравнительно весьма высока: 1 л дистиллированной воды растворяет при 760 мм и 10° 916 л аммиака, при 15°—727 л, при 20°—715 л, при 25°—641 л и т. д. С повышением жесткости воды улавливание ухудшается.

Вытекающая из скрубберов аммиачная вода содержит 1—2% аммиака. Большая часть его находится в форме углекислого, сернистого и цианистого аммония, меньшая часть — в виде нелетучих солей (сернистый аммоний, роданистый и др.). Эта слабая аммиачная вода перерабатывается или в крепкую 10—25%-ную аммиачную воду или же, преимущественно, в сульфат, идущий для агрикультурных целей<sup>2</sup>.

Концентрация сырой аммиачной воды достигается кипячением ее в дистилляционных колоннах, в нижнюю часть которых вво-

<sup>1</sup> Аммиак присутствует также и в генераторных газах, но (за некоторыми исключениями) в ничтожных количествах, не имеющих практического значения.

<sup>2</sup> Кроме того, в нашатырный спирт и сжиженный аммиак.

дится известковое молоко (с целью разложения нелетучих аммиачных солей), а также пар. Выделяющимся газообразным аммиаком производится в абсорбере насыщение воды до вышеуказанной крепости.

Схема одной из конструкций аммиачных колонн приведена на рис. 124. Колонна имеет 3 отделения, соединенных между собой. В верхнее отделение поступает аммиачная вода. Перетекая с та-

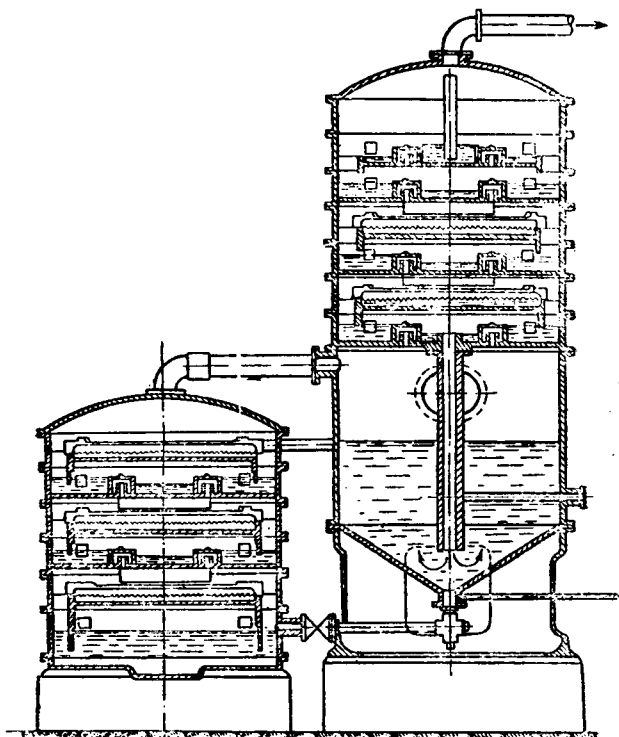


Рис. 124. Аммиачная колонна.

релжи на тарелку (через переливные трубки), она подвергается воздействию пара, идущего вверх (через прикрытые колпаками отверстия тарелок), в результате чего аммиак выделяется. Нижняя часть колонны служит для перемешивания и взаимодействия аммиачной воды с известковым молоком. При этом разлагаются нелетучие аммиачные соли и опять-таки паром отгоняется аммиак.

В третьем, рядом расположенном, отделении колонны, происходит окончательное улетучивание остатков аммиака<sup>1</sup>.

Если требуется получить не концентрированную аммиачную воду, а сульфат аммония, то отходящий из дистилляционной колонны газообразный аммиак направляется не в орошаемый

<sup>1</sup> Глууд, Производство кокса, т. II.

водой абсорбер (как это было выше указано), а в сатуратор, содержащий разбавленную до 42—45° Вé серную кислоту. В результате образуется сернокислый аммоний, который постепенно оседает в виде твердой соли, отделяемой от раствора на центрифуге. Маточный раствор возвращается в сатуратор.

Сатуратор — это железный цилиндр, обложенный свинцом, или свинцовый — ошалевавший деревом. Выдача сульфата производится периодически, без перерыва процесса, при помощи пароструйного эжектора, помещенного в нижней конической части аппарата. Оптимальная температура образования сульфата 100—120° поддерживается впуском пара.

Такой непрямой или «косвенный» метод получения сульфата из аммиачной воды обладает известными дефектами, в частности, вызывает большой расход пара на дистилляцию слабых аммиачных вод. Другой, так называемый «прямой» способ основывается на непосредственной обработке газа серной кислотой в сатураторах, т. е. минуя стадию дистилляции. Затруднение здесь вызывается необходимостью тщательной очистки газа от смолы при температуре выше точки росы: недостаточно обессмоленный газ не позволяет получить чистый сульфат, а пониженная температура газа может привести к конденсации влаги.

Некоторые затруднения в полном осаждении смол при повышенных температурах привели к «полупрямым» методам получения сульфата. В этом случае газ сперва охлаждается в газовых холодильниках до 25—30°, затем освобождается в смолотделителях от смолы, снова нагревается до 70—80° (глухим паром в подогревателях или за счет тепла горячего газа в теплообменниках) и после этого поступает в сатуратор.

Содержание бензола (бензольных углеводородов) в коксовых газах 20—30 г/м<sup>3</sup>. Для его извлечения практика выработала 3 метода: вымораживание (путем охлаждения газа до —50° при одновременном сжатии до 10—12 ат), сорбция твердыми сорбентами (древесный уголь, активированный уголь, силикатель) и жидкостная сорбция. Преимущественное применение получила последняя.

В качестве жидких поглотителей применяются тяжелые каменноугольные масла, нафталиновое и антраценовое, а также нефтяное соляровое масло, парафиновое и крезоловое масла, тетралин и др.; ими промывается газ в скрубберах.

Насыщенное до 2—4% промывное масло (равно как и твердый поглотитель, в случае применения его) подвергается процессу дистилляции (или экстракции). Получаемый сырой бензол очищается щелочью и кислотой и фракционируется. Обесбензоленный сорбент возвращается в цикл поглощения.

Улавливание аммиака и бензольных углеводородов представляет собой существеннейшее звено коксохимических производств. Оно детально освещено в целом ряде специальных курсов и потому в данном случае мы останавливались на нем менее подробно, чем на других процессах обработки газа. Заметим лишь еще, что в результате этого улавливания получают необходимые народному хозяйству и обороне ценные химические продукты: сульфат как удобрение, медицинский нашатырный спирт и концентри-

рованная аммиачная вода, с одной стороны, и с другой — бензол, толуол и ксилол — ценнейшее сырье для производства красителей, медикаментов, взрывчатых веществ и других синтетических продуктов.

## 2. Извлечение циана<sup>1</sup>

Наличие в газах сухой перегонки цианистых соединений есть результат взаимодействия небольшой части аммиака газа с раскаленным коксом<sup>2</sup>. Чем выше температурный режим коксования и чем меньше влажность угля, тем больше циана в получаемом газе. Но во всех случаях абсолютная его концентрация довольно мала: содержание азота в угле колеблется обычно в пределах 1—2% и только 1—3% этого количества связывается с углеродом.

Циан присутствует в газе в виде как цианистых, так и роданистых соединений:  $(CN)_2$ ,  $HCN$ ,  $NH_4CN$ ,  $NH_4CNS$ . По мере прохождения газа через аппаратуру конденсации и промывки содержание циана в газе значительно уменьшается, благодаря хорошей растворимости цианистых и роданистых соединений. Количество вымываемого при этом циана достигает 45% от первоначального содержания его в газе. Последнее же в пересчете на синильную кислоту колеблется в пределах от 0,6 до 1,5 г в 1 м<sup>3</sup>, доходя подчас и до 3—4 г/м<sup>3</sup>.

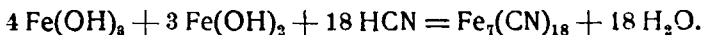
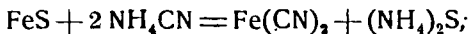
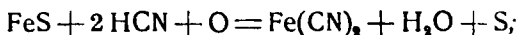
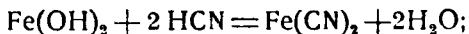
В зависимости от преследуемых целей извлечение циана из газа производится на практике:

- 1) или сухим путем (посредством твердых сорбентов);
- 2) или мокрым путем (промывкой газа различными поглотительными жидкостями).

### а) Сухой способ извлечения циана

Из сухих поглотителей циана наибольшее значение имеет болотная руда, применяемая для очистки газа от сероводорода, как об этом говорилось выше.

Поглощение циана болотной рудой представляет собой сложный в химическом отношении процесс, схематически изображаемый обычно следующими реакциями:



Образовавшаяся берлинская лазурь  $Fe_7(CN)_{18}$  способна ко вторичной реакции, при которой содержащийся в небольшом количестве в газе аммиак в присутствии серы образует с берлинской лазурью роданистый аммоний.

<sup>1</sup> Из статьи А. Андрианова и Г. Нускинова в Справочнике по утилизации отходов в тяжелой промышленности, т. V, ОНТИ, 1936, стр. 193.

<sup>2</sup> При очень высокой температуре печи образование циана происходит также по реакции между аммиаком и окисью углерода.

Степень извлечения циана не превышает 80—85%. Содержание циана в виде берлинской лазури в отработанной газоочистной массе редко достигает 10%. В относительно широких пределах колеблется содержание роданистого аммония.

Переработка отработанной массы на роданистые соли, цианиды железа и цианистые соли мало рентабельна и обычно не производится.

## б) Мокрые способы извлечения циана

Удаление циана из газа мокрыми способами без его утилизации происходит при различных методах мокрого обессеривания, о чем указывалось раньше. Выделение циана в виде утилизируемых продуктов производится следующими путями.

### 1) Поглощение растворами солей железа

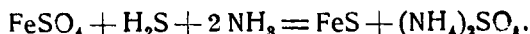
Существует ряд способов, применяющих растворы солей железа для извлечения циана из газа и получения его в виде различных солей. Все эти способы принципиально аналогичны. В качестве поглотителя служат закисные соли железа: гидрат закиси, углекислые соли и сульфат железа. Необходимая для процесса щелочь в зависимости от места включения установки и применяемого способа вводится извне в виде раствора едкого натра или поташа, либо извлекается непосредственно в виде аммиака из очищаемого газа.

Наиболее применяемые способы — это способ Bueb-Guillet, получивший широкое распространение, и способ Фельда.

Принцип первого заключается в том, что прямой коксовый газ, содержащий аммиак, сероводород и циан, приводится в соприкосновение с концентрированным раствором сульфата железа. В результате процесса образуется двойная нерастворимая соль, содержащая циан.

Образование этой соли происходит следующим образом.

Содержащиеся в газе аммиак и сероводород образуют с раствором сульфата железа сернистое железо, которое остается в жидкости во взвешенном состоянии:



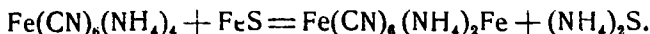
Образовавшееся сернистое железо реагирует с цианистым аммонием газа и образует закисное цианистое железо:



Это закисное цианистое железо немедленно соединяется с цианистым аммонием, образуя растворимый железистосинеродистый аммоний по реакции:



В присутствии сернистого железа, получающегося в результате реакции, образуется двойная нерастворимая соль:



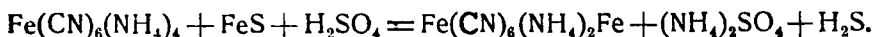


Однако, полного превращения циана в двойную нерастворимую соль не происходит; часть циана остается в растворе в виде растворимой соли  $\text{Fe}(\text{CN})_6(\text{NH}_4)_4$ .

Отношение цианистых соединений в растворе к общей сумме этих соединений составляет в насыщенной цианом жидкости 1 : 22,8.

Для полного осаждения циана насыщенный поглотительный раствор подвергается нагреванию при помощи острого пара. Благодаря улетучиванию сернистого аммония весь циан переходит в нерастворимую двойную соль.

Guillet предложил другой способ обработки, по которому насыщенный раствор цианистого ила подвергается окислению разбавленным раствором серной кислоты; при этом происходит следующая реакция:



Следует избегать приливания излишка кислоты, так как она растворяет часть сернистого железа, не вошедшего в реакцию с цианистым соединением, и дает раствор сульфата железа, загрязняющего сульфат аммония, получаемый из раствора его выпариванием.

После операции осаждения раствор содержит в осадке двойную нерастворимую соль циана и не вошедший в реакцию избыток сернистого железа. Осадок отжимается на фильтр-прессе. Фильтрат представляет собой раствор сульфата аммония.

Согласно происходящему химическому процессу циановый промыватель должен включаться до удаления из газа аммиака и сероводорода. Оптимальной температурой процесса является  $35-40^\circ$ . До поступления в циановый промыватель газ должен быть очищен от смолы.

Обычно в качестве цианового промывателя служит аппарат типа «Standard» с несколькими отделениями, в которых на горизонтальном валу вращается насадка из деревянных реек.

Промыватели этого типа конструируются пропускной способностью до  $100\,000\text{ м}^3$  газа в сутки. В последнее время для очистки газа от циана стали применять вертикальные скрубберы с неподвижной деревянной насадкой.

Вертикальные скрубберы имеют преимущество по сравнению с промывателями типа «Standard» и конструируются на большую производительность до  $20-30$  тыс.  $\text{м}^3$  в час.

Концентрация раствора железного купороса, употребляемого в процессе Vueb-Guillet,  $20-25\%$ . В этом случае удается получить  $10\%$ -ный раствор сульфата аммония. Применение особых способов переработки цианистого ила позволяет применить еще более концентрированные растворы железного купороса.

После обработки и полного осаждения циана при помощи пара или подкислением содержание циана в жидкости в пересчете на берлинскую лазурь  $[\text{Fe}_4(\text{CN})_{12}]$  достигает  $4-5\%$ .

После отжима на фильтр-прессе ил имеет влажность в  $40-50\%$ ; на воздухе он быстро сохнет до  $20\%$  влажности. Получен-

ный ил подвергается переработке на берлинскую лазурь, желтую кровяную соль и другие цианиды.

В качестве поглотительного раствора по способу Фельда служит смесь извлектового молока и железного купороса. Поглощение происходит по реакции:



Железисто-синеродистый кальций  $[\text{Ca}_2\text{Fe}(\text{CN})_6]$  находится в растворе, а гипс выпадает в осадок.

После насыщения раствор фильтруется и фильтрат подвергается упариванию и переработке на цианистые соли.

Способ рассчитан на газ, уже не содержащий аммиака.

К преимуществам этого способа следует отнести отсутствие разбавленных растворов сульфата аммония, требующих переработки.

Существенным недостатком является возможность применения его только для газа, освобожденного от аммиака, что связано с значительным поглощением циана в аммиачных скрубберах.

## 2) Поглощение солями меди

Поглощение циана солями меди основано на их свойстве образовывать с HCN комплексные соединения типа  $(\text{NH}_4)_3\text{Cu}(\text{CN})_4$ .

Во избежание выпадения в большом количестве сернистой меди раствор медной соли вводится в поглотительную жидкость очень осторожно, небольшими порциями. Промывная жидкость должна содержать аммиак в довольно большом количестве. Существует предложение о замене солей меди металлической медью или медной рудой. Насыщенный раствор обрабатывается разбавленными кислотами, синильная кислота отгоняется, а оставшаяся жидкость, представляющая собой раствор сульфата аммония, подвергается упарке до твердой соли.

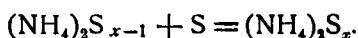
Способов, основанных на применении солей меди, существует несколько, однако практического применения они не получили.

## 3) Роданатный способ

Газ, содержащий аммиак, сероводород и циан, после конденсации влаги и извлечения смолы подвергается промывке раствором полисульфида аммония. Образуется роданистый аммоний по реакции:



Регенерация полисульфида аммония достигается путем добавки в раствор элементарной серы:



Поглощение происходит в скруббере 1 с деревянной хордовой насадкой и коническим дном (рис. 125). Вытекающая жидкость поступает в нижнюю часть небольшого приемника 2 и из него

в мешалку 3. Из мешалки жидкость насосом 4 подается обратно в скруббер 1.

По достижении 15—20%-ной концентрации часть оборотной жидкости выводится из цикла и направляется на переработку. Остаток же разбавляется свежей суспензией серы.

Для выделения роданида из выведенной жидкости последняя отфильтровывается от суспензированной серы, подвергается перегонке для отделения аммиака и  $H_2S$  и вновь отфильтровывается от выделившейся при разложении полисульфида элементарной се-

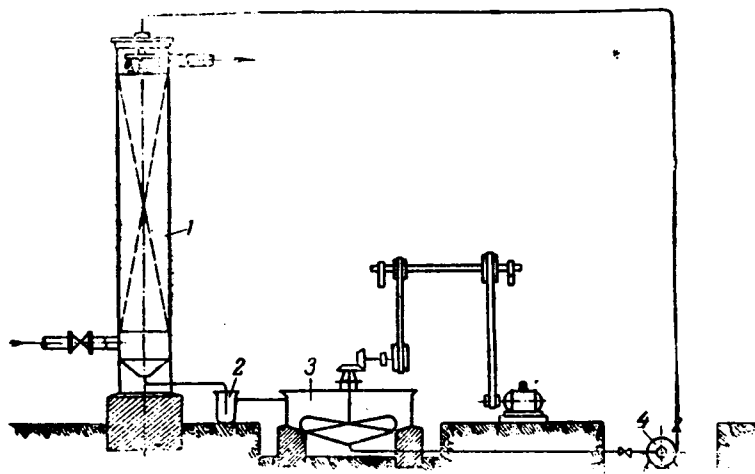


Рис. 125. Схема установки по извлечению шпана роданатным способом.

ры. Далее производится упаривание раствора, кристаллизация и отжимка соли.

Согласно Носалевичу<sup>1</sup> скруббер изготовляется из листового железа, изнутри покрывается кузбасшлаком. Коммуникация железная или чугунная, покрыта лежковым лаком; мешалка деревянная; центробежные насосы — чугунные, эмалированные, то же диссоциаторы и вакуум-выпарные аппараты. Кристаллизатор — чугунный, эмалированный. Вакуум-нудч эмалированный с деревянной решеткой.

### 3. Очистка газа от нафталина

Среди других примесей, содержащихся в неочищенном коксовом газе<sup>2</sup>, находится, как уже отмечалось, и нафталин. Хотя количество его невелико, тем не менее он доставляет немало хлопот в производстве, так как приводит к забивке части конденсационной аппаратуры и первых аммиачных скрубберов, вызывает образование отложений и закупорок в газопроводе, особенно при дальнем транспорте газа и разветвленной газовой сети.

<sup>1</sup> Кокс и химия 1934, 10.

<sup>2</sup> Также светильном и некоторых других.

Нафталин присутствует в газе в виде паров и высаживается при охлаждении газа. Количество паров нафталина, насыщающих газ при разных температурах, приведено в табл. 22<sup>1</sup>.

Таблица 22  
Количество паров нафталина, насыщающих газ при разной температуре

Температура в °С	C <sub>10</sub> H <sub>8</sub> в 100 м <sup>3</sup> газа в г	Температура в °С	C <sub>10</sub> H <sub>8</sub> в 100 м <sup>3</sup> газа в г
0	4,2	25	57
5	7,5	30	91
10	12,6	40	227
15	21,6	50	518
20	35,0	60	1130

Первоначальное содержание нафталина в газе (начало прямого газопровода) 8—12 г/м<sup>3</sup>. Таким образом, точка росы нафталина наступает только при (приблизительно) 60°. Точка росы основных фракций смолы выше и потому нафталин начинает высаживаться из газа, после того как главная масса смолы уже выделилась, т. е. примерно после первого холодильника. В последующей конденсационной аппаратуре смолы выделяется уже меньше, ее недостаточно для полного растворения осаждающегося нафталина и в результате он засоряет и забивает межтрубное пространство холодильников. При последующем охлаждении газа в аммиачных скрубберах вновь выделяется нафталин сверх количества, насыщающего газ при данной температуре. Стало быть и здесь (преимущественно в первом по ходу газа аммиачном скруббере) имеет место отложение нафталина. Указанные явления вызывают рост гидравлического сопротивления системы и необходимость периодического отключения одного из холодильников и аммиачных скрубберов для их пропарки.

Мерой предупреждения отложений нафталина в газовых холодильниках, применяемой на некоторых установках, служит вбрызгивание в межтрубное пространство смолы, растворяющей нафталин. Мерой предупреждения отложений нафталина в аммиачных скрубберах является предварительная нафталиноочистка газа. Это осуществляется в нафталинопромывателях.

Нафталинопромыватели — это обычные скрубберы с хордовой насадкой, орошаемые либо смолой, либо, чаще, антраценовым маслом. Степень насыщения растворителя нафталином — до 12% при применении смолы и до 14% при применении антраценового масла. Содержание нафталина в газе до нафталинового промывателя 2—2,5 г/м<sup>3</sup>, после промывателя 0,5—1 г/м<sup>3</sup>.

Дальнейшее вымывание нафталина из газа происходит в беч-

<sup>1</sup> A. Mead, Modern Gas Practis, 1922; Копелевич и Бродович, Кокс и химия 1934, 9.

зольных скрубберах. Степень вымывания зависит от характера применяемого поглотителя бензола (каменноугольное или соляное масло), содержания в нем нафталина, длительности контакта и т. д. В конечном счете содержание нафталина в обратном газе колеблется обычно в пределах 0,2—0,8 г/м<sup>3</sup> и более.

При транспорте газа, постепенно охлаждаясь, он выделяет оставшийся в нем нафталин, что создает значительные затруднения из-за образования отложений и закупорок в газопроводе. Поэтому дополнительная тонкая очистка газа от нафталина весьма желательна. На некоторых заводах это производится в нафталино-промывателях, поставленных в конце системы. Эффект их действия зависит от многих факторов и составляет 60—90% извлечения. По данным Н. Михайловой<sup>1</sup> среднее содержание нафталина в обратном коксовом газе, подвергнутом дополнительной промывке антраценовым маслом, 0,1 г/м<sup>3</sup>.

По способу Эрдмана газ пропускается через опилки, смоченные раствором пикриновой кислоты. Нафталин переходит в пикрат и полностью задерживается. Однако этот способ чрезвычайно дорог и экономически оказался неприемлемым.

Согласно Михаэлису<sup>2</sup>, для полной очистки газа от нафталина газ промывают тяжелым бензолом или тетралином при повышенном давлении. Удаление нафталина происходит при последующей конденсации паров растворителя в холодильнике. Потери растворителя тем меньше, чем больше примененное давление и чем ниже температура. Например, при 4 ат и 20° потери тетралина около 0,4 г на 1 м<sup>3</sup>.

Шустер<sup>3</sup> приводит подробные данные по эффекту извлечения нафталина тетралином, вводимом в газ в количестве, насыщающем его при данной температуре. При дальнейшем охлаждении газа в газопроводе уже не выделяются в этом случае объемистые рыхлые кристаллы нафталина, вызывающие закупорки газопровода; осаждающийся нафталин растворяется в конденсирующемся тетралине, раствор откачивается из конденсационных горшков и таким образом предотвращается занайталинивание газопроводов. Дополнительное достоинство тетралина — его антикоррозийное действие: обволакивая тонкой пленкой внутренние стенки газопровода, он предохраняет его от ржавления.

Распыление тетралина в газе должно быть естественно весьма тонким. Это осуществляется путем непосредственного введения в газопровод тетралина или в виде паров, поступающих с электрической испарительной установки, или же в виде тончайшего тумана, получающегося распыливанием сжатым газом в специальных форсушках.

По данным Неблинга<sup>4</sup> тетралиновая очистка газа от нафталина, впервые успешно примененная на Штуттгартском газовом заводе, нашла за границей довольно большое распространение.

<sup>1</sup> Кокс и химия 1935, 1.

<sup>2</sup> Glückauf, 1936, 44.

<sup>3</sup> GWF 1930, 43.

<sup>4</sup> GWF 1930, 39.