

66.07

Б 302

ИИТ ЗАЛ И. И. ЕГОРОВ

РАСТВОРЕНИЕ
ГАЗА
В КРУПБЕРАХ

ИИТ ЗАЛ
И. И. ЕГОРОВ

66.07
E 302

Н. Н. ЕГОРОВ

ОХЛАЖДЕНИЕ ГАЗА В СКРУББЕРАХ

35642

Институт Азот
Отдел
Научно-Техническая
БИБЛИОТЕКА



ГОСУДАРСТВЕННОЕ НАУЧНО-ТЕХНИЧЕСКОЕ ИЗДАТЕЛЬСТВО
ХИМИЧЕСКОЙ ЛИТЕРАТУРЫ
МОСКВА 1954

79

Книга предназначена в качестве пособия по проектированию и эксплуатации скрубберов для работников проектных организаций и промышленных предприятий; она может быть полезна студентам технических вузов и техникумов при изучении курса процессов и аппаратов, а также при курсовом и дипломном проектировании.

В книге описаны конструкции скрубберов, применяемых в качестве газовых холодильников в химической промышленности, в металлургии и в производстве горючих газов; рассмотрены основы процесса теплообмена, протекающего в скрубберах; предложена методика теплового расчета скрубберов различных типов; систематизированы некоторые эксплуатационные данные о работе скрубберов как холодильников непосредственного действия и газоочистителей, а также рассмотрены технико-экономические предпосылки для выбора типа скруббера и установления режима его работы.

К ЧИТАТЕЛЮ

Издательство просит присылать Ваши замечания и отзывы об этой книге по адресу: Москва, 12, Новая площадь, 10, Госхимиздат

СОДЕРЖАНИЕ

<i>Предисловие</i>	5
Введение	7
Теплообмен и массообмен в скрубберах	8
Основные типы скрубберов	16
Глава I. Устройство насадочных скрубберов	17
Насадка скрубберов	21
Подача и распределение жидкости по насадке	24
Вывод жидкости	36
Улавливание брызг и капель жидкости	37
Глава II. Гидравлические расчеты насадочных скрубберов	40
Смоченная поверхность насадки и нормы удельного орошения	40
Сопротивление скрубберных насадок	47
Глава III. Тепловые расчеты насадочных скрубберов	54
Теплообмен в насадочных скрубберах	54
Особенности процесса теплопередачи в насадочных скрубберах	54
Коэффициенты теплопередачи в насадочных скрубберах	56
Методы тепловых расчетов насадочных скрубберов	65
Определение средней разности температур по ступеням	66
Метод полного расчета насадочных скрубберов	71
Метод расчета скрубберов с низким отношением вода : газ	74
Скрубберы с замкнутой циркуляцией воды и их расчет	81
Метод расчета скрубберов для охлаждения насыщенного газа	85
Методы расчета скрубберов по уравнениям массопередачи	85
Примерный расчет охлаждения ненасыщенного газа в скруббере с хордовой насадкой	89
Примерный расчет скруббера с низким отношением вода : газ	95
Глава IV. Эксплуатация насадочных скрубберов	101
Анализ работы насадочных скрубберов	101
Производственные данные о работе насадочных скрубберов	104
Пылеулавливание и газоочистка в насадочных скрубберах	107
Глава V. Полые (безнасадочные) скрубберы	112
Устройство полых скрубберов	112
Каскадные скрубберы	112
Механические скрубберы	114
Форсуночные скрубберы	117

Теплообмен в полых скрубберах	131
Коэффициенты теплопередачи в полых скрубберах	131
Производственные данные о работе полых скрубберов	132
Очистка газа в полых скрубберах	134
Метод расчета полого скруббера с форсунками для охлаждения ненасыщенного газа	135
<i>Заключение</i>	137
Сравнительная характеристика насадочных и полых скрубберов	137
Скрубберы для охлаждения насыщенных газов до низких температур	138
Испарительные скрубберы для горячих газов	140
<i>Литература</i>	142
<i>Приложение: I—d-диаграмма влажного газа.</i>	

ПРЕДИСЛОВИЕ

Скрубберы широко применяются для охлаждения производственных газов на заводах химической и металлургической промышленности, в производстве горючих газов, искусственного жидкого топлива и во многих других производствах. Заводы азотно-туковые, содовые, коксохимические, производства сажи, гидрирования топлива и синтеза бензина; целлюлозно-бумажные фабрики, доменные цехи, газогенераторные станции и заводы цветной металлургии—вот далеко не полный перечень производств, где пользуются газоохладительными скрубберами.

Многие вопросы теории скрубберного процесса плодотворно разрабатывались советскими учеными. Большую ценность представляют работы Л. Д. Бермана^{1,2} по теории совместного тепло- и массообмена, работы А. А. Гоголина^{3,4} и Ф. И. Рудометкина⁴, сотрудников Всесоюзного теплотехнического института им. Ф. Э. Дзержинского—Н. И. Михайлова, Б. П. Гольдштика и др. Определению разности температур посвящены работы Л. И. Кудряшева⁵, теплоотдаче и испарению капель—работы Д. Н. Вырубова⁶. Наконец, гидродинамика скрубберов освещена в работах Н. М. Жаворонкова⁷.

Однако уровень разработки теории скрубберного процесса не соответствует широкому распространению этого вида аппаратов. Особенно слабо освещены в литературе и, во всяком случае, совершенно не систематизированы вопросы теплового расчета скрубберов. Не лучше обстоит дело с критической оценкой практических данных о работе скрубберов и составлением нормативов для проектирования скрубберных установок. Имеющиеся практические данные (например, по коэффициентам теплопередачи, нормам удельного орошения и т. д.) не только не обобщены, но зачастую неизвестны широким техническим кругам. Отсутствует единый принцип подхода к расчету и выбору типа скруббера. Наконец, ни в одном из известных пособий по процессам и аппаратам нет ни систематического обзора конструкций скрубберов, ни общего

разбора принципов их расчета. Лишь Г. О. Нусиновым⁸ опубликована схема полного расчета скруббера с насадкой (построенная, однако, на неправильной предпосылке) и приведены некоторые сведения о конструкциях скрубберов. В одной из глав книги В. М. Рамма⁹, посвященной теплообменным аппаратам, изложены способы расчета скрубберов, не охватывающие, однако, всех вариантов их работы и носящие довольно отвлеченный характер. В зарубежной литературе также нет монографий по скрубберам, и только в технических журналах изредка можно встретить отдельные статьи, посвященные конструкциям или прикладным расчетам.

В настоящей работе автор попытался дать методичку теплового расчета скрубберов, а также систематизировать материалы по конструкциям скрубберов и их гидравлическим расчетам. За все критические замечания читателей автор заранее приносит благодарность.

Н. Н. Егоров

ВВЕДЕНИЕ

В промышленной практике скрубберным процессом принято называть процесс промывания газа жидкостью в специальных аппаратах, обычно в вертикальных колоннах, в которых создается тесный контакт между газом и жидкостью.

Цели такой операции могут быть различны: 1) абсорбция жидкостью каких-либо компонентов из газовой смеси, 2) очистка газа от пыли или туманообразной жидкости, 3) увлажнение или осушка газа, 4) упаривание раствора.

Наиболее распространенным назначением скрубберов является охлаждение газа.

В дальнейшем изложении скрубберный процесс будет разбираться в основном именно в этом приложении. Применение этого процесса для других целей, например для увлажнения или осушки газа, а также для пылеулавливания, будет затрагиваться лишь в той мере, в какой эти побочные процессы попутно и неизбежно происходят при охлаждении газа. В качестве охлаждающей жидкости будет рассматриваться наиболее дешевый охладитель — вода.

Размеры скруббера, применяемого для охлаждения газа, зависят не только от объема охлаждаемого газа и общего количества тепла, которое надо от газа отнять, но также от количества передаваемого тепла на единицу объема скруббера или на единицу поверхности теплообмена. Для определения размеров скруббера должен быть произведен его тепловой расчет как теплообменного аппарата непосредственного действия с теплоносителями газ—вода.

Как для расчета всякого теплообменника, основным уравнением для теплового расчета скруббера служит общезвестное уравнение теплопередачи:

$$Q = k \cdot F \cdot \Delta t \cdot \tau + q \quad (1)$$

где Q —количество передаваемого тепла, ккал;
 k —коэффициент теплопередачи, ккал/м²·час·°С;
 F —поверхность теплопередачи, м²;
 Δt —средняя разность температур, °С;
 τ —время, часы.

Пренебрегая потерей тепла q в окружающую среду, получим количество тепла, передаваемое за один час:

$$Q = k \cdot F \cdot \Delta t \text{ ккал/час} \quad (2)$$

Однако простота основного расчетного уравнения не свидетельствует еще о несложности теплового расчета скруббера в целом, так как нахождение каждой из величин, входящих в это уравнение, для скрубберного процесса имеет свои специфические особенности. Особенности эти связаны с отсутствием стенки, разделяющей оба теплоносителя, которая имеется в прочих теплообменниках, а отсюда, как следствие, вытекает то обстоятельство, что в скрубберах переход тепла сопровождается переходом массы из одного теплоносителя в другой (при испарении воды и конденсации водяных паров). Кроме того, истинная величина поверхности теплообмена F в скрубберах является во многих случаях практически неопределимой, а нахождение средней разности температур как среднелогарифмической оказывается во многих случаях неправильным. Все эти особенности скрубберного процесса требуют специального анализа.

Рассмотрим явления, происходящие при непосредственном соприкосновении газа с жидкостью.

Теплообмен и массообмен в скрубберах

Если температура газа t_r отличается от температуры воды $t_{ж}$, то при соприкосновении газа с водой будет происходить переход тепла путем прямого теплообмена, который может быть выражен уравнением:

$$\pm Q' = k \cdot F (t_r - t_{ж}) \text{ ккал/час} \quad (3)$$

Кроме того, если парциальное давление водяных паров в газе (P_r) и давление насыщенного водяного пара над водой ($P_{ж}$), зависящее от температуры ее поверхности, неодинаковы, то водяной пар будет переходить из газовой фазы в жидкую (конденсация), или наоборот (испарение), в следующем количестве:

$$\pm \Delta W = \beta (P_r - P_{ж}) F \text{ кг/час} \quad (4)$$

где β — коэффициент массопередачи $\text{кг/м}^2 \cdot \text{час} \cdot \text{мм рт. ст.}$; P_r и $P_{ж}$ — давление, мм рт. ст.

Количество тепла, передаваемое при этом, определится уравнением:

$$\pm Q'' = r \cdot \Delta W = r \beta (P_r - P_{ж}) F \text{ ккал/час} \quad (5)$$

Здесь r — скрытая теплота испарения воды при данной температуре.

В приведенных выше уравнениях (3), (4), (5) знак плюс ставится в случаях перехода тепла и массы из газовой среды в жидкость ($t_r > t_{ж}$ и $P_r > P_{ж}$), а знак минус — в случаях перехода тепла и массы от жидкости к газу ($t_r < t_{ж}$ и $P_r < P_{ж}$).

Практически возможны следующие три варианта:

1. Горячий газ, насыщенный водяными парами, встречается с холодной водой ($t_r > t_{ж}$ и $P_r > P_{ж}$). Происходит охлаждение газа с конденсацией части водяного пара, содержащегося в газе (осушка газа); вода при этом нагревается, получая тепло в количестве $Q' + Q''$.

2. Горячий сухой газ встречается с подогретой водой ($t_r > t_{ж}$, а $P_r < P_{ж}$). Происходит охлаждение газа с одновременным увеличением его влагосодержания за счет испаряющейся воды; количество тепла, переданного от газа к воде, составляет $Q' - Q''$. По мере нагревания воды возрастает давление пара над ней $P_{ж}$ и уменьшается разность температур ($t_r - t_{ж}$); при этом Q' уменьшается, а Q'' увеличивается до тех пор, пока они не станут равны. После этого вода, достигнув так называемой температуры мокрого термометра*, перестанет нагреваться и будет только испаряться при постоянной температуре, а все тепло, переданное газом воде, будет возвращаться газу.

3. Горячая вода встречается с холодным сухим газом ($t_r < t_{ж}$ и $P_r < P_{ж}$). Тепло от воды к газу передается прямым теплообменом и с переходящими в газовую фазу водяными парами в количестве $Q' + Q''$; при этом вода охлаждается и частично испаряется, а газ нагревается и увлажняется.

В производственных условиях для охлаждения газа применяются обычно скрубберы в виде колонн, в которых осуществляется по преимуществу противоток газа и воды (рис. 1). Вода, подаваемая в верхнюю часть колонны, пройдя через скруббер, нагревается и внизу (в месте поступления горячего газа) имеет наивысшую температуру. Условия тепло- и массообмена в нижней части скруббера часто соответствуют второму из рассмотренных выше случаев. В верхней части колонны увлажнившийся, но еще окончательно не охлажденный газ соприкасается с поступающей холодной водой; здесь условия тепло- и массообмена соответствуют первому из рассмотренных случаев. Поэтому в общем случае процесс массопередачи в скруббере должен менять свое направление.

Точная картина хода изменения температур газа и воды в производственных скрубберах экспериментально не исследовалась. Однако во многих случаях общее заключение о ходе процесса теплообмена можно сделать, сопоставляя начальное и конечное состояние газа и воды.

* Температурой мокрого термометра t_m называют температуру, при которой ненасыщенный газ, адиабатически охлаждаясь при соприкосновении с водой за счет ее испарения, становится насыщенным.

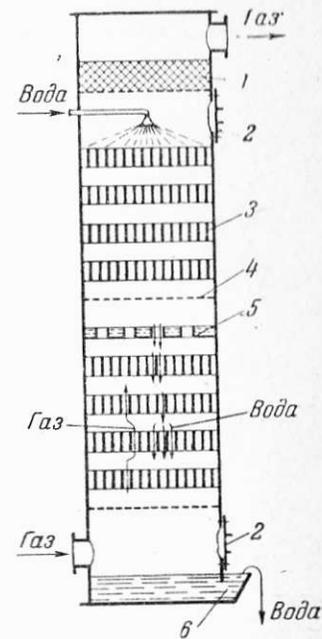


Рис. 1. Схема устройства и работы противоточного скруббера с насадкой:

1 — сухая каплеуловительная насадка; 2 — лаз; 3 — газоохладительная насадка; 4 — опора насадки; 5 — водораспределительная тарелка; 6 — гидравлический затвор.

Пусть в скруббер поступает снизу горячий и относительно сухой газ и охлаждается в нем водой, поступающей противотоком. Температура выходящей воды зависит от количества подаваемой воды на скруббер; при бесконечно большом количестве воды температура ее возрастает бесконечно мало; чем меньше подавать воды, тем выше будет ее конечная температура, определяемая из теплового баланса скруббера.

При установившемся процессе сумма теплосодержаний входящих потоков равна сумме теплосодержаний выходящих:

$$Q = G(ct_1 + d_1 i_1) + W \cdot 1 \cdot t_n = G(ct_2 + d_2 i_2) + [W - G(d_2 - d_1)] 1 \cdot t_k + q \quad (6)$$

где G и W —количество газа и воды, кг;

c —теплоемкость сухого газа, ккал/кг °С;

t_1 и t_2 —начальная и конечная температуры газа, °С;

t_n и t_k —начальная и конечная температуры воды, °С;

d_1 и d_2 —начальное и конечное влагосодержания газа, кг/кг;

i_1 и i_2 —начальное и конечное теплосодержания водяных паров, ккал/кг.

Пренебрегая в уравнении (6) потерями тепла в окружающую среду (q) и не учитывая возможное небольшое изменение количества воды вследствие ее испарения, получим:

$$t_k = t_n + \frac{G[c(t_1 - t_2) + d_1 i_1 - d_2 i_2]}{W} \quad (7)$$

Из уравнения (7) видно, что чем меньше подача воды W , тем соответственно выше конечная температура воды t_k .

Пределом повышения конечной температуры воды t_k является температура мокрого термометра. Если на орошение скруббера подать воды меньше, чем требуется для достижения конечной температуры $t_k = t_m$, то вода нагреется только до температуры t_m , а газ не сможет быть охлажден до заданной температуры t_2 .

Температуру мокрого термометра t_m можно определить следующим образом. Пусть в процессе теплообмена в скруббере вода при ее движении сверху вниз нагрелась в каком-то сечении скруббера до температуры t_m , тогда на дальнейшем своем пути к выходу из скруббера вода будет только испаряться без повышения температуры. Значит, на этом участке скруббера все тепло, отдаваемое газом при его охлаждении, будет возвращаться с водяными парами, т. е. охлаждение газа будет происходить при постоянном теплосодержании*, понижающейся температуре и возрастающем влагосодержании. Таким образом, газ будет быстро приближаться к состоянию насыщения водяными парами.

Идя мысленно по скрубберу снизу вверх, можно сделать заключение, что испарение воды будет происходить только до тех пор, пока газ не достигнет насыщения (100%-ной относительной

* Точнее, теплосодержание газа несколько возрастет за счет начального теплосодержания воды.

влажности) при влагосодержании d_m . Тогда испарение прекратится, и $\Delta Q'' = 0$, а следовательно, $\Delta Q' = 0$; последнее означает, что температура газа достигла температуры воды t_m . На рассмотренном участке скруббера конечное теплосодержание газа будет равно начальному плюс исходное теплосодержание жидкости, которая присоединилась к газу в виде водяных паров:

$$G(ct_m + d_m i_m) = G(ct_1 + d_1 i_1) + G(d_m - d_1)t_m$$

откуда

$$ct_m + d_m(595 + 0,46t_m) = ct_1 + d_1(595 + 0,46t_1) + (d_m - d_1)t_m \quad (8)$$

Из этого уравнения можно определить температуру t_m , для чего первоначально задаются ею, находят соответствующее ей влагосодержание d_m и проверяют сходимость баланса.

Влагосодержание насыщенного газа d_m определяется из формулы

$$d_m = \frac{p_n}{P - p_n} \cdot \frac{R}{47,1} \text{ кг/кг, или, что то же, } d_m = \frac{0,805 \cdot p_n}{P - p_n} \text{ кг/кг} \quad (9)$$

Для воздуха d_m составляет:

$$d_m = \frac{0,623 \cdot p_n}{P - p_n} \text{ кг/кг} \quad (9a)$$

Здесь P —общее давление газа;

p_n —парциальное давление насыщенного водяного пара при данной температуре (из таблиц);

R —газовая постоянная.

Пример. В скруббер входит воздух при температуре 150° с влагосодержанием 35 кг/кг и охлаждается до 30° водой, поступающей сверху при температуре 25°.

Задаемся $t_m = 49°$, тогда p_n (из таблиц) составляет 1194 мм вод. ст., и при общем давлении газа $P = 10333$ мм вод. ст. влагосодержание его по уравнению (9a) будет равно:

$$d_m = \frac{0,623 \cdot 1194}{10333 - 1194} = 0,0817 \text{ кг/кг}$$

Проверяем сходимость теплового баланса по уравнению (8):

$$0,24 \cdot 49 + 0,0817(595 + 0,46 \cdot 49) =$$

$$= 0,24 \cdot 150 + 0,035 \cdot (595 + 0,46 \cdot 150) + 49(0,0817 - 0,035)$$

$$62,25 \approx 61,5$$

Задаваясь $t_m = 50°$ и $t_m = 48°$, получаем большие расхождения. Ограничиваясь точностью расчета в 1°, заключаем, что предельная температура нагрева воды равна при данных условиях 49° и что орошение скруббера будет при этом минимальным.

Предположим, что в скруббер подается большее количество воды (увеличенное орошение), выбранное так, чтобы температура уходящей воды составляла соответственно 45, 40, 35 и 30°.

Тогда давление пара над водой при выходе ее из скруббера будет равно соответственно 71,7; 55,1; 42,0 и 31,7 мм рт. ст. (находим из таблицы водяного пара). В то же время в поступающем воздухе парциальное давление пара составляет

$$\frac{(35 : 18) 760}{(35 : 18) + (1000 : 29,27)} = 40,8 \text{ мм рт. ст.}$$

В первых трех случаях в скруббере будет происходить сначала испарение воды и увеличение влагосодержания воздуха по сравнению с начальным. На выходе же из скруббера влагосодержание воздуха (если считать воздух насыщенным) составит при 30° только 27,2 г/кг, т. е. будет меньше, чем до поступления в скруббер. Это означает, что воздух должен отдать воде часть содержавшегося в нем водяного пара. Таким образом, в первых трех случаях должно происходить изменение направления массообмена (см. выше). Остается только не выясненным и не доказанным экспериментально: когда вода не достигла температуры мокрого термометра, достигает ли состояния насыщения весь газ или насыщение достигается только в пограничных пленках? Производственные данные о получении на выходе из скрубберов практически насыщенного газа в тех случаях, когда он поступил в скруббер горячим и сухим, подтверждают первое предположение.

Только в четвертом варианте, явно невыгодном (большой расход воды), при диффузии водяного пара из воздуха в пограничную пленку должна начинаться сразу же конденсация пара, а не испарение воды.

Во всех рассмотренных случаях удельный расход воды, определяемый из уравнения (6)

$$\frac{W}{G} = \frac{c(t_1 - t_2) + d_1 i_1 - d_2 i_2}{t_k - t_n}$$

при выходе из скруббера воздуха, насыщенного парами воды при 30°, составит:

$t_k, ^\circ\text{C}$	30	35	40	45
$\frac{W}{G}, \text{ кг/кг}$	7,1	3,55	2,36	1,77

Если вода выходит из скруббера при температуре 49° (температура мокрого термометра), удельный расход воды будет минимальным: $\frac{W}{G} = 1,485$ кг на 1 кг сухого воздуха. При подаче еще меньшего количества воды, например 1,2 кг/кг, ее конечная температура все равно будет равна 49°; воздух будет охлаждаться в нижней части скруббера за счет испарения воды при постоянной ее температуре 49°.

Найдем температуру, до которой может быть охлажден воздух при подаче такого малого количества воды. Написав уравнение (6) в виде

$$G \cdot I_1 + W \cdot t_n = G \cdot I_2 + W \cdot t_k$$

или

$$I_2 = I_1 - \frac{W}{G} (t_k - t_n)$$

[где $I = 0,24t + d (595 + 0,46t)$ — полное теплосодержание влажного воздуха в расчете на 1 кг сухого воздуха], получаем

$I_2 = 30,4$ ккал/кг сухого воздуха. Для насыщенного воздуха это соответствует температуре $\sim 34^\circ$, ниже которой не может быть охлажден воздух в данных условиях.

Но к моменту достижения водой постоянной температуры газ приобретает такую же температуру и становится насыщенным; при дальнейшем охлаждении газ все время будет оставаться насыщенным.

Таким образом, процесс охлаждения ненасыщенного водяными парами горячего газа при непосредственном его контакте с водой, подаваемой в небольшом количестве, складывается из двух последовательно протекающих стадий (рис. 2).

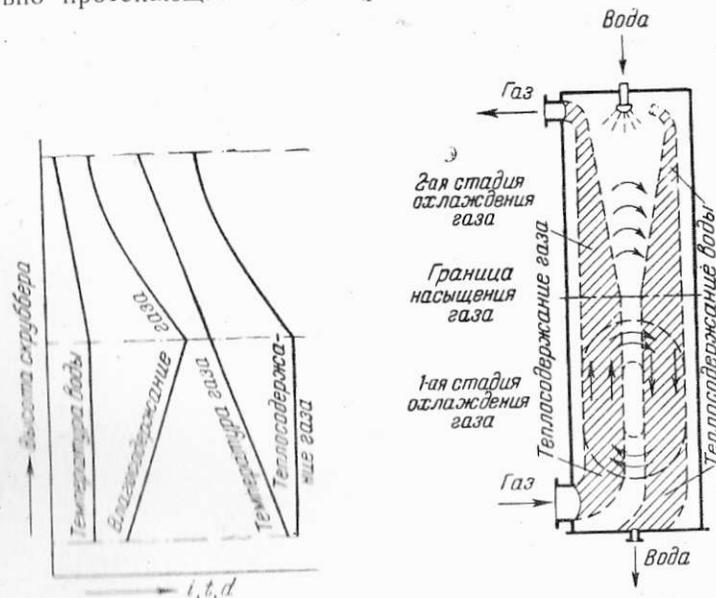


Рис. 2. Схема процесса теплопередачи в скруббере.

1. Сначала отдаваемое газом тепло идет главным образом на испарение орошающей газ воды, причем пары воды присоединяются к газу. Поэтому по мере понижения температуры газа происходит увеличение его влагосодержания и повышение точки росы. Теплосодержание газа, отнесенное к одному нормальному кубометру или к одному килограмму сухой части газа, изменяется незначительно и для упрощения расчетов может рассматриваться в некоторых случаях как постоянное. Температура воды на этой стадии охлаждения остается постоянной и равна конечной температуре ее на выходе из скруббера.

2. По достижении газом температуры мокрого термометра характер процесса охлаждения резко меняется: из газа начинает конденсироваться часть содержащихся в нем водяных паров. По мере понижения температуры газа его влагосодержание и

теплосодержание уменьшаются. Все отдаваемое газом тепло идет только на нагревание воды. Вода на этом участке скруббера нагревается до конечной температуры ее выхода из скруббера.

Описанные две стадии охлаждения газа приходится различать и разграничивать при анализе работы скрубберов и при расчетах не только из теоретических соображений, но и для чисто практических целей. Дело в том, что при охлаждении ненасыщенного газа тепло, передаваемое в первой стадии процесса, является физическим теплом сухого газа и содержащегося в нем перегретого пара, а потому может быть вычислено как произведение количества газа (и водяного пара) на теплоемкость и на перепад температуры газа от начальной до температуры насыщения. Поскольку тепло, отдаваемое газом воде, снова возвращается к газу с парами воды, оно может быть названо «оборотным» теплом. Поэтому общее теплосодержание газа на первой стадии его охлаждения остается в первом приближении постоянным*.

Учитывая сказанное выше, при определении расхода воды на охлаждение газа в скруббере «оборотным» теплом первой стадии охлаждения газа можно пренебречь, так как в большинстве случаев (конечно, при охлаждении ниже температуры насыщения газа) в первой зоне скруббера будет испаряться лишь незначительная часть воды, требующейся для охлаждения газа во второй зоне. Эта испаренная вода сконденсируется и вновь присоединится к основному потоку воды во второй зоне скруббера.

Таким образом, «оборотное» тепло первой стадии охлаждения должно нас интересовать лишь постольку, поскольку для его передачи используется некоторая часть поверхности теплопередачи в скруббере.

Во второй стадии скрубберного процесса, т. е. при охлаждении газа, насыщенного водяными парами, должно быть передано от газа к воде:

- а) физическое тепло сухого газа;
- б) теплота конденсации части водяных паров, содержащихся в газе;
- в) физическое тепло конденсата при охлаждении его до температуры выхода воды из скруббера;
- г) физическое тепло оставшейся несконденсированной части водяных паров.

Количество тепла, передаваемое во второй стадии охлаждения газа, зависит прежде всего от начального влагосодержания охлаждаемого газа, т. е. от температуры его насыщения. При большом влагосодержании количество тепла, отнимаемого от газа, определяется в основном теплотой конденсации.

* Фактически оно может несколько увеличиваться за счет начального теплосодержания испарившейся жидкости, при отсутствии других путей отвода тепла от газа, или немного уменьшится при частичной отдаче тепла в окружающее пространство.

Рассматривая отдельно две стадии скрубберного процесса, следует иметь в виду, что коэффициенты теплопередачи в этих стадиях весьма различны: при охлаждении насыщенного газа они в несколько раз выше, чем при охлаждении ненасыщенного газа. Во втором случае происходит теплообмен между сухим газом и жидкостью, а при этом, как известно, отдача тепла лимитируется прохождением его через пограничные пленки газа и воды. Практически величина коэффициентов теплопередачи во всех конструкциях теплообменных аппаратов составляет в этих условиях единицы или максимум десятки килокалорий на 1 м^2 в час на 1°C средней разности температур.

При охлаждении же насыщенного газа освобождаются большие количества тепла при конденсации водяных паров аналогично процессам, происходящим в конденсаторах. Однако даже у поверхностных конденсаторов водяного пара (где коэффициент теплоотдачи от пара к стенке может достигать $10\,000 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$ и выше) при наличии в парах незначительных количеств неконденсирующихся газов наблюдается резкое снижение интенсивности теплопередачи. В скрубберном процессе присутствие в водяных парах неконденсирующихся газов вызывает понижение коэффициента теплопередачи в зоне конденсации до нескольких сот килокалорий на 1 м^2 в час на 1°C .

Вследствие конденсации водяных паров количество тепла, отнимаемое от газа на каждый градус понижения его температуры, приблизительно постоянно при охлаждении газа до температуры мокрого термометра и непрерывно меняется при охлаждении ниже этой температуры. Наибольшее количество тепла (на каждый градус) отнимается непосредственно после достижения газом точки росы. Чем выше точка росы, тем больше будет это количество тепла по абсолютной величине и тем больше будет разница между ним и количеством тепла, отнимаемым на каждый градус при дальнейшем охлаждении.

Следствием указанного обстоятельства является законное стремление к особому подходу в расчете средней разности температур при охлаждении насыщенного газа. Обычный способ ее нахождения, как средней логарифмической из начальной и конечной разностей температур, строго приложим для скрубберов только при расчете охлаждения ненасыщенного газа до температуры насыщения при постоянной температуре воды (первая стадия двухзонного процесса). Для дальнейшего охлаждения газа, ставшего насыщенным, а также для охлаждения газа, поступающего уже насыщенным, нельзя подобрать аналитической формулы для правильного определения средней разности температур, так как не установлено точной зависимости влаго- и теплосодержания насыщенного газа от температуры.

Удовлетворительное приближение к действительности достигается в рассматриваемом случае с помощью следующего искусственного приема. Находят среднее логарифмическое теплосо-

держание охлаждаемого насыщенного газа как среднюю логарифмическую величину из начального и конечного теплосодержаний его. Затем определяют, какой температуре насыщенного газа соответствует это среднее теплосодержание, а среднюю разность температур находят как разность между полученной средней температурой газа и средней температурой охлаждающей воды.

Для общих случаев охлаждения горячего насыщенного газа до низких температур достаточным количеством воды определение средней разности температур, как средней логарифмической, по существу тоже незаконно и может допускаться лишь в отдельных случаях. Правильным в данном случае будет нахождение разностей температур по отдельным стадиям (участкам) общего процесса.

Основные типы скрубберов

Для осуществления процесса теплоперехода от газа к воде требуется наличие поверхности соприкосновения между газом и водой. Эта поверхность может создаваться тремя различными способами:

1. Распылением газа в виде отдельных пузырьков в охлаждающей воде (барботажные аппараты).

2. Распылением воды в охлаждаемом газе путем раздробления ее на отдельные струйки и капли (скрубберы полочные, каскадные, а также полые с форсунками).

3. Развитием поверхности соприкосновения газа и воды при помощи насадки (скрубберы насадочные).

Барботажные аппараты (колпачковые и сетчатые колонны, аппараты с барботерами из дырчатых трубок и пр.), широко применяемые в процессах абсорбции газов и ректификации паров, почти не нашли применения в скрубберном процессе охлаждения газов. Это объясняется большим сопротивлением барботажных аппаратов прохождению газов, обусловленным высотой слоя (или слоев) жидкости, через которую должен пробулькивать газ.

В дальнейшем будет рассмотрено осуществление скрубберного процесса в аппаратах только двух типов: насадочных и безнасадочных (полочных и полых).

ГЛАВА I

УСТРОЙСТВО НАСАДОЧНЫХ СКРУББЕРОВ

В насадочных скрубберах большая поверхность соприкосновения газа с жидкостью создается путем заполнения скруббера насадкой различных видов.

На рис. 3 представлен скруббер с деревянной насадкой для охлаждения $40\,000\text{--}50\,000\text{ м}^3/\text{час}$ нейтрального запыленного газа (доменного) от начальной температуры $250\text{--}300^\circ$ до $30\text{--}35^\circ$. Газ поступает по наклонному входному патрубку 1, ударяясь о зеркало воды, находящейся в конусном днище 2, затем поднимается вверх, проходит последовательно через четыре яруса насадки 3 и выходит через верхний патрубок 4. Во избежание забивания насадки грязью в нижних ярусах элементы насадки располагают на больших расстояниях друг от друга, чем в верхних ярусах. Между ярусами насадки имеются лазы 5 для чистки скруббера и смены насадки. Специального уловителя брызг воды, увлеченных газом, в этом скруббере не предусмотрено, так как газ из скруббера поступает в мокрые электрофильтры. Вода подается через три брызгала 6, конструкция которых описана ниже (см. рис. 15 на стр. 30—31). Выход нагретой воды осуществляется через гидравлический затвор 7. Скруббер работает при небольшом избыточном давлении газа (порядка 600 мм вод. ст.), которое может повышаться толчками до $1500\text{--}2000\text{ мм вод. ст.}$. Во избежание подъема уровня воды в скруббере и попадания ее во входной газоход в случае засорения затвора 7 имеется второй запасный слив воды 8. Спуск осадка из конусного днища производится при остановках скруббера через конусный откидной затвор 9 с противовесом 10.

Для охлаждения генераторного газа иногда применяются трехступенчатые скрубберы более сложного устройства (рис. 4).

Корпус скруббера разделен на три части двумя горизонтальными перегородками 1, причем нижняя перегородка глухая, а верхняя снабжена патрубками 2, перекрытыми колпаками 3. Газ снизу проходит под колпаками перегородки 1 в верхнюю ступень скруббера, в то время как вода, стекающая сверху, задерживается перегородкой. В каждой ступени скруббера расположена насадка 4 (высота насадки $2,5\text{ м}$) из керамических колец. Охлаждаемый газ поступает в насадку второй ступени скруббера, где соприкасается с оборотной водой (поступающей после орошения

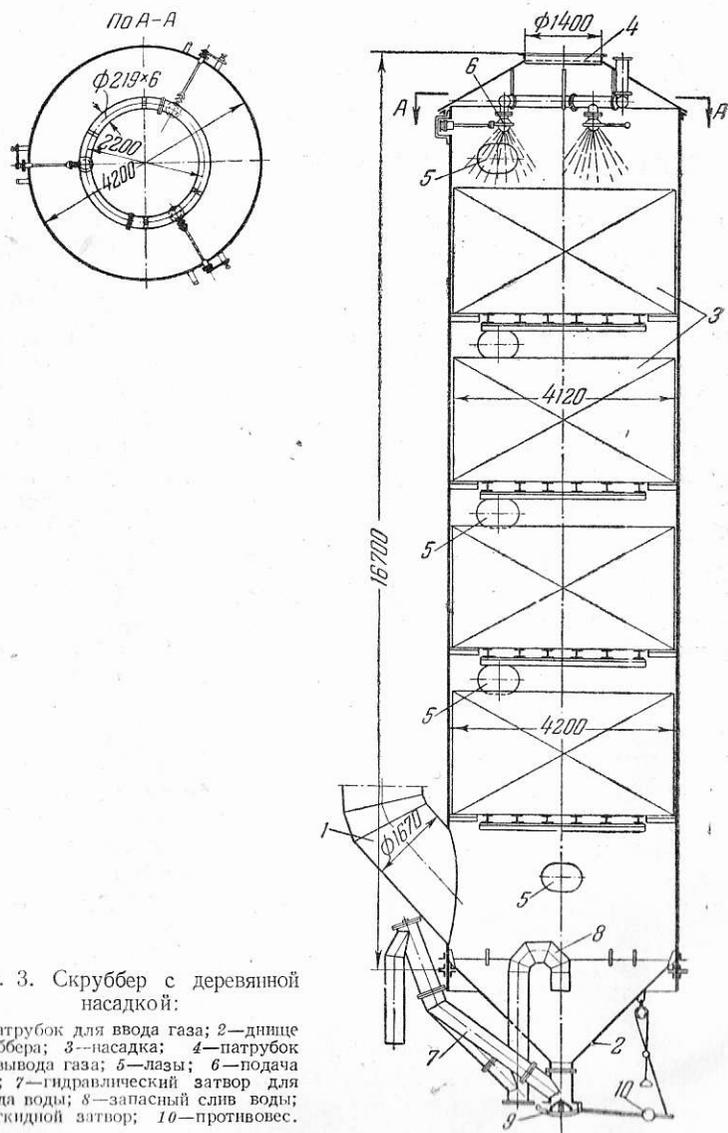


Рис. 3. Скруббер с деревянной насадкой:

1—патрубок для ввода газа; 2—днище скруббера; 3—насадка; 4—патрубок для вывода газа; 5—лазы; 6—подача воды; 7—гидравлический затвор для выхода воды; 8—запасный слив воды; 9—откидной затвор; 10—противовес.

насадки в первой ступени), которая при этом нагревается до сравнительно высокой температуры. Далее газ поступает в насадку третьей ступени, где окончательно охлаждается подаваемой в верхнюю часть скруббера холодной водой, которая затем выводится из скруббера.

Нагретая во второй ступени вода перетекает на насадку первой ступени, где охлаждается подаваемым воздухом, который насыщается водяными парами и направляется далее в качестве паровоздушного дутья в газогенераторы.

На рис. 5 представлена конструкция скруббера, предназначенного для охлаждения от 250—300° до 30—35° сернистого газа, получаемого обжигом колчедана или сжиганием серы. Вытекающая из скруббера жидкость представляет собой разбавленную серную кислоту, поэтому корпус скруббера выполнен из листового свинца (толщина 4 мм). Каркас для поддержки корпуса 1 состоит из шести колонн 2, сваренных из швеллерных балок, и из девяти приваренных к ним поясов 3 (из них восемь выполнены из угольников, а один из швеллера). Листы свинца подвешены на поясах с отбортовкой их через деревянную закругленную рейку, прикрепленную к верхней полке угольника (это делается для того, чтобы свинец не рвался на острых краях угольника). Подвешенный таким образом лист свинца отгибается на нижележащем поясе и сплавляется с нижним листом наружным швом. Свинцовая

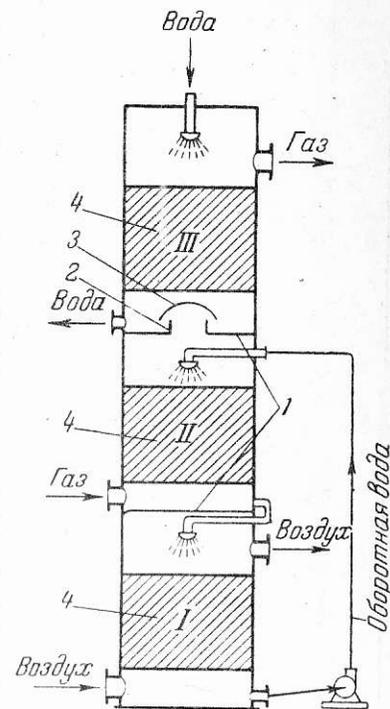


Рис. 4. Трехступенчатый скруббер с насадкой:

1—разделительные перегородки ступеней; 2—патрубок; 3—колпак; 4—насадка из керамических колец; I—воздухоподогревательная ступень; II и III—газоохлаждательные ступени.

крышка скруббера 4 подвешена при помощи свинцовых лент 5 на радиальных угольниках 6. Свинец корпуса защищен изнутри футеровкой 7 из кислотоупорного кирпича, толщина которой в нижней части корпуса в один кирпич, а в верхней—в полкирпича. Под корпусом имеется свинцовый поддон 8 с отбортованными краями для защиты фундамента от попадания кислоты. Насадка 9 из керамических колец 25×25 мм, засыпанных навалом, поддерживается колосниками 10 из тесаных андезитовых или бештаунитовых камней; колосники опираются на поперечные балки 11

(также из тесаного камня), которые в свою очередь поддерживаются столбами 12 из камня или кирпича.

Газ входит снизу через свинцовый футерованный штуцер 13 и выходит сверху через свинцовый штуцер 14. Орошение скруббера

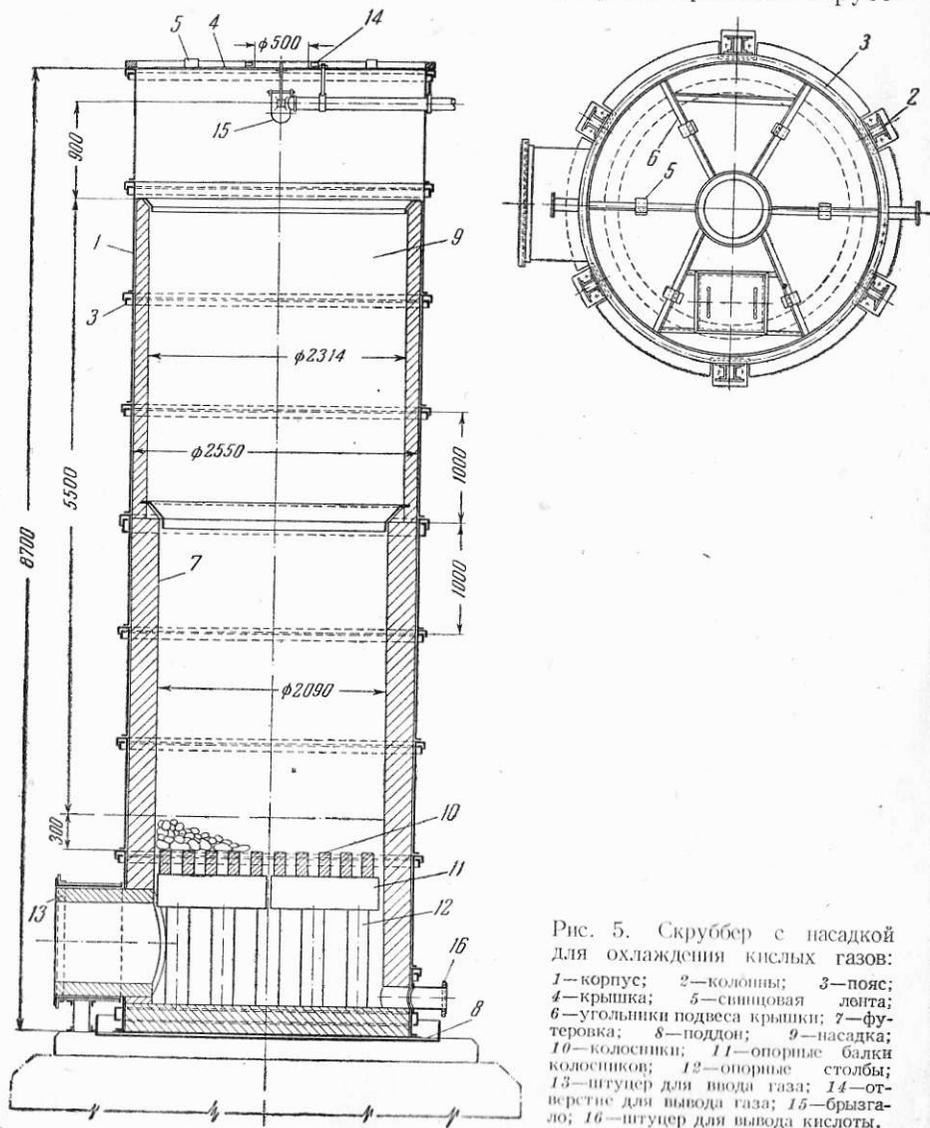


Рис. 5. Скруббер с насадкой для охлаждения кислых газов:
1—корпус; 2—колонны; 3—пояс; 4—крышка; 5—свинцовая лентга; 6—угольники подвеса крышки; 7—футеровка; 8—поддон; 9—насадка; 10—колосники; 11—опорные балки колосников; 12—опорные столбы; 13—штуцер для ввода газа; 14—отверстие для вывода газа; 15—брызгало; 16—штуцер для вывода кислоты.

ра производится посредством полушарового брызгала 15, отлитого из свинца с добавкой сурьмы и подвешенного под крышкой скруббера. Вывод кислоты осуществляется через боковой свинцовый штуцер 16.

Насадка скрубберов

Применяемые в скрубберах насадки можно свести к трем основным группам: 1) кусковая насадка; 2) фасонная насадка (керамическая и металлическая); 3) деревянная насадка.

К первой группе относится насадка, состоящая из дробленого кокса, кварца, щебня и других аналогичных материалов, которые сортируют на грохоте, отделяя куски определенных размеров, например от 25 до 50 мм, и укладывают в скруббере навалом. Такая насадка дешевле фасонной и проще в укладке, чем деревянная, но уступает им по величине рабочей поверхности и доле свободного пространства. В случае запыленного газа кусковая насадка загрязняется быстрее других видов насадки.

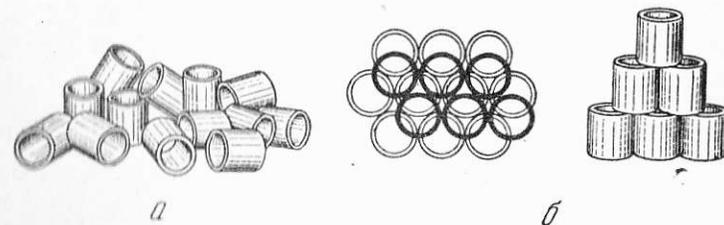


Рис. 6. Насадка из керамических колец:
а—навалом; б—правильная укладка.

Ко второй группе относится насадка из кирпича (укладываемого в скруббере в клетку) и наиболее распространенная насадка на кольца—керамических кислотоупорных, фарфоровых или стальных, изготовляемых из отрезков старых труб, а также из жести. Обычно высота колец равняется их наружному диаметру. Мелкие кольца (до 25 мм) укладывают в скрубберах всегда навалом, крупные кольца (свыше 50 мм) устанавливают в определенном порядке (рис. 6); кольца размером 50×50 мм можно располагать навалом. Насадка из колец обладает наибольшей удельной поверхностью* из всех видов насадки.

При работе с химически активными газами или агрессивной орошающей жидкостью особенно широко применяются кислотоупорные керамические кольца.

При нейтральной жидкости и нейтральном газе, имеющем умеренную начальную температуру (до 300°), успешно применяется деревянная насадка, состоящая из параллельных щитов, из укладываемых в клетку накрест реек или, чаще всего, из установленных на ребро досок. Обычно применяются доски шириной 100—120 мм и толщиной 10 или 13 мм; зазор между досками составляет 10 мм и более.

* Удельная поверхность насадки—поверхность насадки, находящейся в единице объема скруббера (m^2/m^3).

Доски 1 соединяются между собой деревянными круглыми стержнями 2 с прокладками в виде квадратных деревянных шайб 3 (рис. 7). Нижний край досок имеет пропилы 4 для разбивания стекающей воды на отдельные струйки. Круги (ряды, решетки) из такой насадки, называемой хордовой, укладываются в скруббер друг на друга, обычно под углом 45 или 90°, до 25 рядов в одном ярусе насадки; при большом числе рядов укладывают два или более ярусов с отдельными опорами. Для облегчения

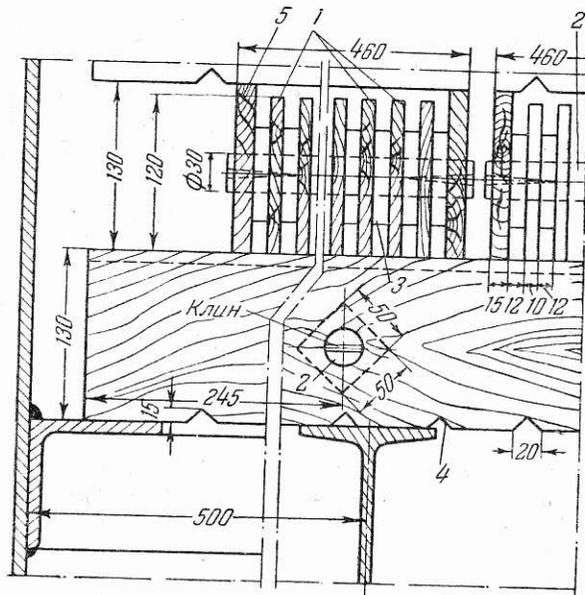


Рис. 7. Хордовая насадка:

1—доски; 2—деревянный стержень; 3—деревянная шайба;
4—пропил; 5—опорная доска.

укладки и, в особенности, смены насадки при больших диаметрах скрубберов круги выполняются не цельными, а составными, состоящими из отдельных прямоугольных или косоугольных (в плане) секций-решеток. Ряды насадки опираются друг на друга крайними досками 5, ширина которых на 10—20 мм больше, чем у средних досок.

Хордовую насадку изготовляют из ели или сосны. В случае загрязненного газа лучше использовать строганую насадку с заостренным верхним краем досок, поскольку последняя меньше зарастает шламом.

Характеристика кусковых и фасонных насадок приведена в табл. 1.

Характеристика кусковых и фасонных насадок

Вид насадки	Размер мм	Удельная поверхность м ² /м ³	Свободное пространство (φ), %	Вес 1 м ³ кг	Число кусков или колец в 1 м ³	Примечания
Кварц кусковой	75	45,0	43	1480	—	По Беджеру и М. Кэбу
» »	50	61,5	46	1400	—	»
» »	12—25	165,0	47	1375	—	»
Кокс кусковой	75	41,5	58	465	—	»
» »	42,6	77,0	56	455	14 000	По Жаворонкову
» »	40,8	86,0	54,5	585	15 250	»
» »	28,6	110,0	53,5	660	27 700	»
» »	24,4	120,0	53,2	600	64 800	»
Андезит кусковой	43,2	68,0	56,5	1200	12 600	»
Галька округлая	42	80,5	38,8	—	14 400	»
Кольца черн. жести	8×8×0,3	630	—	750	1 500 000	»
» » »	10×10×0,5	500	—	960	770 000	»
» » »	12×12×0,5	430	—	810	450 000	»
» » »	15×15×0,5	350	—	660	240 000	»
» » »	25×25×0,8	220	—	640	55 000	»
» » »	35×35×1	150	—	570	19 000	»
» » »	50×50×1	110	—	430	7 000	»
Кольца фарфоровые	8×8×1	540	—	600	1 360 000	»
» » »	10×10×1,5	440	—	700	700 000	»
» » »	12×12×1,5	380	—	610	410 000	»
» » »	15×15×2	310	70	670	220 000	»
» » »	25×25×3	200	74	630	50 000	»
» » »	35×35×4	140	78	610	18 000	»
» » »	50×50×5	100	78,5	530	6 000	»
Кольца керамическ.*	25×25×3	221	—	704	64 000	»
» » »		165	—	525		
» » »	50×50×5	113	—	656	8 000	»
» » »		87,7	—	510		
» » »	80×80×8	75	—	652	2 072	»
» » »		57,5	—	500		
» » »	100×100×10	56,5	—	638	1 000	»
» » »		44,4	—	502		
» » »	120×120×12	36,3	—	624	538	»
» » »		29,2	—	501		
» » »	150×150×15	23,8	—	623	281	»
» » »		18	—	470		

* Поверхность вычислена по нормалам Щекинского завода; верхние цифры—правильная укладка, нижние—навалом.

Поверхность хордовой насадки в скруббере легко подсчитать аналитически по формулам:

$$f = \frac{0,785D^2 \cdot 2b}{a + \delta} \text{ м}^2 \quad (10)$$

$$F = f \cdot n \text{ м}^2 \quad (11)$$

где f —поверхность одного ряда насадки;
 F —общая поверхность для n рядов;
 D —диаметр скруббера, м;
 b —ширина досок, м;
 δ —толщина досок, м;
 a —ширина зазора, м.

Для облегчения подсчетов в табл. 2 приведены данные для хордовой насадки.

Характеристика хордовой насадки

Таблица 2

Толщина доски (δ) мм	Зазор между досками (a) мм	Удельная поверхность (f) м ² /м ³	Свободное пространство (φ) %	Длина ребер досок на 1 м ² горизонтального сечения скруббера, м	Вес на 1 м ³ кг
10	10	100,0	50,0	100,0	275,0
10	15	80,0	60,0	80,0	220,0
10	20	65,7	66,7	66,7	183,0
10	25	57,2	71,5	57,2	156,5
10	30	50,0	75,0	50,0	137,5
10	40	40,0	80,0	40,0	110,0
13	13	77,0	50,0	77,0	275,0
13	20	60,7	60,7	60,7	216,0
13	25	52,6	65,8	52,6	188,0
13	30	46,5	69,8	46,5	165,0
13	40	37,8	75,5	37,8	134,5
13	50	31,8	79,5	31,8	113,0

Примечание. Подсчеты произведены для укладки рядов насадки один на другой без просветов (все доски одной ширины). Удельный вес древесины принят 550 кг/м³.

Подача и распределение жидкости по насадке

Любая насадка сама является распределителем жидкости, так как, например, при подаче всей воды в центр скруббера вода, стекая вниз по насадке, постепенно распространится на все поперечное сечение скруббера. Однако, чтобы отдельные участки насадки не оставались сухими, неорошаемыми, необходимо распределять жидкость уже при подаче ее на насадку, хотя бы грубо, по поперечной площади скруббера.

Для этой цели применяются распределительные плиты, «пауки», трубчатые оросители, распределительные желоба, тарельчатые и гирляндовые разбрызгиватели, цилиндрические и полу-

шаровые брызгала и вращающиеся центробежные разбрызгиватели.

Распределительная плита (рис. 8) представляет собой горизонтальную перегородку 1 у крышки скруббера 2, сквозь которую проходят трубки 3 небольшого диаметра, размещенные в плите по прямоугольникам, в шахматном порядке, или по концентрическим окружностям. Для правильного распределения жидкости верхние срезы трубок должны быть расположены в одной строго горизонтальной плоскости. Отвод газа из скруббера осуществляется из межтрубного пространства под плитой, при этом достигается минимальный унос брызг жидкости газом. Трубки могут быть постоянно заполнены жидкостью или работать как

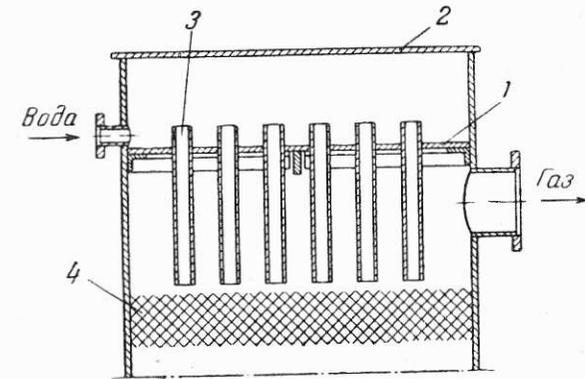


Рис. 8. Распределительная плита:

1—горизонтальная перегородка; 2—крышка скруббера; 3—трубки; 4—насадка.

водосливы. В первом случае, при достаточной высоте слоя жидкости над верхним срезом трубок, гарантирующей от прорыва газа, скруббер может даже не иметь крышки, что весьма удобно для контроля орошения и для чистки трубок; во втором случае можно отводить газ из скруббера выше распределительной плиты.

Расчет распределительной плиты производится по уравнению расхода жидкости при истечении ее из отверстий:

$$W = 3600 \cdot 0,785 \cdot d^2 \cdot n \cdot \mu \sqrt{2g(l + h - p)} \quad (12)$$

где W —объем подаваемой жидкости, м³/час;

d —диаметр трубки, м;

n —число трубок;

μ —коэффициент расхода, который может быть принят 0,5;

g —ускорение силы тяжести, м/сек²;

l —длина трубки, м;

h —высота слоя жидкости над верхним срезом трубок, м;

p —избыточное давление газа в скруббере, м вод. ст.

Задаваясь величинами d (не меньше 15 мм во избежание быстрого зарастания трубок), а также l и h , можно найти число трубок n .

При работе трубок как водосливов расход жидкости рассчитывается по формуле:

$$W = 3600 \cdot n \cdot \mu \cdot \pi \cdot d \sqrt{h^3} \text{ м}^3/\text{час} \quad (13)$$

где величину h принимают 5 мм и менее, а коэффициент расхода μ —равным 0,6.

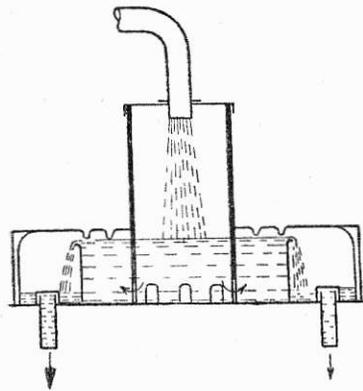


Рис. 9. Оросительное устройство «паук».

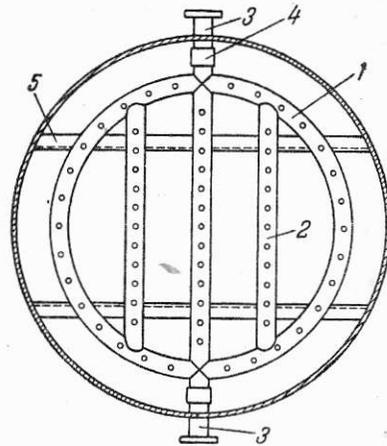


Рис. 10. Ороситель из труб с отверстиями:

1—кольцо из трубы; 2—поперечные трубы; 3—вводы жидкости; 4—муфты; 5—опоры оросителя.

«Пауки» (рис. 9) по существу представляют собой конструктивную разновидность распределительных плит. Жидкость из напорного бака-распределителя, помещаемого над скруббером, поступает в скруббер через трубки, проходящие сквозь его крышку. «Пауки»—простые и безотказные устройства для распределения жидкости. Расчет их производится по уравнениям (12) или (13).

Трубчатый ороситель состоит из перфорированных труб, отверстия которых (диаметром 3—6 мм) направлены вниз. Ороситель подвешивают над насадкой или укладывают прямо на нее. Наилучшая форма оросителя такой системы (рис. 10)—кольцо 1 с вваренными по хордам поперечинами 2 и двумя патрубками 3 для ввода жидкости. При таком устройстве жидкость из разных отверстий вытекает под одинаковым давлением, а следовательно, почти в одинаковом количестве. Трубчатый распределитель жидкости прост в изготовлении, но недостатком его является постепенное закупоривание отверстий в трубах. Расчет расхода жидкости производится также по уравнению (12), но вместо $2g(l+h-p)$ (под корнем) подставляют давление жидкости в системе труб в

м вод. ст. (или разность давлений жидкости и газа, если скруббер работает под давлением).

На рис. 11 представлены распределительные желоба (корыта) с прямоугольными прорезями для слива воды. Вода поступает в середину верхнего корыта, из него стекает в ряд перпендикулярно расположенных нижних корыт и далее отдельными струйками орошает насадку. Прорези в корытах могут быть также треугольными, а нижние корыта могут иметь зазубренные края. Для правильного распределения воды необходимо, чтобы края желобов были строго горизонтальны, т. е. такой распределитель должен быть тщательно изготовлен и точно смонтирован. Скорость воды в желобах должна быть небольшой—не более 0,3 м/сек. Расчет желобов производится по уравнению (13) с подстановкой вместо πd ширины прямоугольной прорези b .

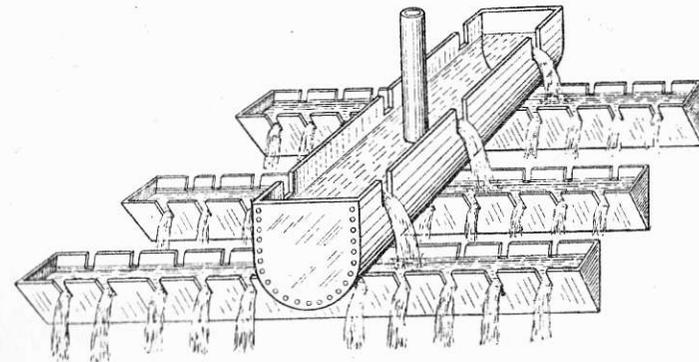


Рис. 11. Распределительные желоба.

Гирляндный разбрызгиватель (рис. 12) устроен следующим образом: к нескольким отрезкам труб 1 все уменьшающегося диаметра привариваются выпуклые диски 2 также уменьшающегося диаметра, но увеличивающейся выпуклости; нижний диск полушаровой. Все диски соединены между собой полосами 3 (от трех до шести полос). Вода из верхнего отрезка трубы частично вытекает и разбрызгивается на верхнем диске, который отбрасывает капли на наибольшее расстояние. Остальная часть воды проходит во второй отрезок трубы, по выходе из которого снова делится на две части: часть отбрасывается вторым диском уже на меньшее расстояние, чем вода от верхнего диска, а часть проходит в следующий отрезок трубы, и т. д. Производительность гирляндового разбрызгивателя определяется экспериментально. Недостатком его является изменение радиуса орошения при изменении напора в питающем трубопроводе. Поэтому гирляндовые разбрызгиватели хорошо работают только при постоянном давлении поступающей воды.

Большое распространение для орошения скрубберов приобрели брызгала в виде стаканов (цилиндрические брызгала) или полушарий с отверстиями диаметром 4—15 мм, прорезанными под разными углами к горизонту.

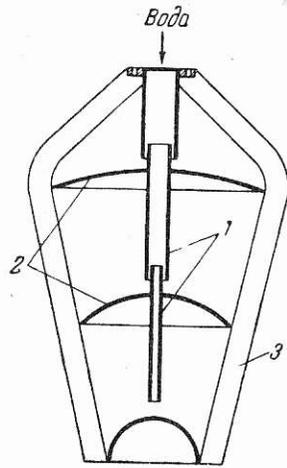


Рис. 12. Гирляндный разбрызгиватель:

1—отрезки труб; 2—отражательные диски; 3—соединительные полосы.

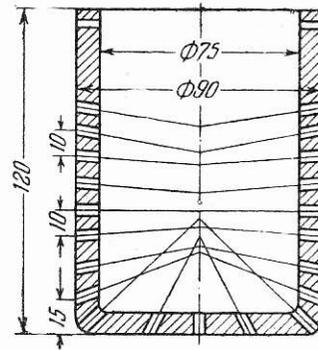


Рис. 13. Цилиндрическое брызгало

Цилиндрическое брызгало (рис. 13), будучи подвешено в центре скруббера на высоте 800—1000 мм над насадкой, может распределить воду по сечению диаметром до 9 м при небольшом напоре (4—5 м вод. ст.). Однако тот напор, на который рассчитано брызгало, должен поддерживаться постоянным, иначе будет орошаться не вся насадка или, наоборот, часть жидкости будет попадать на стенки скруббера. Особенно пригодно такое брызгало при подаче больших количеств жидкости (несколько сот м³ в час); диаметр отверстий при этом выбирается 12—15 мм. В таких условиях брызгало может долго работать без очистки.

В тарельчатых разбрызгивателях струя жидкости, свободно вытекающая по вертикали из трубопровода, ударяется о плоскую, вогнутую или выпуклую тарелку, помещенную на пути струи. Жидкость при ударе разбивается на капли, которые разлетаются во все стороны. Обычно устанавливают параллельно несколько разбрызгивателей. На рис. 14 представлен тарельчатый разбрызгиватель для зернистой насадки, орошаемой небольшим количеством жидкости (около 50 м³/час). Жидкость вводится из кольцевого трубопровода 1 внутрь аппарата через восемь вводов 2; на вводах имеется по три или по четыре вывода жидкости 3; каждые три вывода в свою очередь соединены кольцевым трубопроводом 4. Под каждым выводом жидкости подвешена тарелка 5; общее число тарелок достигает 28 шт.

Полушаровые брызгала могут быть выполнены поворотными (опрокидывающимися) для облегчения очистки от загрязнений, падающих из подводящего трубопровода.

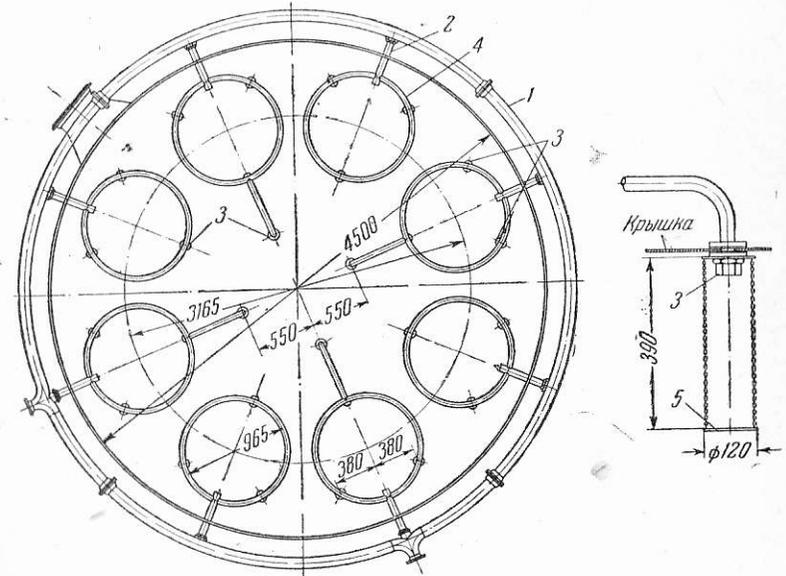


Рис. 14. Тарельчатый разбрызгиватель:

1—кольцевой трубопровод; 2—вводы в аппарат; 3—точки выхода жидкости; 4—внутренние соединительные кольца; 5—разбрызгивающая тарелка.

Брызгало, изображенное на рис. 15, предназначено для орошения насадки в скруббере диаметром 5000 мм. Полушарие имеет 135 отверстий диаметром 15 мм. При помощи фланца 1 брызгало присоединяется к трубопроводу, из которого орошающая жидкость поступает в неподвижный конус 2; к конусу 2 приварен круговой пояс 3, имеющий два отверстия, в которых лежит валик 4. На валике жестко укреплено при помощи двух шпонок полушарие 5 с кольцевым пояском 6. Для того чтобы полушарие могло поворачиваться на 180°, пояс 6 имеет наружную шаровую обточку, а пояс 3—внутреннюю. Зазор между поясками уплотняется резиновыми фартуками 7 и 8. При опрокидывании брызгало входит внутрь конуса 2.

Для опрокидывания брызгала вне скруббера имеется рукоятка 9 со стопором 10, укрепленная на составном приводном валу 11, который проходит через стенку скруббера 12 и уплотняется сальником 13. Для предупреждения заклинивания привода составной вал имеет два шарнира Гука 14.

Расчет полушарового брызгала производится следующим образом. Зная объем подаваемой жидкости (W) в м³/час и задаваясь

диаметром отверстий (d) в m , определяют общее число отверстий в брызгале из уравнения (12)

$$n = \frac{W}{3600 \cdot 0,785 \cdot d^2 \cdot \mu \sqrt{2gH}} \quad (14)$$

где H —выбранный напор, в m столба жидкости;
 μ —коэффициент расхода, равный 0,82.

Затем намечают точки падения струй жидкости на верхнюю плоскость насадки, для чего площадь поперечного сечения скруббера (рис. 16) разбивают на некоторое число m concentрических полос одинаковой ширины; одна точка падения струи намечается в центре скруббера и брызгала (ось отверстия совпадает с вертикалью), остальные точки располагаются concentрически на средних линиях намеченных полос, причем число их пропорционально средней длине каждой полосы.

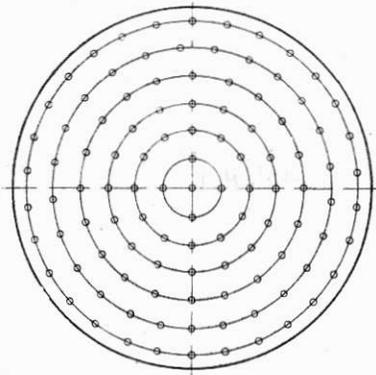


Рис. 16. Площадь орошения брызгала с отверстиями.

Тогда, если число точек, входящих на первую полосу, составляет z , то на вторую должно приходиться $2z$ и т. д., а общее число:

$$n = 1 + z + 2z + 3z + \dots + m \cdot z \quad (15)$$

откуда

$$z = \frac{2(n-1)}{m(m+1)} \quad (16)$$

Для определения углов, образуемых осями отверстий каждого ряда с вертикалью, надо учесть, что при отсутствии силы тяжести

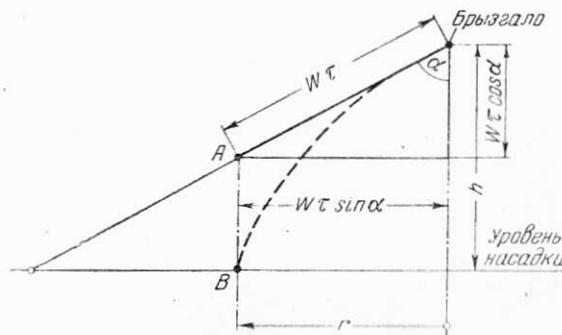


Рис. 17. Схема к расчету брызгала.

струя за время τ при скорости истечения w достигла бы точки A (рис. 17). Под действием силы тяжести струя опустится по верти-

кали на расстояние AB , равное $\frac{1}{2} g \cdot \tau^2$, и попадет на насадку в точке B , лежащей на среднем радиусе соответствующей concentрической полосы (см. выше), т. е. на расстоянии r от центра скруббера. Составляя уравнения движения струи $h = w \cdot \tau \cdot \cos \alpha + \frac{1}{2} g \tau^2$ и $r = w \cdot \tau \cdot \sin \alpha$, исключая из них время τ и пренебрегая линейными размерами самого брызгала, получаем уравнение траектории струй жидкости:

$$h = r \frac{\cos \alpha}{\sin \alpha} + \frac{r^2 \cdot g}{2w^2} \cdot \frac{1}{\sin^2 \alpha} \quad (17)$$

где h —высота брызгала над насадкой.

Подставив значение $w = \mu \sqrt{2gH}$ и произведя преобразования, получаем квадратное уравнение

$$\frac{r^2}{4\mu^2 \cdot H} \operatorname{ctg}^2 \alpha + r \cdot \operatorname{ctg} \alpha + \left(\frac{r^2}{4\mu^2 \cdot H} - h \right) = 0 \quad (18)$$

из которого определяются углы наклона отверстий в разных рядах в зависимости от средних радиусов r полос орошения

$$\operatorname{ctg} \alpha = \frac{-2\mu^2 \cdot H + \sqrt{4\mu^2 \cdot H (\mu^2 \cdot H - h) - r^2}}{r} \quad (19)$$

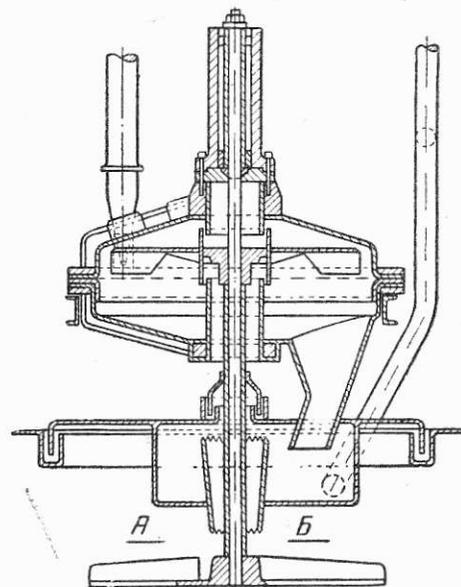
В полушаровом брызгале все отверстия рассверливаются по радиусу и коэффициент расхода μ можно принять постоянным, равным 0,82. Кроме того, все углы, образуемые осями отверстий с вертикалью, меньше 90° .

В цилиндрическом брызгале (см. рис. 14) часть отверстий может быть просверлена под углами больше 90° ; все отверстия, кроме центрального, сверлятся под косыми углами к днищу и стенке стакана. Следовательно, при точном расчете коэффициент μ должен иметь разные значения.

В центробежных разбрызгивателях основной деталью является вращающееся рабочее колесо той или иной формы. На рис. 18 представлен разбрызгиватель в виде звездочки, вращающейся со сравнительно небольшим числом оборотов (100–250 об/мин.). Крылья разбрызгивателя имеют разную длину, и поэтому жидкость, попадающая на звездочку, отбрасывается на разное расстояние, орошая всю площадь насадки. По данным К. А. Полякова при разбрызгивании 78%-ной серной кислоты звездочка (с размерами по рис. 18) должна вращаться со следующей скоростью:

Диаметр башни, м	Скорость, об/мин.
4–4,5	105–110
5	120–125
7	150–170

Очевидно, что при разбрызгивании воды число оборотов звездочки должно быть больше на величину отношения удельных весов 78%-ной кислоты и воды, т. е. в 1,5 раза.



По АБ

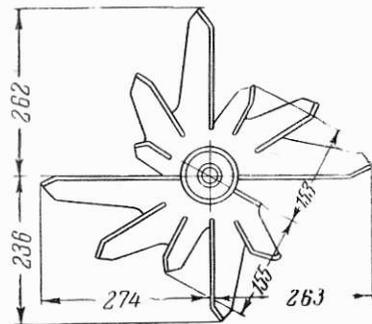


Рис. 18. Центробежный разбрызгиватель «звездочка».

На рис. 19 представлен разбрызгивающий диск, работающий при большом числе оборотов (1440 об/мин.) непосредственно от электродвигателя. Диск имеет диаметр 250 мм и по форме напоминает рабочее колесо центробежного насоса. С помощью такого диска жидкость разбрызгивается на гораздо более мелкие капли, чем в случае звездочки, но весьма неравномерно распределяется по сечению насадки.

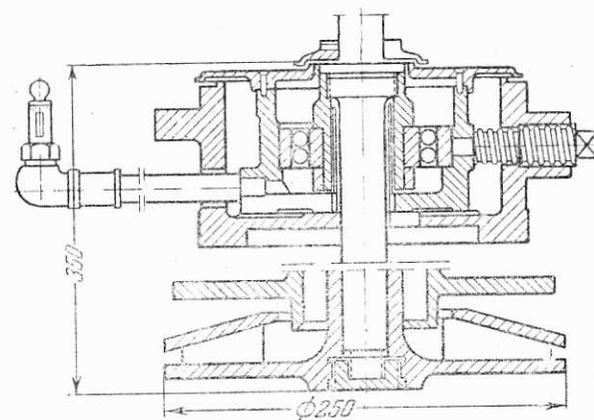


Рис. 19. Разбрызгивающий диск.

Производительность центробежных разбрызгивателей не зависит от числа оборотов рабочего колеса и может быть изменена простым регулированием притока жидкости на колесо. Потребляемая же мощность N связана с числом оборотов и в первом приближении может быть подсчитана из уравнения живых сил, если скорость сбрасывания жидкости с колеса принять равной его окружной скорости:

$$N = \frac{1}{2} \cdot \frac{W \cdot \gamma_{ж}}{3600 g} \left(\frac{\pi \cdot D \cdot n}{60} \right)^2 \frac{1}{102 \eta} \text{ квт} \quad (20)$$

где W —часовой объем жидкости, $м^3$;
 $\gamma_{ж}$ —удельный вес жидкости, $кг/м^3$;
 g —ускорение силы тяжести, $м/сек^2$;
 D —диаметр рабочего колеса, $м$;
 n —число оборотов в минуту;
 η —коэффициент полезного действия привода.

При большой высоте скруббера и насадки и при небольшом количестве орошающей жидкости орошение нижних слоев насадки может оказаться недостаточным вследствие стекания части жидкости с насадки на стенку скруббера. В этом случае целесообразно устанавливать между ярусами насадки перераспределители.

тели жидкости (рис. 20). Работа их понятна без объяснений. Равномерность слива жидкости по всем патрубкам обеспечивается расположением верхних краев патрубков в одной горизонтальной плоскости. Это условие должно быть строго соблюдено при изготовлении перераспределительной тарелки, а также достигается при ее монтаже (с помощью регулировочных болтов). Перераспределители нельзя устанавливать при загрязненном газе вследствие быстрого забивания патрубков цементирующей пылью.

В некоторых новых конструкциях абсорберов и скрубберов с насадкой из керамических колец перераспределительные тарелки установлены при диаметре скруббера 3,3 м через каждые 6,5 м высоты насадки, при диаметре 1,7 м — через 3,5 м высоты, т. е. расстояние между перераспределительными тарелками принимается равным двум диаметрам скруббера.

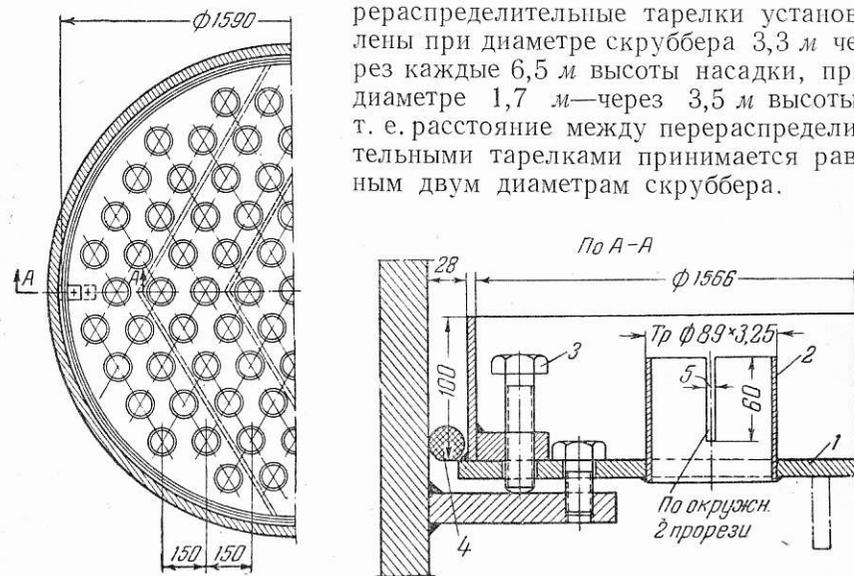


Рис. 20. Перераспределительная тарелка:

1—тарелка; 2—сливной патрубок; 3—регулирующий болт; 4—уплотнительный шнур.

Вывод жидкости

К устройствам для вывода жидкости из нижней части скруббера предъявляются следующие требования:

- 1) свободный сток всей жидкости, подаваемой на скруббер;
- 2) невозможность прорыва газа в атмосферу или в отводящие трубопроводы;
- 3) невозможность закупорки различными отложениями;
- 4) возможность чистки стока во время работы скруббера.

На рис. 21 представлен вывод жидкости через крестовину. В этой конструкции после снятия заглушек легко прочистить как горизонтальный, так и вертикальный участок вывода. Конструкция пригодна и для скрубберов, работающих под давлением,

при соответствующем увеличении высоты вертикального участка трубы, причем колодец для него может быть заглублен в землю.

На рис. 22 изображен вывод жидкости через затопленное окно, допускающий чистку дна скруббера во время его работы, но рассчитанный лишь на небольшое давление газа в скруббере.

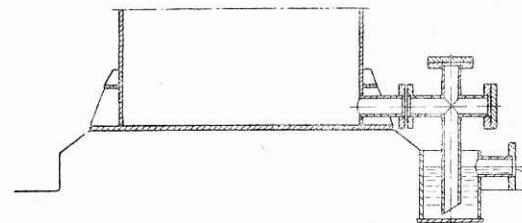


Рис. 21. Вывод жидкости из скруббера через крестовину.

Закрытый вывод жидкости из скруббера прямо к насосу или к отдельному сборнику приведен на рис. 23. Опорная часть корпуса скруббера должна в этом случае иметь один или два лаза для осмотра выводного штуцера.

Одна из конструкций выводов более сложного устройства была представлена выше на рис. 3 (см. стр. 18).

Если дно скруббера плоское, то целе-

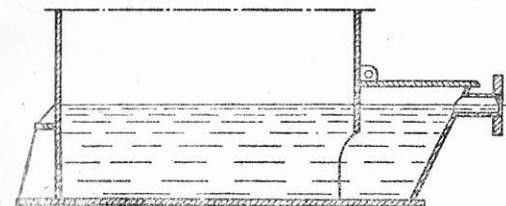


Рис. 22. Вывод жидкости из скруббера через затопленное окно.

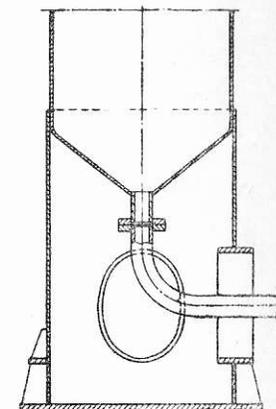


Рис. 23. Закрытый вывод жидкости из скруббера.

сообразно придавать ему некоторый уклон в сторону стока жидкости, например, путем футеровки кирпичом, бетоном или деревом.

Улавливание брызг и капель жидкости

Несмотря на сравнительно грубое дробление жидкости при подаче ее на насадку, брызги жидкости всегда частично уносятся газом. Это влечет за собой обводнение отводящих газопроводов и понижение теплотворной способности горючих газов. Иногда газ, содержащий брызги жидкости, вообще непригоден для дальнейшего использования.

Уменьшение уноса жидкости может быть достигнуто, в первую очередь, понижением скорости газа в скруббере, т. е. увеличением его диаметра. Но такой путь невыгоден, так как при увеличении диаметра скруббера создается недостаточное удельное орошение насадки. Кроме того, при малой скорости газа скруббер как теплообменник работает с низким коэффициентом теплопередачи. Наконец, даже при очень малых скоростях газового потока мелкие капли жидкости все же смогут быть им увлечены. Поэтому в скрубберах обычно принимают специальные меры для осаждения капель и брызг жидкости, уносимых отходящим газом.

Часто для улавливания брызг над вводом жидкости в скруббер укладывают дополнительный слой насадки высотой 800—1000 мм, обычно из мелких колец.

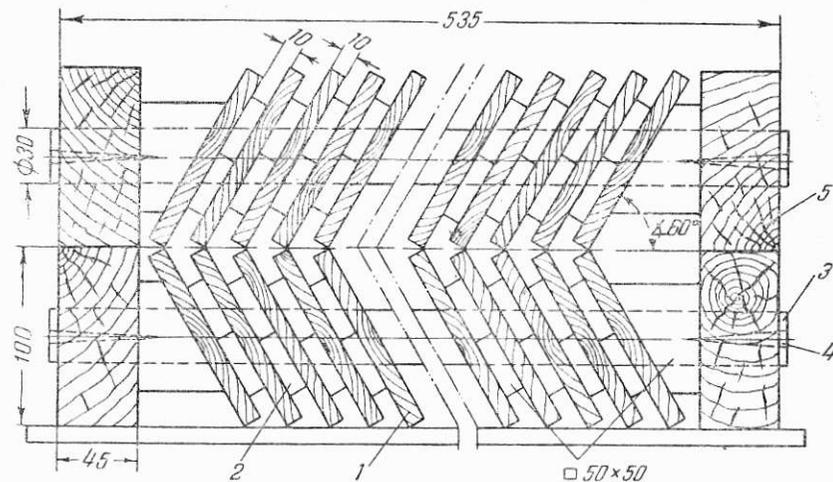


Рис. 24. Брызгоулавливающая хордовая насадка:

1—наклонная доска; 2—квадратная деревянная шайба; 3—соединительный стержень; 4—клин; 5—опорные бруски.

В скрубберах устанавливают также специальные брызгоулавливающие устройства, в которых отделение капель из газового потока происходит при изменении направления последнего или вследствие прилипания капель к перегородке, о которую ударяется газ (так называемые брызгоуловители ударно-инерционного действия).

На рис. 24 представлен брызгоуловитель, выполненный по типу обычной хордовой насадки с той только разницей, что доски установлены в брызгоуловителе не вертикально, а наклонно, причем доски в соседних рядах наклонены в разные стороны. Газ проходит через эту насадку по зигзагообразным каналам, и на поворотах капли жидкости отделяются от газа.

Брызгоуловитель, изображенный на рис. 25, состоит из вертикальных полос 1 вогнутого профиля (отражателей), установленных в шахматном порядке в несколько рядов между двумя горизонтальными перегородками 2. Перегородки в плане имеют форму сегментов и перекрывают каждая несколько больше половины горизонтального сечения скруббера. Поступающий снизу газ направляется горизонтально сквозь ряды полос 1, многократно меняя направление своего движения. Капли жидкости при этом прилипают к полосам и стекают по ним обратно в скруббер.

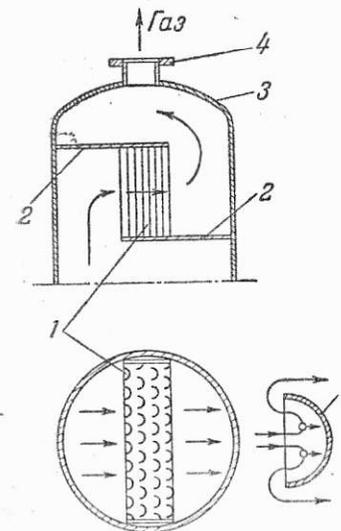


Рис. 25. Ударно-инерционный брызгоуловитель:

1—вогнутые отражатели; 2—перегородки; 3—крышка скруббера; 4—штуцер для вывода газа.

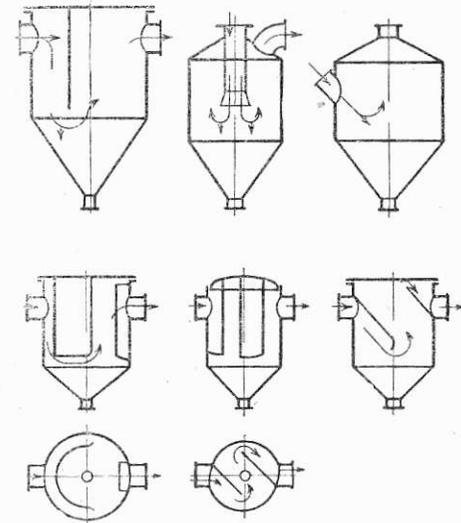


Рис. 26. Отдельно устанавливаемые ударно-инерционные брызгоуловители.

Иногда над скруббером или рядом с ним устанавливают каплеуловитель с насадкой или отдельный ударно-инерционный брызгоуловитель (рис. 26).

Наиболее эффективной является такая конструкция брызгоуловителя, в которой удар струи газа о перегородку или изменение направления газа происходит при большой скорости (порядка 5—10 м/сек), так как с возрастанием скорости усиливается действие силы инерции или центробежной силы на каплю, увлекаемую газом.

При выходе же из брызгоуловителя газ должен обладать не большой скоростью, не более 2—3 м/сек.

ГЛАВА II

ГИДРАВЛИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ НАСАДОЧНЫХ СКРУББЕРОВ

Смоченная поверхность насадки и нормы удельного орошения

Полное использование поверхности насадки скрубберов достигается при величинах удельного орошения*, колеблющихся в некоторых пределах. При недостатке орошения часть поверхности насадки останется сухой и не будет, таким образом, участвовать в процессе теплопередачи. При чрезмерном орошении некоторые зазоры между элементами насадки будут сплошь заняты жидкостью и недоступны для газа (так называемое затопление), вследствие чего часть насадки также не будет участвовать в теплопередаче. В обоих случаях будет наблюдаться уменьшение кажущегося коэффициента теплопередачи, рассчитанного на всю насадку.

Вопрос о действительной смачиваемости насадки в скрубберах изучен очень мало. Попытки определения действительно смоченной поверхности бумажной кольцевой насадки¹⁰ позволили сделать лишь некоторые качественные выводы:

1. Стекающая по насадке жидкость стремится уйти с насадки на стенки скруббера**.
2. С увеличением отношения высоты скруббера к его диаметру доля смоченной поверхности насадки как общей, так и по отдельным слоям уменьшается.
3. При увеличении интенсивности орошения доля смоченной поверхности увеличивается. Однако, даже при очень большом удельном орошении (почти до предела затопления), значительная часть колец остается несмоченной.
4. Примерно на 10% смоченной поверхности насадки имеется застой жидкости.
5. Толщина слоя жидкости на кольцах равна около 0,7 мм.

Орошение насадочных скрубберов весьма обстоятельно исследовал Н. М. Жаворонков⁷. По его предложению нижний предел удельного орошения может быть вычислен косвенным путем.

* Под удельным орошением понимают объем жидкости в м³, приходящийся на 1 м² поперечного сечения скруббера в единицу времени (час.).

** Стремление жидкости по мере движения вниз уйти с насадки на стенку скруббера подтверждено исследованиями Н. И. Адамантова.

Сначала определяется толщина y пленки жидкости на насадке по уравнению:

$$y = 1,817 \sqrt[3]{\frac{Q \cdot \mu}{\sin \alpha \cdot 2g \cdot \gamma_{ж}^2 \cdot S}} \text{ см} \quad (21)$$

где Q —удельное орошение, г/м² сек;
 μ —вязкость жидкости, пуазы;
 α —угол наклона поверхности насадки к горизонту, градусы;
 g —ускорение силы тяжести (981 см/сек²);
 $\gamma_{ж}$ —удельный вес жидкости, г/см³;
 S —смоченный периметр насадки в см, численно равный удельной поверхности, умноженной на 100.

Затем по найденной толщине пленки определяется количество жидкости, которое должно находиться на 1 м³ насадки, при

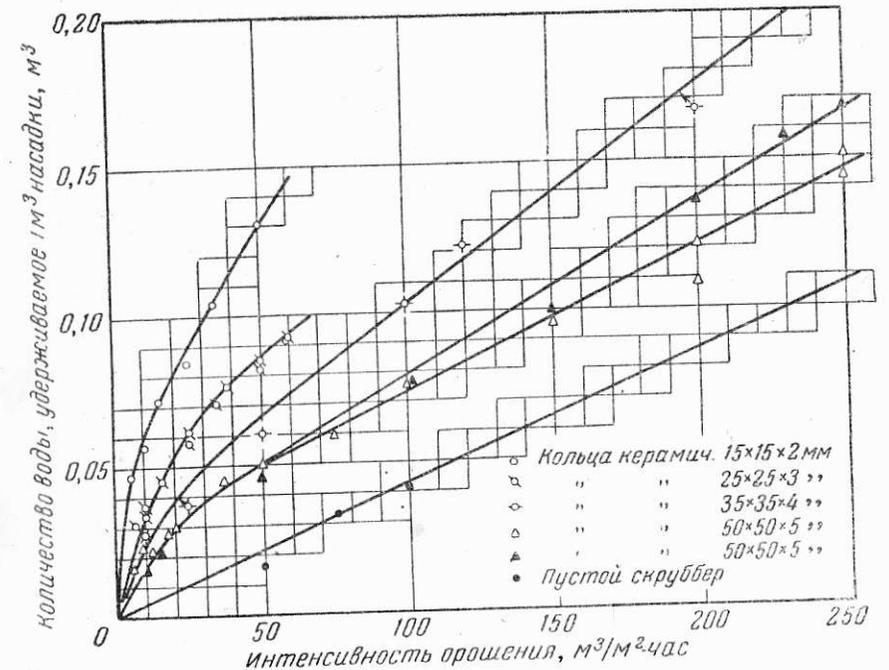


Рис. 27. Зависимость количества воды, удерживаемого насадкой из керамических колец, от интенсивности орошения⁷.

условии, что вся поверхность насадки покрыта жидкостной пленкой. Полученную величину сравнивают с величиной, практически найденной Жаворонковым для количества воды, удерживаемого 1 м³ кольцевой или хордовой насадки (рис. 27 и 28). Если взятая из графика величина окажется меньше вычисленной, то удельное орошение надо увеличить до равенства этих величин.

Позднее Жаворонковым¹¹ было предложено уравнение для вычисления количества жидкости, удерживаемой на единицу объема неупорядоченной орошаемой насадки. Применительно к керамическим кольцам это количество составляет:

$$\frac{A \cdot \varphi}{3} \text{ м}^3/\text{м}^3 \quad (22)$$

где φ —доля свободного объема в сухой насадке, $\text{м}^3/\text{м}^3$;
 A —безразмерный параметр орошения:

$$A = 3 \left[\left(\frac{Q}{\gamma_{\text{ж}}} \right)^2 \cdot \frac{f}{\varphi^3} \cdot \frac{1}{2g} \right]^{1/3} \left(\frac{1,748}{Re_{\text{ж}}^{0,3}} \right)^{1/3} \quad (22a)$$

Здесь Q выражено в $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{сек}$, $\gamma_{\text{ж}}$ —в $\text{кг}/\text{м}^3$, f —удельная поверхность насадки в $\text{м}^2/\text{м}^3$, а число Рейнольдса жидкости $Re_{\text{ж}} = \frac{4Q}{f \cdot \nu_{\text{ж}}}$, причем вязкость жидкости $\nu_{\text{ж}}$ выражается в $\text{кг}/\text{м} \cdot \text{сек}$.

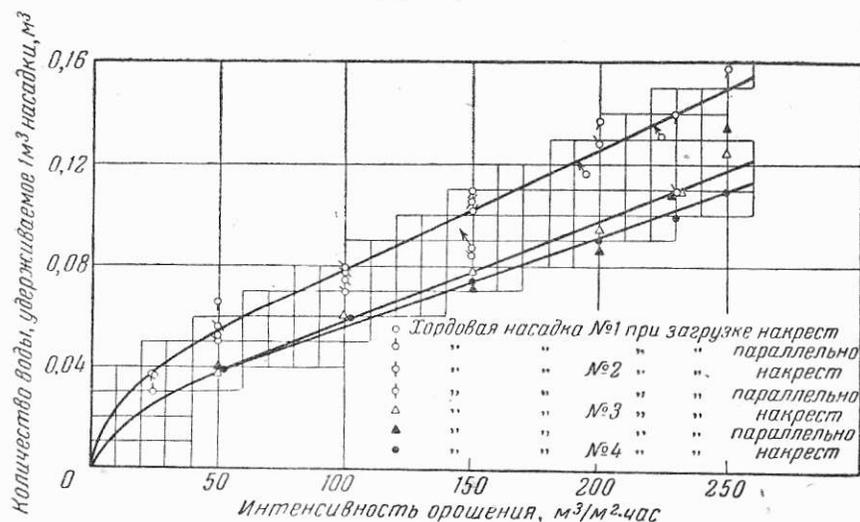


Рис. 28. Зависимость количества воды, удерживаемого хордовой насадкой, от интенсивности орошения⁷:

№ 1	доски 100×10; зазор 10 мм
№ 2	» 50×10; » 10 »
№ 3	» 100×10; » 20 »
№ 4	» 100×10; » 30 »

Указанным способом автор вычислил для чаще всего применяемой насадки из керамических колец $25 \times 25 \times 3$ и $50 \times 50 \times 5$ мм минимальное удельное орошение водой, которое оказалось равным соответственно 9 и $15 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{час}$. Для хордовой насадки по этому способу получаются заниженные нормы орошения, например для насадки из досок толщиной 10 мм при зазоре 10 мм—всего $6 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{час}$, в то время как действительно необходимое ороше-

ние составляет не менее $10-12 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{час}$ (что будет показано ниже).

Нижний предел удельного орошения для хордовой насадки может быть установлен по данным о зависимости коэффициента теплопередачи от количества воды, стекающей в минуту через погонный метр ребра доски¹². Как видно из графика (рис. 29), при повышении интенсивности орошения вплоть до $2 \text{ л}/\text{мин} \cdot \text{пог. м}$ кажущийся расчетный коэффициент теплопередачи непрерывно повышается при прочих равных условиях. Данное обстоятельство может быть объяснено только тем, что все большая и большая часть боковой поверхности доски покрывается пленкой стекающей воды, вплоть до полного покрытия (при $2 \text{ л}/\text{мин} \cdot \text{пог. м}$ каждой стороны доски, после чего коэффициенты теплопередачи перестают расти и даже несколько уменьшаются).

Указанный нижний предел удельного орошения ($2 \text{ л}/\text{мин} \cdot \text{пог. м}$) можно считать достаточно твердо обоснованным, поскольку он подтверждается опытами по созданию постоянной водяной пленки на осадительных электродах электрофильтров*. Норму в $2 \text{ л}/\text{мин} \cdot \text{пог. м}$ можно распространить на любую хордовую насадку, а также на насадку из колец правильной укладки (практически от размера 50×50 и выше, так как более мелкие кольца, как правило, укладывают навалом). В последнем случае минимальная норма орошения (выражаемая в м^3 жидкости на 1 м^2 поперечного сечения скруббера) определяется по формуле

$$q = 0,12 f \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{час} \quad (23)$$

где f —удельная поверхность насадки из колец в $\text{м}^2/\text{м}^3$ (при правильной укладке длина всех горизонтальных ребер колец в верхнем срезе каждого ряда численно равна удельной поверхности насадки).

Между прочим, в производственной практике охлаждения запыленного газа недостаточная интенсивность орошения насадки

* На внутреннюю поверхность трубы диаметром 300 мм подавалось 120 л воды в час, которые обеспечивали создание сплошной пленки воды по всей поверхности на высоте 3 м.

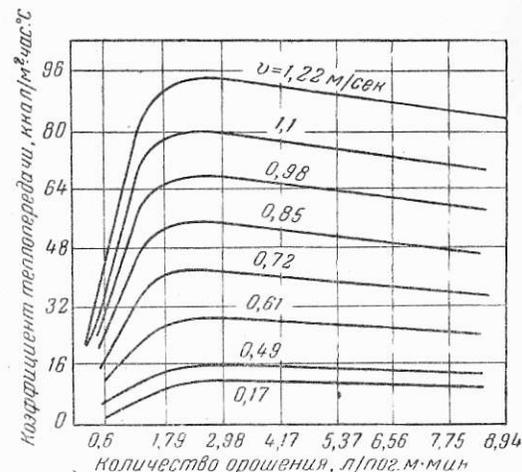


Рис. 29. Зависимость коэффициента теплопередачи от интенсивности орошения хордовой насадки и скорости газа.

проявляется в том, что на насадке накапливаются отложения мокрой пыли, тогда как при достаточном орошении вся грязь смывается с насадки.

В табл. 3 приведены нормы минимального удельного орошения для различных насадок. Для хордовой насадки они подсчитаны из расчета 2 л/мин на 1 пог. м каждой стороны доски, для колец правильной укладки—по формуле (23).

Таблица 3

Величина минимального удельного орошения насадок

Хордовая насадка, толщина доски 10 мм	Миним. удельное орошение м ³ /м ² ·час	Хордовая насадка, толщина доски 13 мм	Миним. удельное орошение м ³ /м ² ·час	Кольца керамические правильной укладки	Миним. удельное орошение м ³ /м ² ·час
зазор 10 мм	12,0	зазор 13 мм	9,25	50 × 50 × 5 мм	13,5
» 15 »	9,6	» 20 »	7,3	80 × 80 × 8 »	9,0
» 20 »	8,0	» 25 »	6,3	100 × 100 × 10 »	6,8
» 25 »	6,85	» 30 »	5,6	120 × 120 × 12 »	4,35
» 30 »	6,0	» 40 »	4,55		
» 40 »	4,8	» 50 »	3,8		

Верхний предел наиболее рационального орошения остается пока недостаточно выясненным. Имеется указание¹², что верхний предел орошения для хордовой насадки составляет 7 л/мин·пог. м; однако эта величина получена из опытов на насадке с зазором между досками 25 мм. Для наиболее употребительных зазоров 10 и 13 мм верхний предел правильного орошения должен, повидимому, лежать ниже 7 л/мин·пог. м вследствие меньшей площади подвергающегося опасности затопления свободного сечения между досками.

Выводами Н. М. Жаворонкова в данном случае воспользоваться нельзя, так как найденные им «точки нагрузки» и «точки захлебывания» для многих видов насадки относятся к предельным гидравлическим режимам в скрубберах (полное затопление); в то время как частичное затопление и уменьшение теплопередающей поверхности, несомненно, начинается значительно ранее. Кроме того, данные, полученные автором при вычислении предельной интенсивности орошения насадочных скрубберов, показывают, что предельная интенсивность значительно выше применяемой в практике интенсивности орошения (величина ее обусловлена тепловыми балансами охлаждения газа).

В качестве конкретного примера рассмотрим скруббер с хордовой насадкой, изображенный на рис. 3 и работающий в качестве охладителя доменного газа. Максимальная производственная нагрузка этого скруббера составляла 60 000 м³/час газа при орошении 160 м³/час воды. Наименьшее свободное сечение имеет верхний ярус насадки, где зазор между досками составляет 20 мм

при толщине доски 13 мм. Этот ярус насадки проверяем на захлебывание.

Характеристика работы верхнего яруса насадки:

Вес проходящего газа	1,28 · 60 000 = 76 800 кг/час
Вес орошающей воды	160 000 кг/час
Полная площадь поперечного сечения скруббера	0,785 · 4,2 ² = 13,8 м ²
Свободная площадь	$13,8 \frac{20}{20+13} = 8,4$ м ²
Удельная поверхность насадки (согласно табл. 2)	60,7 м ² /м ³
Доля свободного объема насадки (согласно табл. 2)	0,607
Удельный вес газа в рабочих условиях (при температуре на выходе из скруббера 35°)	$1,28 \frac{273}{273+35} = 1,13$ кг/м ³
Удельный вес орошающей жидкости (воды)	1000 кг/м ³
Вязкость воды (при температуре на входе в скруббер 25°)	0,8937 сантипуаза
Рабочий объем газа на выходе из насадки	$\frac{76 800}{1,13 \cdot 3600} = 18,9$ м ³ /сек
Скорость газа в свободном сечении насадки	$\frac{18,9}{8,4} = 2,25$ м/сек

Точка захлебывания для насадочных колонн может быть определена при помощи графика (рис. 30), составленного

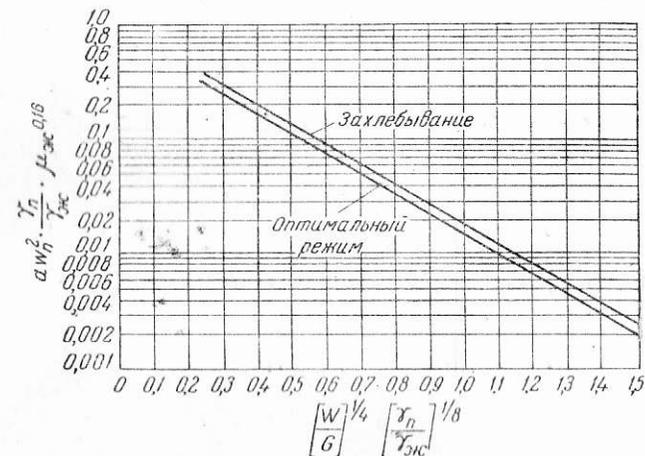


Рис. 30. График для расчета насадочных скрубберов на захлебывание.

А. Н. Плановским и В. В. Кафаровым на основании обработки многочисленных опытных данных.

Значения величин, входящих в комплексы, отложенные по осям координат, следующие:

$$a = \frac{f}{g \cdot \varphi^3} \text{— характеристика насадки;}$$

f —удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$;

g —ускорение силы тяжести = $9,81 \text{ м/сек}^2$;

φ —доля свободного объема в насадке, $\text{м}^3/\text{м}^3$;

ω —скорость газа в свободном сечении, м/сек ;

$\gamma_{\text{г}}$ —уд. вес газа, кг/м^3 ;

$\gamma_{\text{ж}}$ —уд. вес жидкости, кг/м^3 ;

$\mu_{\text{ж}}$ —вязкость жидкости, $\text{кг}\cdot\text{сек/м}^2$;

W —плотность орошения, кг/м^2 ;

G —весовая скорость газа, кг/м^2 .

Порядок нахождения точки захлебывания будет складываться из следующих последовательных операций:

1) находим численное значение комплекса в условиях работы проверяемого нами скруббера:

$$a \cdot \omega^2 \frac{\gamma_{\text{г}}}{\gamma_{\text{ж}}} \mu_{\text{ж}}^{0,16} = \frac{60,7}{9,81 \cdot 0,607^3} \cdot 2,25^2 \cdot \frac{1,13}{1000} \left(\frac{0,8937}{9810} \right)^{0,16} = 0,0356$$

2) откладываем найденное численное значение комплекса на оси ординат, сносим его по горизонтали на линию захлебывания и идем далее по вертикали к оси абсцисс, где прочитываем значение комплекса:

$$\left(\frac{W}{G} \right)^{1/4} \left(\frac{\gamma_{\text{г}}}{\gamma_{\text{ж}}} \right)^{1/8} = 0,84$$

3) находим, какое отношение весовых скоростей газа и воды соответствует захлебыванию рассматриваемого скруббера:

$$\frac{W}{G} = 0,84^4 \left(\frac{\gamma_{\text{ж}}}{\gamma_{\text{г}}} \right)^{1/2} = 0,498 \left(\frac{1000}{1,13} \right)^{1/2} = 14,8$$

Фактически же это отношение (или, что все равно, отношение полных весовых количеств пропускаемого газа и орошающей воды) равно

$$\frac{160\,000}{76\,800} = 2,08$$

Поскольку фактическое удельное орошение проверяемого скруббера составляет

$$\frac{160}{13,8} = 11,6 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{час}$$

для затопления его потребовалось бы при той же скорости газа повысить удельное орошение до величины

$$11,6 \frac{14,8}{2,08} = 82,5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{час}$$

Таким образом, можно сделать заключение, что при расчете газоохладительных скрубберов в большинстве случаев не требуется проверки на затопление. Однако это относится только к скруб-

берам, работающим при давлении газа, близком к атмосферному; если скруббер работает под избыточным давлением, такая проверка обязательна, так как при высоком удельном весе газа под давлением захлебывание может наступить и при небольших отношениях W/G .

Сопротивление скрубберных насадок

Гидравлическим сопротивлением насадок занималось очень много исследователей. Однако значительная ясность внесена в этот вопрос только капитальными работами Н. М. Жаворонкова⁷, которому удалось математически обработать данные по сопротивлению сухих, неорошаемых насадок.

В связи с тем, что в дальнейшем изложении гидравлические параметры скрубберов (а также коэффициенты теплопередачи) ставятся в зависимость от чисел Рейнольдса, следует уточнить, что нужно понимать под числом Рейнольдса для насадок. Обычное определение числа Рейнольдса для насадок применимо только при укладке элементов насадки таким образом, что между ними образуются одинаковые по форме и сечению каналы для прохождения газа. Таковы хордовая насадка, насадка из реек, из деревянных щитов. Но в насадке из колец, даже при правильной их укладке, образуются каналы двух типов: цилиндрические (внутри колец) и треугольные (между соседними кольцами). В насадке же из колец навалом, в различного рода керамических фасонных насадках и в кусковой насадке из кокса, кварца и т. д. каналы имеют различную форму и переменное сечение, так что для подобных насадок нельзя определить ни истинный гидравлический радиус, ни действительную скорость газа.

В дальнейшем в соответствии с предложением Н. М. Жаворонкова мы будем принимать за эквивалентный диаметр насадки (d_0) отношение учетверенного свободного объема насадки φ к ее смоченному периметру, численно равному удельной поверхности:

$$d_0 = \frac{4\varphi}{j} \quad (24)$$

а число Рейнольдса определять из выражения:

$$Re = \frac{d_0 \cdot \omega_0 \cdot \gamma_{\text{газ}}}{\varphi \cdot \mu \cdot g} \quad (25)$$

где ω_0 —условная скорость газа (считая на полное сечение пустого скруббера), м/сек ;

φ —доля свободного объема насадки;

ω_0/φ —средняя действительная скорость газа, м/сек ;

$\gamma_{\text{газ}}$ —удельный вес газа, кг/м^3 ;

μ —вязкость газа, $\text{кг}\cdot\text{сек/м}^2$.

Отметим, что переход от ламинарного к турбулентному газовому режиму в скрубберах происходит при значениях числа Рейнольдса $Re = 50 \div 60$ (для кусковой насадки и колец навалом).

Ниже приведены предложенные Н. М. Жаворонковым формулы для вычисления сопротивления неорошаемых насадок различных типов при разных режимах течения газа:

Насадка кусковая и из колец навалом. Для ламинарного режима, при $Re < 60$

$$\Delta p = H \frac{200 \cdot \gamma_{\text{газ}} \cdot \omega_0^2 \cdot \nu}{g \cdot d_3^2 \cdot \varphi} \quad (26)$$

Для турбулентного режима при $Re < 7000$:

$$\Delta p = H \frac{7,6 \cdot \gamma_{\text{газ}} \cdot \omega_0^{1,8} \cdot \nu^{0,2}}{g \cdot d_3^{1,2} \cdot \varphi^{1,8}} \quad (27)$$

при $Re > 7000$:

$$\Delta p = H \frac{1,3 \cdot \gamma_{\text{газ}} \cdot \omega_0^2}{g \cdot d_3 \cdot \varphi^2} \quad (28)$$

Насадка хордовая и из колец правильной укладки. Для турбулентного режима в области, соответствующей условиям работы промышленных скрубберов:

$$\Delta p = H \frac{2 \gamma_{\text{газ}} \cdot \omega_0^{1,625} \cdot \nu^{0,375}}{g \cdot \varphi^{1,625} \cdot d_3^{1,375}} \left[0,78 + 17 \frac{\varphi}{f \cdot z} \cdot \varphi_0^{-1,37} \right] \quad (29)$$

В этих формулах:

- Δp —падение давления газа, мм вод. ст.;
- H —полная высота насадки, м;
- $\gamma_{\text{газ}}$ —удельный вес газа, кг/м³;
- ω_0 —скорость газа в расчете на полное сечение скруббера, м/сек;
- ν —коэффициент кинематической вязкости газа, м²/сек;
- g —9,81 м/сек²;
- d_3 —эквивалентный диаметр данной насадки, находимый из уравнения (24);
- φ —доля свободного объема в насадке;
- f —удельная поверхность насадки, м²/м³;
- z —число рядов насадки на 1 м ее высоты (число кругов хордовой насадки, рядов колец);
- φ_0 —отношение наибольшего свободного сечения насадки к наименьшему (для хордовой насадки $\varphi_0 = \frac{a+b}{a}$ и для колец $\varphi_0 = \frac{d_{\text{нар}}}{d_{\text{шт.}}}$).

Данные по сопротивлению орошаемых насадок математически обработать не удалось; сопротивление их Н. М. Жаворонков дает в виде отдельных графиков для исследованных им типов насадки⁷. Часть этих графиков для наиболее употребительных видов насад-

ки воспроизведена на рис. 31, 32, 33, 34. Сопротивление орошаемой насадки всегда выше, чем сухой. Поэтому Жаворонков и др. предложили¹⁴ для определения сопротивления орошаемой насадки (для неупорядоченных насадок) вводить коэффициент α увеличения этого сопротивления по сравнению с сопротивлением сухой насадки:

$$\Delta p = \alpha \cdot \Delta p_{\text{сух.}} \quad (30)$$

Величину коэффициента α находят в зависимости от безразмерного параметра орошения A [уравнение (22) на стр. 42] в пределах между точкой начала подвисяния жидкости и точкой захлебывания по следующим уравнениям.

Для насадки в виде кусков размером меньше 30 мм

$$\alpha = \frac{1}{\left(1 - 1,65 \cdot 10^{-10} \cdot \frac{f^3}{\varphi} - A \right)^3} \quad (31)$$

Для насадки в виде кусков размером больше 30 мм: при умеренной плотности орошения ($A < 0,3$)

$$\alpha = \frac{1}{(1 - A)^3} \quad (32)$$

при большой плотности орошения ($A > 0,3$)

$$\alpha = \frac{1}{(1,129 - 1,43 \cdot A)^3} \quad (33)$$

Для некоторых видов насадки, не исследованных Н. М. Жаворонковым при орошении, приводим данные И. Н. Кузьминых и И. А. Апахова¹⁵, исследовавших кварцевую и кольцевую насадки в башне производственного размера, при орошении 77%-ной серной кислотой с плотностью орошения 20 м³/м²·час. Авторы предлагают подсчитывать сопротивление насадки по уравнению

$$\Delta p = kH \frac{\gamma_{\text{газ}}}{1,13} \omega^2 \text{ мм вод. ст.} \quad (34)$$

Значения коэффициента k для различных насадок приведены в табл. 4.

Таблица 4
Значения коэффициента k в уравнении (34)

Насадка	k
Кварц	
размер кусков 100 мм	23,4
» » 75 »	42,6
» » 50 »	83,0
Кольца керамические 50×50 мм	
навалом	18,2
укладкой	3,2

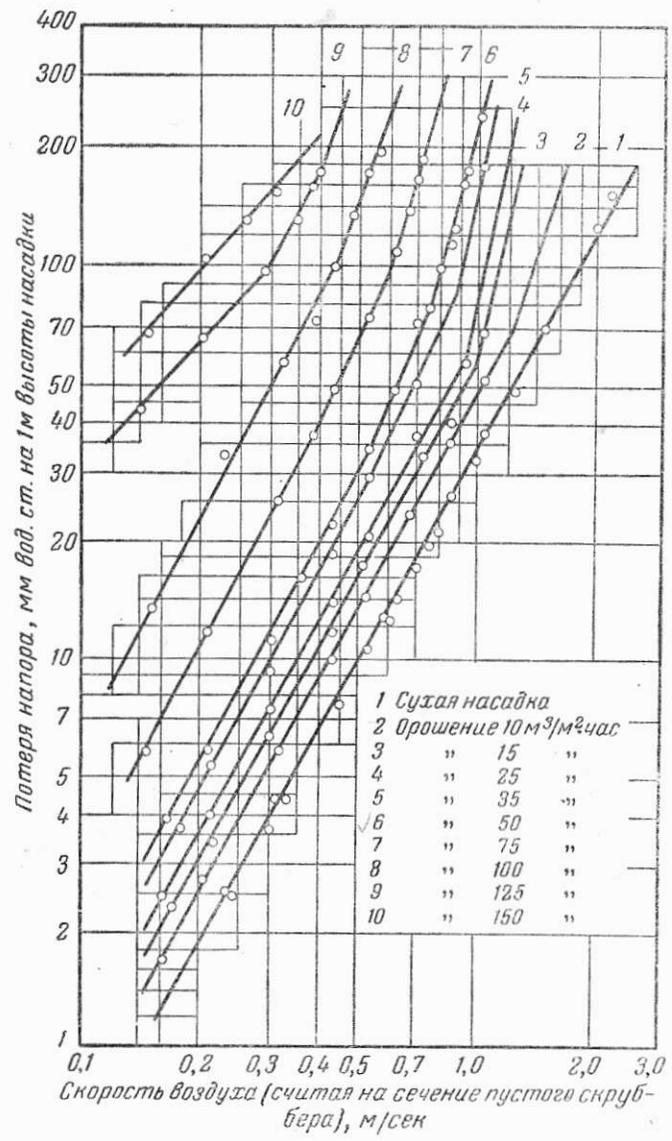


Рис. 31. Сопротивление насадки из керамических колец 25×25 мм в зависимости от скорости воздуха

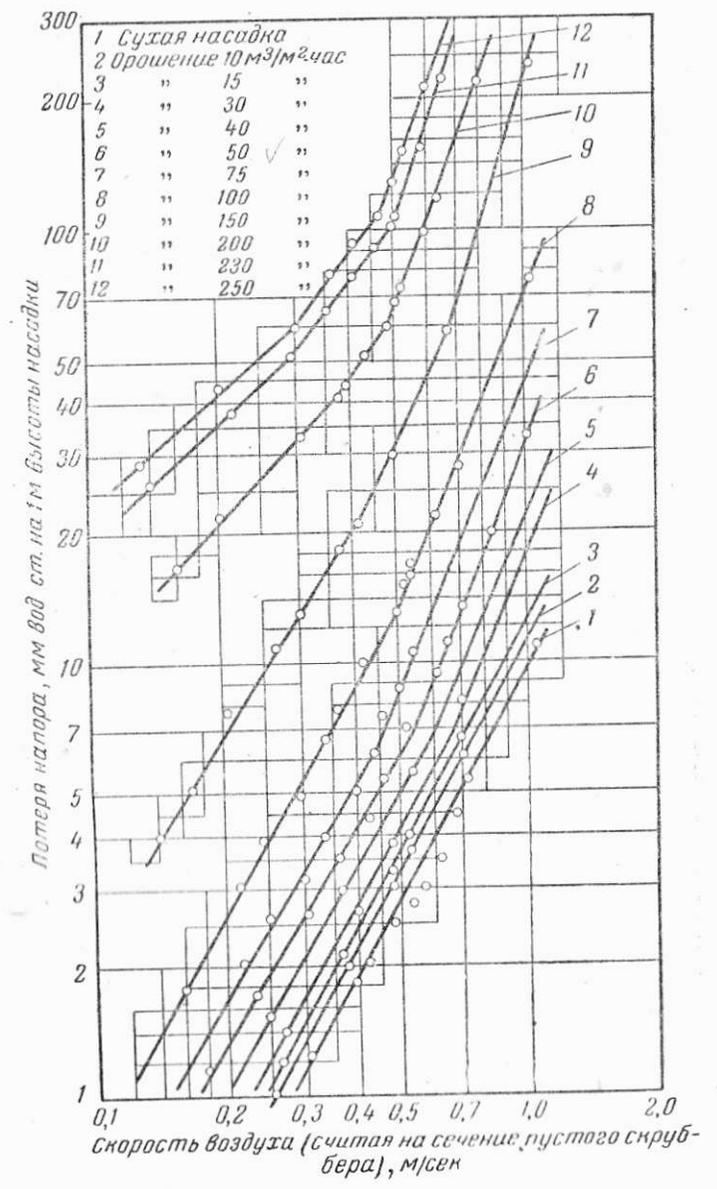


Рис. 32. Сопротивление насадки из керамических колец 50×50 мм (навалом) в зависимости от скорости воздуха.

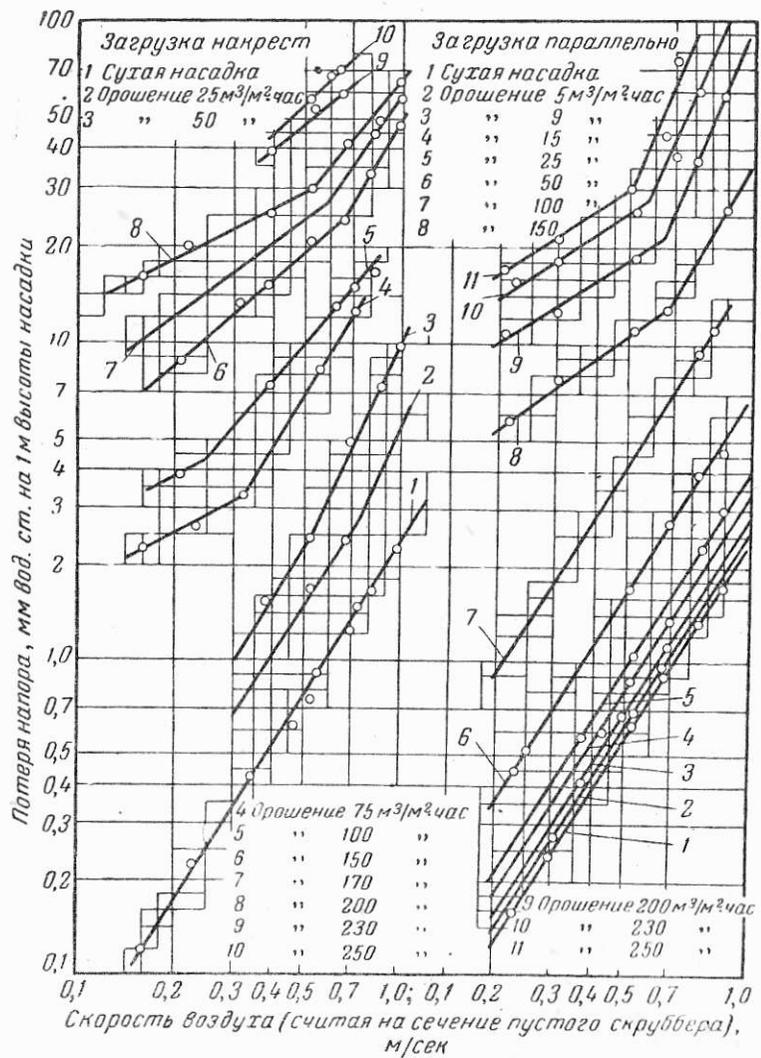


Рис. 33. Сопротивление хордовой насадки из досок 100×10 мм (зазор 10 мм) в зависимости от скорости воздуха.

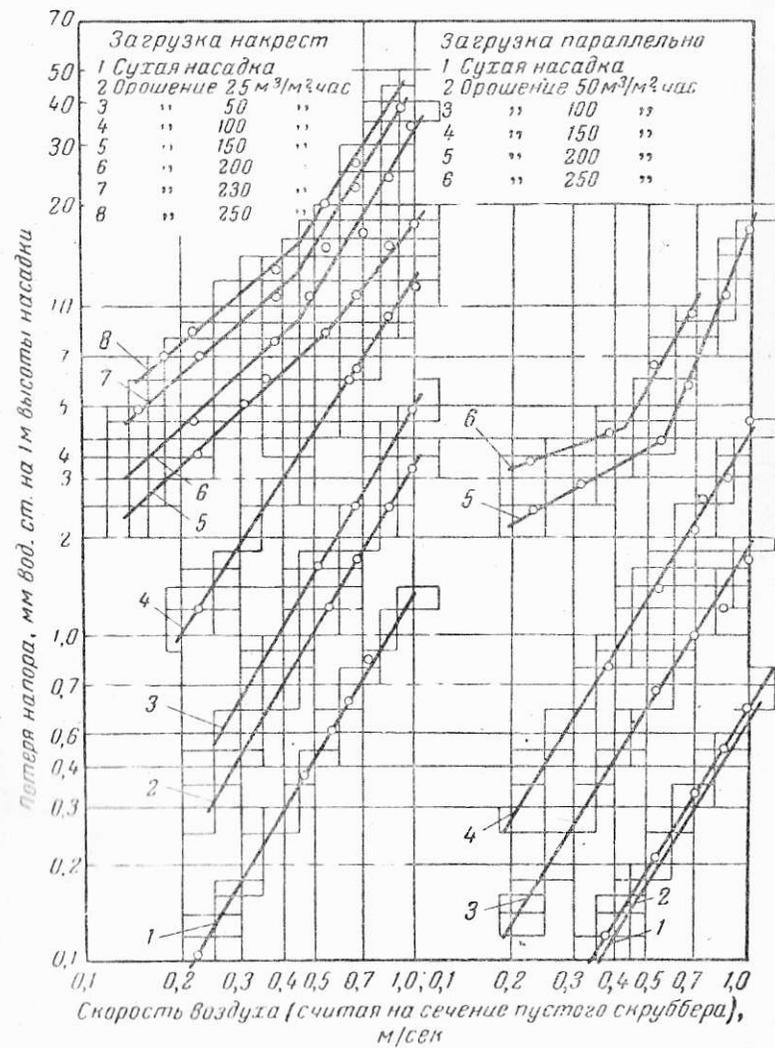


Рис. 34. Сопротивление хордовой насадки из досок 100×10 мм (зазор 20 мм) в зависимости от скорости воздуха.

ТЕПЛОВЫЕ РАСЧЕТЫ НАСАДОЧНЫХ СКРУББЕРОВ

Теплообмен в насадочных скрубберах

Особенности процесса теплопередачи в насадочных скрубберах

Теплопередача в скрубберах отличается от теплопередачи в аппаратах с поверхностью теплообмена только отсутствием металлической стенки, разделяющей теплообменивающиеся среды. Однако наличие стенки (или стенок) упорядочивает в известной мере гидравлические явления как в основных потоках, так и в пограничных слоях.

В скрубберах газ и жидкость соприкасаются друг с другом непосредственно: поверхность раздела между ними является фактической поверхностью теплопередачи. Величина этой поверхности складывается из суммарной поверхности всех отдельных струй и капель воды, стекающих с одного элемента насадки на другой, и в отличие от трубчатых теплообменников не является постоянной по положению в пространстве. В этом заключается основное отличие механизма теплопередачи в скрубберах. Все прочие гидродинамические факторы обычного процесса теплопередачи остаются в силе. Так, подвод тепла от основного потока газа к поверхности жидкости происходит главным образом благодаря турбулентности потока газа*; существуют пограничные слои—газовые и жидкостные пленки, в которых передача тепла идет только за счет теплопроводности. Поэтому неизбежно различие коэффициентов теплопередачи для ламинарного и турбулентного потоков газа.

Правда, роль пограничных пленок в скрубберах, как тормоза теплопередачи, значительно меньше, чем при теплопередаче через стенку. В скрубберах пограничные пленки вследствие неупорядоченности газового и жидкостного потоков существуют лишь кратковременно. Жидкость и газ в пленках все время обновляются и при этом, смешиваясь с основными потоками жидкости и газа, переносят тепло от плоскости соприкосновения в ядро потока.

* Отсюда зависимость коэффициентов теплопередачи от числа Рейнольдса, т. е. от плотности газа, связанной с его составом и давлением, от вязкости, от линейных размеров насадки и скорости газа.

Второй характерной особенностью скрубберного процесса является обязательное участие в теплообмене водяного пара: пар переходит либо от поверхности испаряющейся воды в газовое пространство, либо, наоборот, из газового пространства в воду. В обоих случаях пары воды диффундируют через газовую пограничную пленку, и коэффициенты теплопередачи зависят от коэффициентов диффузии.

При охлаждении насыщенного газа возможна также точечная конденсация водяных паров в газовом пространстве, т. е. образование тумана. Этот туман может далее поглощаться водой, что создает еще одно добавочное осложнение в механизме теплопередачи в скрубберах. Точечная конденсация наблюдается или при очень быстром и резком охлаждении газа, чего, как правило, в скрубберах не происходит, или при наличии центров (ядер) конденсации, каковыми могут служить взвешенные в газе пылинки. Поэтому практически точечная конденсация возможна при загрязненном газе.

Третьей особенностью процесса теплопередачи в скрубберах является отсутствие принужденного потока жидкости—вода свободно стекает с одного элемента насадки на другой. Скорость ее стекания, т. е. толщина пленки, зависит, как уже указывалось выше, от ряда факторов: от среднего угла наклона к горизонту поверхности насадки, от интенсивности ее орошения, от удельной поверхности насадки (которой пропорционален смоченный периметр), а также от вязкости жидкости и ее удельного веса. Скорость же газового потока не оказывает существенного влияния на скорость стекания жидкости, во всяком случае в пределах практической интенсивности орошения, находящейся далеко от предела захлебывания.

В связи с зависимостью смоченной поверхности насадки от интенсивности орошения (см. стр. 40 сл.) последняя должна учитываться при оценке уравнений и формул, предложенных для определения коэффициентов теплопередачи в скрубберах.

Есть основания считать, что при достаточном орошении величина коэффициентов теплопередачи вообще перестает практически зависеть от интенсивности орошения. По крайней мере, для случаев охлаждения насыщенного газа¹² и охлаждения газа при постоянной температуре испаряющейся воды (см. ниже уравнение 50) это можно считать установленным. Для самого общего случая—охлаждения ненасыщенного газа—пока еще недостаточно опытных данных для такого утверждения; однако предлагаемая некоторыми исследователями, например Н. М. Жаворонковым зависимость коэффициентов теплопередачи от интенсивности орошения насадки (уравнения 49 и 56), была выведена из опытов с недостаточным удельным орошением.

Наконец, необходимо отметить, что ввиду невозможности подчитать поверхность всех струй и капель, образующих действительную поверхность контакта между газом и водой, в расчетах

пользуются условной поверхностью, за которую принимают поверхность самой насадки, всю или часть ее (например, для хордовой насадки—боковую поверхность досок).

Коэффициенты теплопередачи в насадочных скрубберах

В учебных пособиях по основным процессам и аппаратам химической технологии¹⁶ и в справочных книгах по химической аппаратуре^{17,18} и др. вопрос о коэффициентах теплопередачи в скрубберах вовсе не освещается; этот вопрос почти обойден и в специальных курсах по теплопередаче.

Н е н а с ы щ е н н ы й г а з. Опубликованные в специальной литературе опытные данные и формулы для определения коэффициентов теплопередачи в скрубберах при охлаждении ненасыщенного газа можно подразделить на две группы: 1) чисто эмпирические формулы, 2) обобщенные уравнения.

В первой группе данные по коэффициентам теплопередачи мало согласуются друг с другом и как эмпирические могут быть использованы только в узких условиях опытов, из которых они получены. Так, рекомендуемая некоторыми авторами²⁰ формула для коэффициента теплопередачи в хордовой насадке

$$k = 0,08 \omega \text{ ккал/м}^3 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C} \quad (35)$$

дающая зависимость его от основного параметра—скорости газа, не может быть признана удовлетворительной, прежде всего как не связанная с характеристикой насадки.

Другими авторами²¹ найдены значения объемных коэффициентов теплопередачи (в зависимости от весовой скорости воздуха на 1 м² сечения насадки) в оросительных башнях с коксовой насадкой для увлажнения и осушки воздуха. Однако следует воздержаться от применения коэффициентов, найденных этими авторами для процесса увлажнения воздуха, к расчетам по ненасыщенному газу, во-первых, потому что и здесь нет характеристики насадки (размера кусков кокса), а во-вторых, потому что внушает сомнение численная величина коэффициентов, очень большая и не согласующаяся с практическими данными.

Первое определение коэффициента теплопередачи для ненасыщенного газа в поверхностном, а не в объемном исчислении¹² относится к 1928 г. Однако найденную величину коэффициента теплопередачи для охлаждения ненасыщенного газа в скрубберах с хордовой насадкой (9,76—14,64 ккал/м²·час·°C) можно принимать только для оценки порядка величины коэффициента.

В 1935 г. были опубликованы данные о коэффициентах теплопередачи при кондиционировании воздуха в скруббере с орошаемой водой насадкой из керамических колец 50×50 мм, в зависимости от скорости воздуха:

Скорость воздуха, м/сек	1,78	1,9	2,04	2,16	2,29	2,42
k , ккал/м ² ·час·°C	15,1	17,8	21,2	23,9	26,8	30,2

В 1940 г. были обобщены многочисленные данные по охлаждению ненасыщенного дымового газа серной кислотой²² в скрубберах с хордовой насадкой и с насадкой из керамических колец. Начальная температура дымовых газов была 150—180°, температура кислоты 50—55°, концентрация 10—30%. В проведенных опытах происходило только испарение воды из кислоты. Оказалось, что коэффициент теплопередачи прямо пропорционален скорости газа ω и выражается формулой

$$k = 6,3 \omega \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C} \quad (36)$$

Теплотехническим институтом в сборнике трудов сушильной лаборатории²³ опубликованы данные об испытании скрубберов-газоочистителей и выведены формулы:

для пластинчатого скруббера с гладкими пластинами на расстояниях 60 мм

$$Nu = 0,0226 Re^{0,86} \quad (37)$$

для хордового с наклонными рейками под 45°

$$Nu = 0,0407 Re^{0,8} \quad (38)$$

Газ охлаждался от 125—175° до 45—51° при средней скорости 3,8—5,2 м/сек; вода только испарялась. Вследствие плохого использования скруббера в первом случае и вследствие большого сопротивления (в 7,55 раза выше обычного) и забиваемости насадки во втором случае эти формы насадки могут быть оправданы лишь в специальных условиях, а поэтому и выведенные формулы не могут найти широкого применения.

Предлагался целый ряд формул для объемных коэффициентов теплопередачи в скрубберах с насадкой²⁴, повидимому, относящихся к ненасыщенному газу. Некоторые из них приведены ниже.

Для скруббера с насадкой из гладких щитов с зазорами 40 мм (поверхность насадки 38 м² на 1 м³ объема скруббера) без турбулизатора:

$$k = 435 (\gamma \cdot \omega)^{0,5} \text{ ккал/м}^3 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C} \quad (39)$$

с турбулизатором:

$$k = 557 (\gamma \cdot \omega)^{0,5} \text{ ккал/м}^3 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C} \quad (40)$$

Малая величина показателя степени у массовой скорости газа в этих формулах не согласуется с формулами других авторов, в частности с формулой ВТИ для аналогичной насадки. Скорость здесь, как и в следующих формулах, рассчитывалась на полное поперечное сечение скруббера.

Для скруббера с насадкой из досок толщиной 10—12 мм под углом 45° (зазоры и действительная поверхность не указаны):

$$k = 1100 (\gamma \cdot \omega)^{0,5} \text{ ккал/м}^3 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C} \quad (41)$$

Ввиду отсутствия характеристики насадки формула для реальных расчетов применяться не может.

Для малого скруббера с насадкой из кусков кокса:

$$k = \frac{227 (\gamma \cdot \omega)^{1,8} H^{1,54} (1150 + 5400 \gamma \cdot \omega)}{1150 + 5400 \gamma \cdot \omega [1 + 0,042 (\gamma \cdot \omega)^{0,8} H^{1,54}]} \text{ ккал/м}^3 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C} \quad (42)$$

где H —плотность орошения в м^3 на 1 м^2 площади скруббера.

Формула (42) не может быть рекомендована ввиду отсутствия характеристики насадки (размеров кусков кокса), а также потому, что, как это следует из наличия в формуле величины интенсивности орошения, орошение скруббера при проведении опытов было безусловно недостаточным и насадка не вся была смоченной.

Для скруббера с насадкой из керамических колец $25 \times 25 \text{ мм}$ (ввиду зависимости от высоты слоя колец δ , коэффициент в формуле отнесен к поверхности насадки скруббера):

$$k = (280 + 1640\delta) H^{0,42} (\gamma \cdot \omega)^{0,5 + 0,6\delta} \text{ ккал/м}^3 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C} \quad (43)$$

Формула выведена по данным опытов с плотностью орошения от 0,5 до $2,5 \text{ м}^3/\text{час} \cdot \text{м}^2$, т. е. при недостаточном орошении; кроме того, испытания проводились при малой высоте слоев насадки (200 мм и 400 мм).

Мак-Адамс с сотрудниками²⁵ проводил опыты в скруббере с насадкой из угольных колец $25 \times 25 \text{ мм}$. В этих опытах воздух с начальной температурой от 103 до 357° охлаждался водой при постоянных температурах 35 , 46 и 57° ; весовые скорости воздуха колебались в диапазоне от 1700 до $4900 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{час}$ и воды—от 2440 до $12\,700 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{час}$.

На основании полученных данных было составлено следующее уравнение:

$$(k_r \cdot f)_{\text{пл.}} = 1,78 G^{0,7} \cdot W^{0,07} \cdot e^{0,0023t_{\text{пл.}}} \quad (44)$$

где k_r —коэф. теплопередачи газовой пленки, бр. кал/фут²·час·°F;

f —удельная поверхность насадки, фут²/фут³;

G —скорость воздуха, фунт/фут²;

W —удельное орошение насадки, фунт/фут²;

e —основание натуральных логарифмов;

$t_{\text{пл.}}$ —температура пленки в °F, равная температуре воды плюс половина разности между температурами газа и воды.

Произведение $k_r \cdot f$ выражает объемный коэффициент теплопередачи в бр. кал/фут³·час·°F.

Пересчет уравнения (44) в метрическую систему единиц при исключении удельной поверхности и подстановке значений G в $\text{кг/м}^2 \cdot \text{час}$ газа и W в $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{час}$ воды дает:

$$k_r = 0,0826 G^{0,7} \cdot W^{0,07} \cdot e^{0,0735 + 0,00415t_{\text{пл.}}} \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C} \quad (45)$$

Здесь удельная поверхность угольных колец 25×25 навалом принята равной $165 \text{ м}^2/\text{м}^3$ (согласно табл. 1), как для керамических колец

Формула (45) частично охватывает диапазон недостаточной интенсивности орошения насадки; в теоретическом же отноше-

нии она неудовлетворительна, так как составлена не в критериальной форме и не включает характеристики насадки и физических свойств газа. Кроме того, надо отметить, что выражение зависимости коэффициента теплопередачи от весовой скорости газа не характеризует истинных условий процесса (при одном и том же расходе газа, но при разных его температурах действительные скорости газа будут различны); зависимость коэффициента от температуры пленки практического значения не имеет, так как эта температура входит в уравнение в виде очень малого показателя степени. Наконец, величина удельного орошения мало влияет на величину коэффициента теплопередачи, особенно если исключить опыты с недостаточным орошением.

Для коэффициента теплопередачи в пленке воды ($k_{\text{ж}}$) Мак-Адамс с сотрудниками вывели уравнение (в английских мерах)

$$k_{\text{ж}} \cdot f = 0,82 G^{0,7} \cdot W^{0,5} \quad (46)$$

и нашли, что кажущееся сопротивление пленки жидкости передаче тепла составляет от 27 до 46% общего сопротивления обеих пленок—газовой и жидкостной, а не является ничтожно малым, как это принято считать.

В. М. Рамм⁹ предложил определять коэффициент теплопередачи в скрубберах из приближенного соотношения Льюиса:

$$\frac{k}{\beta} = c \quad (47)$$

где β —коэффициент массопередачи в $\text{кг/м}^2 \cdot \text{час}$ на единицу разности влажностей газа и пленки у поверхности жидкости;

c —теплоемкость газа с учетом теплоемкости водяного пара, присутствующего в газе и переходящего из одной фазы в другую.

Коэффициент β предлагается определять из приближенной формулы:

$$\beta = 17 G^{0,8} \cdot \varphi^{-0,8} \cdot d_s^{-0,2} \quad (48)$$

где G —весовая скорость газа на полное сечение скруббера, $\text{кг/м}^2 \cdot \text{сек}$;

φ и d_s —свободный объем и эквивалентный диаметр насадки.

Хотя согласно последним опытам Мак-Адамса соотношение (47) соблюдается довольно точно для больших скоростей газа и высоких интенсивностей орошения, тем не менее рекомендовать такой искусственный прием никак нельзя, так как имеющиеся в настоящее время данные по массообмену в скрубберах еще менее надежны, чем данные по теплопередаче.

Обобщенное уравнение для определения коэффициентов теплопередачи при охлаждении в скрубберах ненасыщенного газа впервые было выведено Н. М. Жаворонковым⁷ для насадок различных типов при охлаждении воздуха с температурой 75 — 80° водой с

температурой 2—20°:

$$Ki = 0,01 Re_r^{0,7} \cdot Re_{ж}^{0,7} \cdot Pr^{0,33} \quad (49)$$

где $Ki = \frac{k \cdot d_э}{\lambda}$ — критерий Кирпичева;

Re_r — критерий Рейнольдса для газа [по уравнению (25)];

$Re_{ж}$ — критерий Рейнольдса для жидкости, принятый условно равным $\frac{Q \cdot d_э}{3600 \nu}$;

$Pr = \frac{\nu}{a}$ — критерий Прандтля.

В выражении для критерия Рейнольдса Q — интенсивность орошения, $м^3/м^2 \cdot час$, а ν — коэффициент кинематической вязкости воды ($м^2/сек$) при средней ее температуре. В выражении для критерия Прандтля $a = \frac{\lambda}{c\gamma}$ — коэффициент температуропроводности, $м^2/час$.

Однако удельное орошение в опытах Жаворонкова составляло 3,5; 5,0 и 10,0 $м^3/м^2 \cdot час$, т. е. первые две интенсивности орошения были явно недостаточными и только третья может рассматриваться как нижний предел нормального орошения. Поэтому обобщенным уравнением Жаворонкова можно пользоваться лишь в условиях, соответствующих его опытам, и выводы его нельзя распространить на скрубберы с достаточным орошением, так как влияние интенсивности орошения на величину коэффициента теплопередачи было бы недопустимо завышенным.

Учитывая сказанное выше о недостатках методики вывода уравнения (49), а также принимая во внимание, что для практических расчетов интересны, в первую очередь, не пленочные коэффициенты теплопередачи, а общий коэффициент, автор обработал первичные данные опытов Мак-Адамса по методу Жаворонкова, пересчитав их в метрическую систему единиц. Критерии Рейнольдса были вычислены при средней арифметической температуре воздуха, поверхность теплообмена в опытах подсчитана, исходя из удельной поверхности угольных колец 25×25 мм, принятой $204 м^2/м^3$. Коэффициенты теплопередачи вычислены при средне-логарифмической разности температур между начальной и конечной температурами воздуха и постоянной температурой воды.

Результаты обработки представлены графически в координатах $Re - \frac{Ki}{Pr^{0,33}}$ (рис. 35). Исключая данные опытов с явно недостаточным орошением насадки ($2,64 м^3/м^2 \cdot час$), опытные данные хорошо укладываются на прямой, удовлетворяющей уравнению

$$Ki = (4 + 0,0158 Re) Pr^{0,33} \quad (50)$$

Данное уравнение и предлагается нами для определения коэффициентов теплопередачи в насадочных скрубберах при постоянной температуре воды, т. е. при чистом испарении.

Между прочим, прямая зависимость k от Re , т. е. от скорости газа, согласуется с наблюдениями Б. А. Черткова и И. Л. Пей-

сахова (уравнение 36), при опытах которых также происходило только испарение кислоты²².

В итоге нужно отметить, что до сих пор не предложено общего уравнения, по которому можно было бы рассчитывать коэффициенты теплопередачи для случая охлаждения ненасыщенного газа в скруббере нагреваемой водой. Мы предлагаем в качестве временного решения задачи воспользоваться выводами Жаворонкова, однако не его окончательным обобщенным уравнением (49),

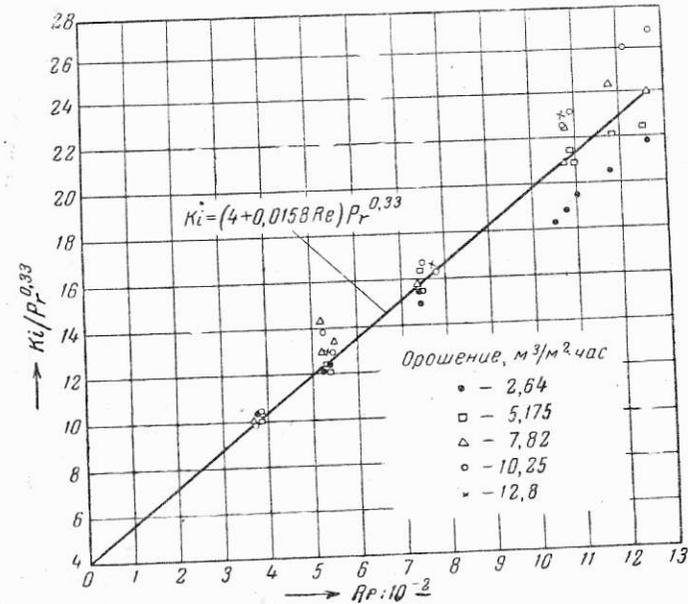


Рис. 35. Результаты обработки опытных данных по теплопередаче при постоянной температуре испаряющейся воды.

а промежуточным, составленным по данным опытов при достаточной плотности орошения ($10 м^3/м^2 \cdot час$)

$$Ki = 0,225 Re^{0,76} \cdot Pr^{0,33} \quad (51)$$

Считаем, что порядок показателей степени при критериях Рейнольдса и Прандтля достаточно хорошо обоснован данными опытами, другими работами и всей практикой теплопередачи. Зависимость коэффициента теплопередачи от плотности орошения настолько незначительна, что для практических целей ее можно не вводить, если при расчете скруббера принято орошение не ниже нормального.

Подставив в уравнение (51) значения критериев Рейнольдса и Прандтля, после приведения и сокращения получаем формулу для расчетного определения коэффициента теплопередачи в виде

$$k = 0,06 (\omega_0 \cdot \gamma_{газ})^{0,76} \cdot \varphi^{-1} \cdot \lambda^{0,67} \cdot c^{0,33} \cdot i^{0,24} \cdot \mu^{-0,43} \quad (52)$$

Как видно из формулы, основное влияние на практическую величину коэффициента теплопередачи оказывают скорость газа в скруббере, удельный вес газа (а следовательно, и давление в скруббере) и характеристика насадки, для которой доля свободного пространства является мерилем фактической скорости газа. Остальные факторы имеют меньшее значение, особенно если учесть, что коэффициенты теплопроводности и вязкости разных газов по численной величине не слишком сильно отличаются друг от друга.

Если известен практический коэффициент теплопередачи при охлаждении в каком-нибудь скруббере определенного газа, то при проектировании скруббера другой конструкции для охлаждения того же газа в том же примерно интервале температуры коэффициент теплопередачи можно находить не из уравнения (52), а более простым путем, при помощи пересчета. В самом деле, написав формулу (52) для данного скруббера

$$k = 0,06 \left(\frac{w_0}{\varphi} \cdot \gamma_{\text{газ}} \right)^{0,76} \left(\frac{f}{\varphi} \right)^{0,24} \cdot \frac{\lambda^{0,67} \cdot c^{0,33}}{\mu^{0,43}}$$

и для другого скруббера (штрихами обозначены величины, которые изменяются при переходе к новому скрубберу)

$$k' = 0,06 \left(\frac{w'_0}{\varphi'} \cdot \gamma_{\text{газ}} \right)^{0,76} \left(\frac{f'}{\varphi'} \right)^{0,24} \cdot \frac{\lambda^{0,67} \cdot c^{0,33}}{\mu^{0,43}}$$

и разделив первое уравнение на второе, получаем

$$k = k' \left(\frac{w}{w'} \right)^{0,76} \cdot \left(\frac{f \cdot \varphi'}{f' \cdot \varphi} \right)^{0,24} \quad (53)$$

где $w = \frac{w_0}{\varphi}$ — фактическая скорость газа в скруббере.

В тех случаях, когда охлаждение ненасыщенного газа идет только за счет испарения воды при постоянной ее температуре, мы предлагаем пользоваться для определения k уравнением (50).

Насыщенный газ. Значительный материал по коэффициентам теплопередачи в скруббере с хордовой насадкой приведен в статье Розебаута¹². Опыты проводились с нефтяным газом, насыщенным водяным паром (уд. вес газа $0,423 \text{ кг/м}^3$), в скруббере с насадкой из уложенных накрест досок толщиной $12,5 \text{ мм}$ и высотой 100 мм , с зазором 25 мм . Так как при различном содержании водяного пара в газе коэффициент теплопередачи имеет разные значения (при понижении температуры на один градус конденсируются различные количества водяного пара), то коэффициент этот в случае насыщенного газа изменяется по высоте скруббера. Чтобы получить средние значения коэффициента для различных участков насадки, опыты по охлаждению насыщенного газа проводились при охлаждении от различных начальных температур до одной и той же конечной температуры $15,5^\circ$. Кроме того, изучалась зависимость коэффициента теплопередачи от скорости газа и удельного орошения насадки.

Опытные данные не были обработаны теоретически и не обобщены в виде формул; полученные значения коэффициентов теплопередачи приведены в виде графиков.

Из приведенного на рис. 36 графика видна зависимость коэффициентов от скорости газа (на выходе из насадки) и от начальной его температуры, которая является мерилем начального содержания водяного пара. Перелом кривых соответствует переходу от ламинарного к турбулентному движению газа, причем в турбулентной области коэффициент теплопередачи более резко увеличивается при возрастании скорости газа. Данные, приведенные на графике, получены при удельном орошении более 2 л/мин на погонный метр ребра доски насадки.

Приведенные данные представляют большую практическую ценность для расчета скрубберов при охлаждении насыщенного газа, но, к сожалению, они относятся только к хордовой насадке определенных размеров и к одному виду газа. Путем обработки этих данных выведена формула²⁶ для определения средних коэффициентов теплопередачи при охлаждении нефтяного газа водой в скрубберах с хордовой насадкой:

$$k_{\text{ср.}} = (62 + 0,503 p_n) (w_0 - 0,094) - 29,2 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C} \quad (54)$$

где p_n — начальное давление насыщенного водяного пара в газе, мм рт. ст.;

w_0 — условная скорость газа в скруббере (считая газ сухим при 0°C и 760 мм рт. ст.).

Для определения истинных коэффициентов теплопередачи от любого насыщенного газа предложена формула²⁶

$$k = C \cdot p_n (1,006 w_0 - 0,0946) - B (55,1 w_0 - 34,4) \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C} \quad (55)$$

Здесь p_n и w_0 имеют те же значения, что и в уравнении (54).

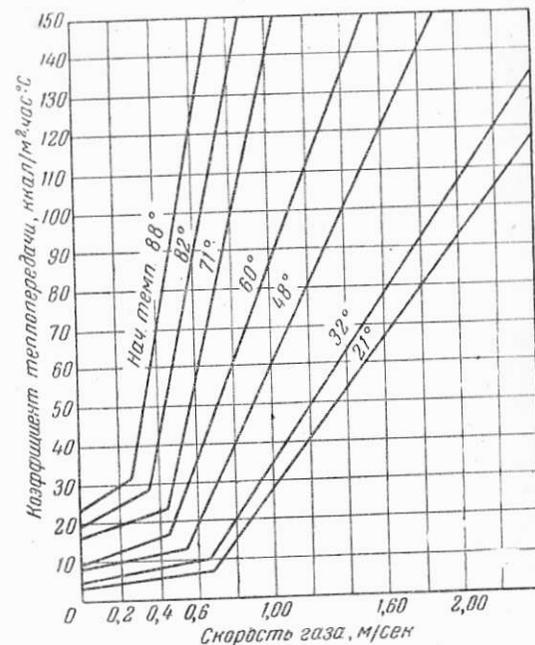


Рис. 36. Коэффициенты теплопередачи для насыщенного нефтяного газа в зависимости от его скорости и начальной температуры.

Коэффициенты C и B выведены расчетным путем и экспериментально не проверялись. Ниже приведены их значения:

		C	B
Нефтяной	газ	1,0	1,0
Коксовый	»	1,0	1,0
Водяной	»	0,99	0,95
Генераторный	»	0,98	0,5
Воздух	0,93	0,3

Н. М. Жаворонковым⁷ были определены в лабораторных условиях коэффициенты теплопередачи при охлаждении водой воздуха, содержащего 50, 33 и 25% объемн. водяного пара. Начальная температура составляла 80—90°, т. е. газовые смеси содержали перегретый пар. Испытывались насадки из керамических колец 25×25 и 35×35 мм, а также хордовая насадка из досок толщиной 10 мм с зазором 20 мм и укладкой накрест, при плотностях орошения от 5 до 25 м³/м²·час. На основе полученных данных было выведено обобщенное уравнение в критериальной форме

$$Ki = \frac{k \cdot d_3}{\lambda} = 0,17 Re_r^{0,7} \cdot Re_{ж}^{0,7} \cdot Pr^{0,33} \cdot \chi^{1,15} \quad (56)$$

аналогичное уравнению (49) для сухого газа, но учитывающее паросодержание χ (выраженное в долях единицы). Однако это уравнение выведено из слишком малого числа опытов, лишь для некоторых типов насадки, причем часть опытов проводилась при недостаточном удельном орошении; поступавший газ на входе в аппарат не был насыщенным. Внушает сомнение и кажется введенной без достаточных оснований столь значительная зависимость коэффициента теплопередачи от числа Рейнольдса жидкости, что не согласуется с данными обработки отдельных опытов, где, например, числовой коэффициент уравнений для плотностей орошения 15 и 25 м³/м²·час получался одинаковым. Поэтому нам представляется преждевременным использование обобщенного уравнения (56) для практических расчетов. Более надежны по нашему мнению промежуточные уравнения Н. М. Жаворонкова, выведенные по данным отдельных опытов. Однако и эти уравнения могут быть использованы только для условий, аналогичных условиям проведенных опытов. Все промежуточные частные уравнения могут быть сведены к одной форме:

$$Ki = A \cdot Re_r^m \cdot Pr^{0,33} \quad (57)$$

причем для паросодержания $\chi=0,5$, показатель $m=0,7$, а для паросодержаний 0,33 и 0,25 показатель $m=0,8$.

Числовой коэффициент A находят из табл. 5.

Таблица 5

Значения коэффициента A для уравнения (57)

Паросодержание, % общего объема смеси	Плотность орошения, м ³ /м ² ·час		
	5	10	15 и 25
50	0,12	—	0,25
33	0,07	0,11	0,16
25	0,06	0,085	0,14

В общих случаях расчетов охлаждения в скрубберах насыщенного газа мы рекомендуем пользоваться графиком (рис. 36) или формулой (55). К найденному среднему коэффициенту теплопередачи k следует вводить поправку на конструкцию насадки, род газа или условия работы скруббера, например при работе его под давлением, в виде соотношения чисел Рейнольдса в степени 0,7 и обратного отношения эквивалентных диаметров (считая, что числа Прандтля изменяются незначительно):

$$k = k' \left(\frac{Re}{Re'} \right)^{0,7} \frac{d_3'}{d_3}$$

Пренебрегая изменением вязкости газа, получим:

$$k = k' \left(\frac{\omega_0 \cdot \gamma_{газ}}{\omega'_0 \cdot \gamma'_{газ}} \right)^{0,7} \left(\frac{f}{f'} \right)^{0,3} \frac{\varphi'}{\varphi} = \left(\frac{\omega \cdot \gamma_{газ}}{\omega' \cdot \gamma'_{газ}} \right)^{0,7} \left(\frac{f \cdot \varphi'}{f' \cdot \varphi} \right)^{0,3}$$

Имея в виду, что пересчет производится при той же фактической скорости газа, для которой по графику или по формуле (55) найден коэффициент, и, подставляя численную характеристику насадки из опытов Розебаута, получаем:

$$k = k' \left(\frac{\gamma_{газ}}{0,423} \right)^{0,7} \left(\frac{f \cdot 0,67}{\varphi \cdot 53,3} \right)^{0,3} = 0,49 k' \cdot \gamma_{газ}^{0,7} \left(\frac{f}{\varphi} \right)^{0,3} \quad (58)$$

Методы тепловых расчетов насадочных скрубберов

При охлаждении газа в скруббере направление массообмена является совершенно определенным лишь в двух случаях:

1. Газ поступает в скруббер насыщенным водяными парами, причем, хотя влагосодержание его непрерывно понижается вследствие конденсации водяных паров, а температура воды повышается, газ остается все время насыщенным; массообмен протекает от газа к воде.

2. Газ поступает в скруббер ненасыщенным, но вода подается при температуре мокрого термометра, а потому охлаждение газа идет только за счет испарения воды, температура которой остается постоянной, а влагосодержание газа все время растет, вплоть до насыщения; массообмен протекает от воды к газу.

В общем же случае направление массообмена может изменяться, и действительный ход процесса охлаждения газа и нагревания воды в скруббере требует специального исследования.

Нагляднее всего изменение состояния газа и воды обнаруживается при исследовании скрубберного процесса по ступеням (участкам). Расчеты являются, однако, приближенными, будучи основаны на допущении справедливости соотношения Льюиса [уравнение (47)].

Определение средней разности температур по ступеням

Аналитический расчет

Принимается, что при соприкосновении ненасыщенного газа с поверхностью воды слой его, непосредственно прилегающий к поверхности, насыщается водяными парами, приобретая температуру поверхности воды.

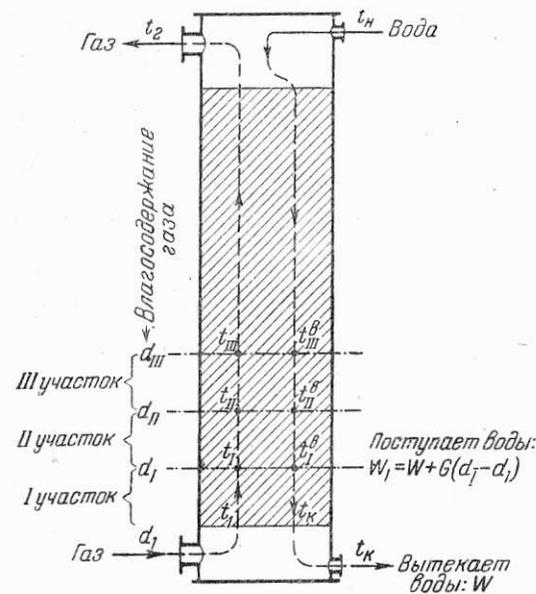


Рис. 37. Схема разбивки скруббера на ступени.

Обозначим через G количество охлаждаемого газа в кг/час, через W — количество подаваемой в скруббер воды при противотоке, через t_1 и t_2 — температуры газа на входе в скруббер и на выходе из него, через $t_н$ и $t_к$ — начальную и конечную температуры воды, поступающей в скруббер и уходящей из него, а через I и d (с соответствующими индексами) — теплосодержание и влажностное содержание газа. Делим весь перепад температуры газа $t_1 - t_2$ на некоторое число произвольных ступеней и обозначим темпера-

туры газа в конце этих ступеней через t_I, t_{II}, t_{III} и т. д. Начальная разность температур при встрече входящего газа с уходящей водой будет $t_1 - t_к$, а относительное изменение ее на первой ступени составит:

$$a_I = \frac{t_1 - t_I}{t_1 - t_к}$$

Небольшим изменением температуры воды по сравнению с изменением температуры газа можно пренебречь или учесть это изменение при уточнении расчета. Влажностное содержание слоя насыщенного газа над поверхностью воды $d_I^{нас.}$ легко найти, зная температуру $t_к$ при $\varphi = 100\%$. Начальная разность влажностных содержаний между слоем насыщенного газа и остальной его массой определится, как $d_I^{нас.} - d_I$, а изменение этой разности Δd_I , согласно основной нашей предпосылке, составит:

$$\Delta d_I = a (d_I^{нас.} - d_I)$$

Таким образом, газ в конце первой ступени имеет следующие параметры:

$$t_I; d_I = d_1 + \Delta d_I; I_I = c t_I + d_I (595 + 0,46 \cdot t_I)$$

Состояние воды в конце первой ступени определится из уравнений теплового и материального балансов:

$$G \cdot I_I + W_I \cdot t_I^B = G \cdot I_1 + W \cdot t_к \quad (59)$$

$$W_I = W + G (d_I - d_1) \quad (60)$$

После преобразований уравнений (59) и (60) для температуры воды (поступающей сверху) в конце участка получается выражение:

$$t_I^B = \frac{t_к - \frac{G}{W} (I_1 - I_I)}{1 + \frac{G}{W} (d_I - d_1)} \quad (61)$$

Разность температур в скруббере между водой и газом в конце первого участка составит $t_1 - t_I^B$, а средняя разность температур на участке составит:

$$\Delta t_I = \frac{(t_1 - t_к) + (t_1 - t_I^B)}{2} \quad (62)$$

Определив состояние воды и газа в конце первого участка, таким же образом, задавшись температурой t_{II} газа в конце второго участка, можно найти:

1) относительное изменение разности температур на втором участке

$$a_{II} = \frac{t_I - t_{II}}{t_I - t_I^B}$$

2) влажностное содержание насыщенного газа $d_{II}^{нас.}$ (при температуре воды t_I);

3) изменение разности влагосодержаний на втором участке

$$\Delta d_{II} = a_{II} (d_{II}^{\text{нас.}} - d_I)$$

4) параметры газа в конце участка

$$t_{II}; \quad d_{II} = d_I + \Delta d_{II}; \quad I_{II} = ct_{II} + d_{II}(595 + 0,46 t_{II})$$

5) конечную температуру воды

$$t_{II}^B = \frac{t_I^B - \frac{G}{W}(I_I - I_{II})}{1 + \frac{G}{W}(d_{II} - d_I)} \quad (61a)$$

6) разность температур в конце участка: $t_{II} - t_{II}^B$;

7) среднюю разность температур на участке

$$\Delta t_{II} = \frac{(t_I - t_I^B) + (t_{II} - t_{II}^B)}{2} \quad (62a)$$

Вычисления повторяют до тех пор, пока не будут получены заданные значения начальной температуры воды t_n и конечной температуры газа t_2 . Если в скрубберном процессе изменяется направление массопередачи, то на соответствующем участке величина Δd_n примет отрицательное значение.

При одинаковом изменении температуры газа на всех n ступенях средняя разность температур для всего процесса охлаждения газа определяется по формуле:

$$\Delta t = \frac{1}{\frac{1}{\Delta t_I} + \frac{1}{\Delta t_{II}} + \dots + \frac{1}{\Delta t_n}} = \frac{1}{\sum_{I}^n \frac{1}{\Delta t_n}} \quad (63)$$

В противном случае предварительно надо определить отношения изменения температуры газа на каждом участке к полному изменению его температуры в скруббере:

$$b_I = \frac{t_1 - t_I}{t_1 - t_2}; \quad b_{II} = \frac{t_I - t_{II}}{t_1 - t_2} \text{ и т. д.} \quad (64)$$

а затем найти среднюю разность температур из формулы

$$\Delta t = \frac{1}{\frac{b_I}{\Delta t_I} + \frac{b_{II}}{\Delta t_{II}} + \dots + \frac{b_n}{\Delta t_n}} = \frac{1}{\sum_{I}^n \frac{b_n}{\Delta t_n}} \quad (65)$$

Расчет скруббера по ступеням является достаточно длинным и утомительным. Если не ставится задача проанализировать весь ход скрубберного процесса, то основной практической целью такого расчета является определение действительной средней разности температур в скруббере, которую нужно знать для нахождения требуемой поверхности насадки. Поэтому в частных случаях, когда перепады температур насыщенного газа и воды в скруббере не очень велики, можно ограничиться вычислением раз-

ности температур как средней логарифмической из начальной и конечной разностей. Это допустимо еще и потому, что вторая величина, участвующая в определении поверхности насадки—коэффициент теплопередачи, почти всегда определяется по формулам, полученным при обработке опытных данных с принятием средней логарифмической разности температур.

При охлаждении ненасыщенного газа расчет средней разности температур как средней логарифмической допустим при начальной температуре поступающего газа 100° и ниже и перепаде температур воды в скруббере $15-20^\circ$.

При расчете же скрубберов с испарением воды при постоянной ее температуре определение средней разности температур как средней логарифмической будет вполне законным. Таким способом обычно определяют в скрубберах разность температур при охлаждении насыщенного газа. Хотя такой способ расчета и не вполне соответствует существу процесса (см. стр. 15), однако на практике его применение вполне оправдано.

В некоторых случаях расчет средней разности температур может быть сокращен проведением его графическим путем.

Графический расчет

Если охлаждению подлежит воздух (или газ с теплоемкостью и газовой постоянной, близкими к воздуху), то расчет скруббера по участкам можно упростить, используя $I-d$ -диаграмму Рамзина. Процесс смешения компонентов с разными параметрами изображается на этой диаграмме прямой линией, соединяющей точки, соответствующие параметрам смешиваемых компонентов. Таким образом, состояние воздуха в конце первой ступени скрубберного процесса должно изображаться на диаграмме точкой, лежащей на прямой AB (рис. 38), соединяющей точку A начального состояния воздуха при входе в скруббер (параметры t_1 и d_1) с точкой B , соответствующей 100%-ному насыщению воздуха при температуре уходящей воды (параметры t_k и $\varphi=100\%$).

Точка, изображающая состояние воздуха после смешения, должна, кроме того, лежать на изотерме, отвечающей температуре газа в конце ступени. Таким образом, положение точки I на прямой AB становится вполне определенным. Но состоянию воздуха в точке I будет соответствовать новое состояние воды, температура которой определится из уравнений теплового и материального балансов (61), совершенно так же, как при аналитическом расчете, с той только разницей, что тепло и влагосодержание не нужно вычислять, а можно прямо найти из диаграммы. По вычисленной температуре воды t_I^B отмечается на диаграмме точка I' на кривой $\varphi=100\%$. Для нового состояния воздуха и воды проводится прямая смешения $I-I'$, на которой отмечается точка 2, соответствующая температуре газа в конце второй ступени охлаждения, вычисляется отвечающая ей температура воды $2'$ и т. д.

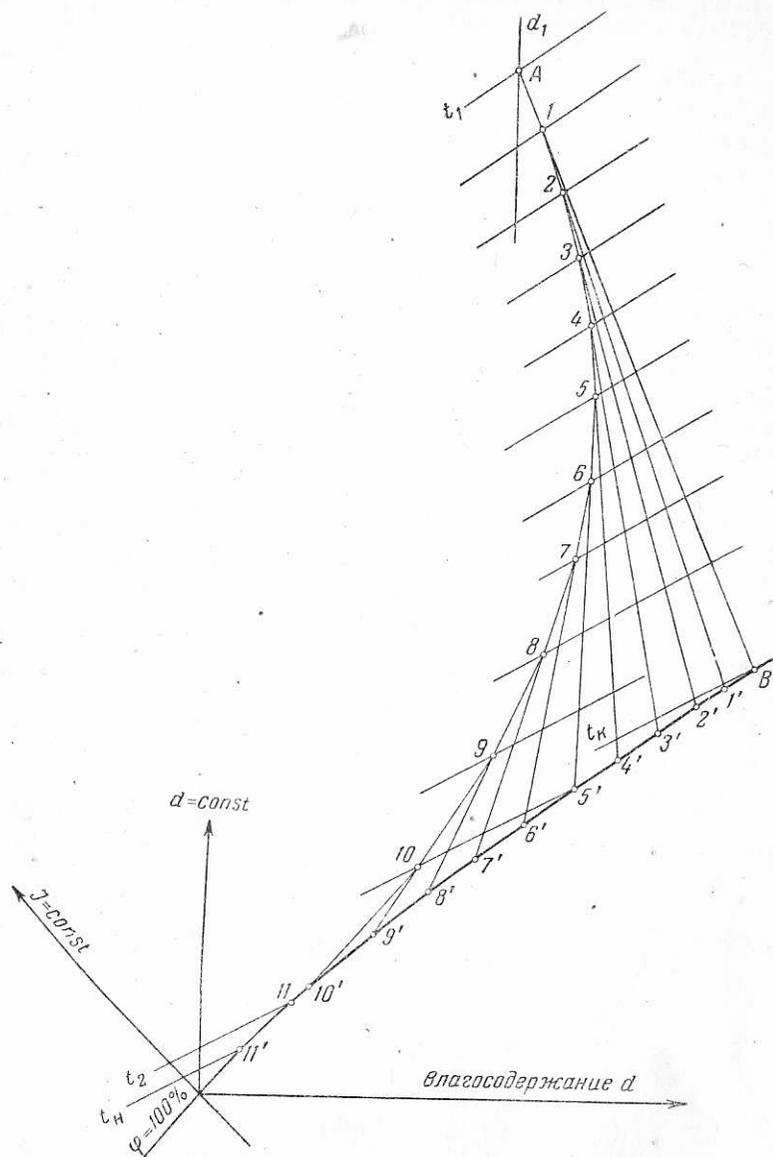


Рис. 38. Построение для расчета скрубберного процесса по ступеням на I-d-диаграмме влажного воздуха.

Построение продолжается до тех пор, пока не будут достигнуты на диаграмме конечные температуры воздуха (или газа) и воды. Дальнейший расчет средней разности температур производится так же, как это было указано для аналитического расчета. На практике графический расчет средней разности температур может иметь, к сожалению, лишь ограниченное применение, ввиду того, что I-d-диаграмма имеется только для воздуха и отсутствует для технических газов, причем построена она для давления воздуха 745 мм рт. ст. и не пригодна для расчетов скрубберов, работающих при ином давлении.

Метод полного расчета насадочных скрубберов

Полный расчет скрубберов с насадкой для охлаждения до низкой температуры газа, поступающего в скруббер ненасыщенным, автор предлагает производить в следующем порядке.

1. Предварительный выбор диаметра скруббера, при котором интенсивность орошения насадки лежит в нужных пределах.

1. Определяют количество тепла, отнимаемое водой от газа:

$$Q = G [I_1 - I_2] = G [(c + d_2 \cdot c_n) (t_1 - t_2) + (d_1 - d_2) (i_1 - t_k)]$$

Для начальных температур газа не выше 250—300° это количество тепла составляет:

$$Q = G [(c + 0,46 d_2) (t_1 - t_2) + (d_1 - d_2) (595 + 0,46 t_1 - t_k)] \text{ ккал/час}$$

- где G —вес газа, кг/час;
- c —его теплоемкость, ккал/кг·°С;
- c_n —теплоемкость водяного пара (средняя в интервале температур t_1 и t_2), ккал/кг·°С;
- t_1 и t_2 —начальная и конечная температуры газа, °С;
- d_1 и d_2 —начальное (заданное) и конечное (для насыщенного газа) влагосодержания, кг/кг;
- i_1 —теплосодержание перегретого водяного пара при температуре t_1 , ккал/кг;
- t_k —конечная температура воды, вытекающей из скруббера; задаются в практически достигаемых пределах, но желательно ближе к температуре мокрого термометра, определяемой по уравнению (8);
- I_1 и I_2 —полные теплосодержания влажного газа при температурах t_1 и t_2 , в расчете на 1 кг сухого газа, ккал/кг.

2. Определяют расход воды на скруббер (W кг/час) при заданной ее начальной температуре t_n :

$$W = \frac{Q}{t_k - t_n} \text{ кг/час}$$

3. Выбирают интенсивность орошения q (для хордовой насадки не менее 2 л на 1 пог. м ребра доски в минуту и предпочтитель-

но в пределах $2 \div 4$ л), после чего определяют необходимую длину досок l в одном ряду:

$$l = \frac{W}{60 \cdot 2q} = \frac{W}{240 \div 480} \text{ пог. м/ряд}$$

и выбирают толщину доски δ (10—13 мм), а также величину зазора между досками a (сообразно виду и степени загрязненности газа).

4. Определяют диаметр скруббера

$$D = \sqrt{\frac{l(a + \delta)}{0,785}} \text{ м}$$

В случае насадки в виде колец с правильной укладкой, имеющей удельную поверхность f м²/м³, удельное орошение $q_{\text{час}}$ вычисляется из уравнения (23) для минимальной интенсивности орошения. Определяют расчетное орошение:

$$q_{\text{час}} = 0,12 \div 0,24 f \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{час}$$

затем находят площадь поперечного сечения скруббера:

$$S = \frac{W}{q_{\text{час}} \cdot 1000} \text{ м}^2$$

и, наконец, диаметр скруббера:

$$D = \sqrt{\frac{S}{0,785}} \text{ м}$$

Для всякой другой насадки навалом ход расчета остается таким же, как для колец с правильной укладкой, только минимальная интенсивность орошения определяется, как изложено на стр. 40—42.

II. Проверка соответствия найденного диаметра скруббера заданному количеству охлаждаемого в скруббере газа.

1. Определяют полное (S) и свободное (S_0) сечение скруббера. Для хордовой насадки:

$$S = l(a + \delta) \text{ и } S_0 = l \cdot a \text{ м}_2$$

для других видов насадки:

$$S_0 = S \cdot \varphi$$

Здесь φ —доля свободного пространства в насадке, находимая из табл. 1 и 2;

S —полное сечение скруббера, определенное выше.

2. Подсчитывают объем газа, проходящего через скруббер, при начальных параметрах (по заданному объему сухого газа при нормальных условиях V_0 м³/час):

$$V_1 = V_0 \left(1 + \frac{\gamma_{\text{газ}} \cdot d_1}{0,804} \right) \frac{273 + t_1}{273} \cdot \frac{1,033}{P} \text{ м}^3/\text{час}$$

При конечных параметрах (на выходе):

$$V_2 = V_0 \left(1 + \frac{\gamma_{\text{газ}} \cdot d_2}{0,804} \right) \frac{273 + t_2}{273} \cdot \frac{1,033}{P} \text{ м}^3/\text{час}$$

и средний объемный расход газа:

$$V = \frac{V_1 + V_2}{2} \text{ м}^3/\text{час}$$

Здесь P —абсолютное давление газа в атмосферах.

3. Определяют среднюю действительную скорость газа в скруббере

$$\omega = \frac{V}{3600 S_0} \text{ м/сек}$$

и сравнивают ее с практически применяемыми скоростями для данного типа промышленной установки (при давлениях, близких к 1 ата, эта скорость в среднем 1—2,5 м/сек).

Можно также определить условную скорость (в расчете на полное сечение скруббера)

$$\omega_0 = \frac{V}{3600 S} \text{ м/сек}$$

и найдя по уравнениям (30—33) или из рис. 31—34 потерю давления на 1 м высоты выбранной насадки, оценить ожидаемую общую потерю давления и определить ее допустимость.

III. Определение величины коэффициента теплопередачи K (в ккал/м²·час·°С) по уравнению (51) или (52).

IV. Вычисление средней разности температур (Δt) в скруббере. В общем случае ее определяют аналитическим путем, исследуя процесс изменения температур газа и воды по ступеням, как указано на стр. 66—68; в частных случаях (для газов, находящихся под атмосферным давлением и близких по составу к воздуху) Δt определяют с помощью графического расчета по $I-d$ -диаграмме или (при небольших перепадах температур) по формуле:

$$\Delta t = \frac{(t_1 - t_k) - (t_2 - t_n)}{2,303 \lg \frac{t_1 - t_k}{t_2 - t_n}} \text{ } ^\circ\text{С}$$

V. Определение поверхности насадки и высоты скруббера. Поверхность насадки F находят по формуле:

$$F = \frac{Q}{k \cdot \Delta t} \text{ м}^2$$

Для хордовой насадки далее находят: поверхность одного ряда насадки (ширину доски b обычно принимают 100—120 мм)

$$f = 2b \cdot l \text{ м}^2$$

число рядов насадки

$$n = \frac{F}{f}$$

число ярусов z , которое выбирают так, чтобы в ярусе было не более 25 рядов

$$z \geq \frac{n}{25}$$

Для насадки из колец и для других видов насадки определяют объем насадки (удельную поверхность насадки f находят по табл. 1)

$$V_n = \frac{F}{f} \text{ м}^3$$

и высоту насадки в скруббере

$$H = \frac{V_n}{S} \text{ м}$$

Изложенный метод расчета применим в тех случаях, когда в верхней части скруббера предел охлаждения газа не ограничен, кроме температуры поступающей воды, а в нижней части его вода нагревается до температуры, лежащей ниже температуры мокрого термометра. Иначе говоря, метод применим при больших значениях $\frac{W}{G}$. Такие условия создаются в скрубберах при охлаждении технологического или горючего газа до заданной конечной температуры, когда количество подаваемой в скруббер воды отвечает требуемому согласно уравнению баланса тепла.

Метод расчета скрубберов с низким отношением вода : газ

Иногда (преднамеренно или по необходимости) в скруббер подается относительно мало воды, т. е. значение $\frac{W}{G}$ мало*. По такому режиму работают скрубберы, в которых производится предварительное охлаждение газа (первая ступень охлаждения), увлажнение газа или концентрирование растворов (здесь стремятся испарить наибольшее количество охлаждающей жидкости). В последнем случае часто используют отходящие газы, состоянием которых на выходе из скруббера мало интересуются.

При подаче относительно малых количеств воды скрубберный процесс имеет ту особенность, что в верхней части скруббера (при противотоке) вода уже нагревается до температуры мокрого термометра, а в нижней части скруббера только испаряется при постоянной температуре. Таким образом, в отношении температуры воды процесс разбивается в данном случае на две стадии: неустановившееся и установившееся состояние.

При заданных величинах G и W , учитывая, что воды вытечет из скруббера меньше, чем подано, газ будет выходить с более высоким влагосодержанием, чем при его входе в скруббер. Урав-

* См. «Введение» и пример, стр. 11—13.

нение теплового баланса процесса можно написать в следующем виде:

$$G \cdot I_1 + W \cdot t_n = G \cdot I_2 + [W - G(d_2 - d_1)] t_k \quad (66)$$

или

$$G [ct_1 + d_1(595 + 0,46 t_1)] + W \cdot t_n = \\ = G [ct_2 + d_2(595 + 0,46 t_2)] + [W - G(d_2 - d_1)] t_k \quad (66a)$$

Конечная температура воды t_k может быть найдена как температура мокрого термометра из уравнения (8). Так как газ должен выйти из скруббера насыщенным, его температуру t_2 можно найти подстановкой в уравнение (66a) взаимно связанных величин t_2 и d_2 .

Учитывая, что к моменту, когда вода нагреется до температуры мокрого термометра, газ достигнет насыщения при той же температуре, получаем все данные для расчета каждой из двух стадий охлаждения газа в отдельности.

Аналитический расчет

Расчет рекомендуется производить в следующем порядке.

I. *Определение температур, требуемых для двухстадийного теплового расчета скруббера* (при заданных G , W , t_1 , d_1 и t_n).

1. Определяют температуру уходящей из скруббера воды (t_k) по уравнению (8) путем пробных подстановок значений t_m и связанных с ними значений d_m , с последующей проверкой сходимости баланса. Найденное значение $t_m = t_k$ является также температурой насыщенного газа в конце первого этапа охлаждения.

2. Определяют температуру t_2 и влагосодержание d_2 газа, уходящего из скруббера, также путем пробных подстановок связанных между собой значений t_2 и d_2 в уравнение (66a).

II. *Выбор диаметра скруббера*. Диаметр выбирают, как указано на стр. 72, стремясь получить допустимую величину удельного орошения. При очень малых значениях $\frac{W}{G}$ приходится выбирать насадку с малой удельной поверхностью и большой долей свободного пространства или примириться с заведомой недостаточностью удельного орошения. Данное обстоятельство необходимо учесть при дальнейшем нахождении коэффициентов теплопередачи, оценивая также свойства газа и содержащихся в нем загрязнений (ввиду опасности зарастания недостаточно смоченных участков насадки мокрыми отложениями пыли).

III. *Проверка соответствия найденного диаметра скруббера заданному количеству пропускаемого газа* (см. стр. 72—73).

IV. *Расчет первой стадии охлаждения газа*.

1. Определяют количество тепла, передаваемого газом воде:

$$Q_1 = G(c + d_1 \cdot c_n)(t_1 - t_m) = G(d_m - d_1)(i_m - t_k) \text{ ккал/час}$$

2. Находят средний действительный объем газа:

$$V_1 = V_0 \left(1 + \gamma_0 \frac{d_1 + d_M}{2 \cdot 0,804} \right) \left(1 + \frac{t_1 + t_M}{2 \cdot 2,273} \right) \frac{1,033}{P} \text{ м}^3/\text{час}$$

3. Находят среднюю скорость газа (в расчете на полное сечение скруббера):

$$\omega_0 = \frac{V_1}{3600 S} \text{ м/сек}$$

4. Вычисляют коэффициент теплопередачи k_1 (в $\text{ккал}/\text{м}^2 \text{ час}^\circ\text{C}$) по уравнению (50).

5. Определяют среднюю разность температур, как разность между средней температурой газа в этой стадии охлаждения и постоянной температурой воды:

$$\Delta t_1 = \frac{t_1 + t_M}{2} - t_K$$

или

$$\Delta t_1 = \frac{t_1 - t_M}{2,303 \lg \frac{t_1}{t_M}} - t_K$$

6. Находят поверхность насадки:

$$F_1 = \frac{Q_1}{k_1 \cdot \Delta t_1} \text{ м}^2$$

V. Расчет второй стадии охлаждения газа.

1. Находят условную скорость газа в насадке (считая на сухой нормальный газ):

$$\omega_0 = \frac{V_0}{3600 S_0} \text{ м/сек}$$

2. Вычисляют коэффициенты теплопередачи k_2 (в $\text{ккал}/\text{м}^2 \text{ час}^\circ\text{C}$) для насыщенного газа, при конденсации водяных паров, из уравнений (55) или (57) или по графику (рис. 34) с поправкой по уравнению (58).

3. Определяют среднюю разность температур для второй стадии охлаждения:

$$\Delta t_2 = \frac{t_2 + t_M}{2} - \frac{t_H + t_K}{2} \text{ }^\circ\text{C}$$

При более точном расчете, когда должна быть учтена неравномерность отдачи тепла газом при его охлаждении, вызванная конденсацией водяного пара, находят начальное, конечное и среднее теплосодержание газа ($\text{ккал}/\text{кг}$):

$$I_M = ct_M + d_M \cdot i_M \quad I_2 = ct_2 + d_2 \cdot i_2$$

$$I_{\text{ср.}} = \frac{I_M - I_2}{2,303 \lg \frac{I_M}{I_2}}$$

Затем путем подбора определяют соответствующую $I_{\text{ср.}}$ температуру насыщенного газа $t_{\text{ср.}}$ по уравнению

$$I_{\text{ср.}} = c \cdot t_{\text{ср.}} + d_H \cdot i \text{ ккал}/\text{кг}$$

и среднюю разность температур из равенства:

$$\Delta t_2 = t_{\text{ср.}} - \frac{t_H + t_K}{2}$$

4. Подсчитывают количество тепла, отнимаемое водой от газа:

$$Q_2 = G(I_M - I_2) \text{ ккал}/\text{кг}$$

5. Определяют поверхность насадки:

$$F_2 = \frac{Q_2}{k_2 \cdot \Delta t_2} \text{ м}^2$$

VI. Расчет общей поверхности насадки $F = F_1 + F_2$ и основных размеров скруббера.

Способ расчета изложен на стр. 73—74.

Графические расчеты

Применение $I-d$ -диаграммы для влажного воздуха. Если газ находится в скруббере под атмосферным давлением, а величина $\frac{W}{G}$ мала, расчет может быть значительно упрощен применением графо-аналитического метода. Здесь используется $I-d$ -диаграмма для влажного воздуха (рис. 39), причем все расчеты ведут не на 1 кг, а на 1 нм^3 (нормальный кубометр) газа.

Действительно, тепловой баланс для 1 нм^3 сухого газа в начале охлаждения и при достижении газом точки росы при условии, что понижение температуры газа происходит только за счет испарения воды, выразится соотношением

$$ct_1 + d_1 \cdot i_1 + mt_K = ct_M + d_M \cdot i_M$$

или

$$I_1 + mt_K = I_M$$

где m —количество испаренной воды, $\text{кг}/\text{нм}^3$;
 t_K —температура воды, $^\circ\text{C}$.

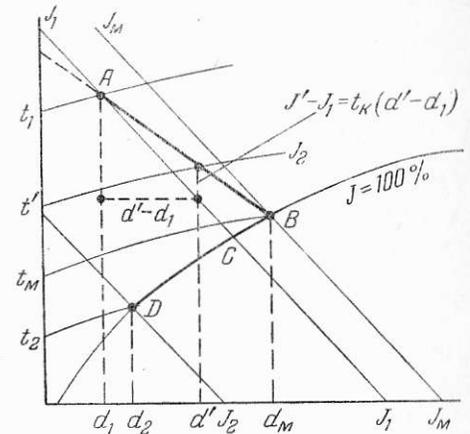


Рис. 39. Графический расчет двухступенчатого скрубберного процесса.

Так как испаренная вода присоединилась к газу, увеличив его влагосодержание от d_1 до d_m , то $m = d_m - d_1$ и баланс выражается уравнением

$$I_m = I_1 + (d_m - d_1)t_k$$

Приняв $(d_m - d_1)t_k = 0$, получаем:

$$I_m = I_1 = \text{const}$$

Так как для любой промежуточной температуры t' остаются в силе равенства:

$$ct_1 + d_1 \cdot i_1 + m' t_k = ct' + d' \cdot i'$$

$$I' = I_1 + (d' - d_1)t_k$$

или приближенно, приняв также $(d' - d_1)t_k = 0$

$$I' = I_1 = \text{const}$$

то процесс охлаждения газа в первой стадии изображается на $I-d$ -диаграмме Рамзина приближенно линией AC постоянного теплосодержания, проводимой от точки начального состояния газа до пересечения с линией 100%-ной относительной влажности. Точнее, процесс изображается линией AB постоянной температуры мокрого термометра (эти линии нанесены на $I-d$ -диаграмме в книгах последних изданий).

При дальнейшем охлаждении до температуры t_2 газ все время продолжает оставаться насыщенным водяными парами, а потому все точки на диаграмме, характеризующие состояние газа во время второй стадии охлаждения, должны лежать на линии 100%-ной относительной влажности (линия BD).

$I-d$ -диаграмма составлена для влажного воздуха. Однако поскольку объемные влагосодержания всех газов при одинаковых температурах равны, а объемные теплоемкости сравнительно близки друг к другу, диаграммой Рамзина можно пользоваться и для расчета двухстадийного охлаждения промышленных газов. При этом все построения производятся условно, как для воздуха, с тем отличием, что значения влагосодержания и теплосодержания, взятые из диаграммы, умножаются на 1,293.

Полученные значения, относящиеся к 1 нм^3 газа, будут тем точнее, чем меньше теплоемкость ($\text{ккал/нм}^3 \text{ } ^\circ\text{C}$) данного газа отличается от теплоемкости воздуха.

Если пренебрегать начальным теплосодержанием испаряемой воды, то найденное приближенно по $I-d$ -диаграмме теплосодержание газа при температуре мокрого термометра $I_m = I_1$ будет меньше истинного его значения. Расхождение будет тем больше (по абсолютной величине), чем выше температура испаряемой в скруббере воды и точка росы газа, т. е. чем выше его начальная температура и меньше начальное влагосодержание. Поскольку теплосодержание газа резко увеличивается с повышением точки росы, относительная неточность увеличивается с возрастанием температуры не слишком сильно.

Применение $I-d$ -диаграммы объемных влаго- и теплосодержаний для технических газов. Как было показано выше, при использовании $I-d$ -диаграммы для влажного воздуха сильно упрощаются многие расчеты скрубберных процессов, как например, расчет средней разности температур при охлаждении ненасыщенного газа по ступеням, расчет двухстадийного охлаждения газа небольшим количеством воды. Однако на имеющейся $I-d$ -диаграмме влажного воздуха по оси абсцисс отложены значения весового влагосодержания (в г или кг на 1 кг сухого воздуха), пропорциональные отношению газовых постоянных воздуха и водяного пара $\left(\frac{29,27}{47,1}\right)$. Для других газов, имеющих иную газовую постоянную, $I-d$ -диаграмма влажного воздуха не может быть непосредственно использована. Отложенное же на оси координат имеющейся $I-d$ -диаграммы теплосодержание влажного воздуха, отнесенное к 1 кг сухого воздуха, зависит от весовой теплоемкости воздуха ($\sim 0,24 \text{ ккал/кг } ^\circ\text{C}$), а например, для коксового газа весовая теплоемкость составляет не 0,24, а $0,73 \text{ ккал/кг } ^\circ\text{C}$.

Автор предлагает выражать влагосодержание и теплосодержание влажного газа в единицах, отнесенных к 1 нм^3 сухого газа. Тогда для одинаковых температур и давлений влагосодержания различных газов при насыщении будут равны. Кроме того, оказывается, что объемные теплоемкости ($\text{ккал/нм}^3 \text{ } ^\circ\text{C}$) большинства технических газов мало отличаются друг от друга (табл. 6).

Исходя из этих соображений, автор составил новую диаграмму (см. Приложение); в которой влагосодержания и теплосодержания отнесены к одному кубометру сухого газа при нормальных условиях (0°C и 760 мм рт. ст.). Теплосодержания влажного газа подсчитаны при постоянной теплоемкости сухого газа, принятой $0,32 \text{ ккал/нм}^3 \text{ } ^\circ\text{C}$ (среднее значение из табл. 6). В области, охватываемой составленной диаграммой (до 300°), принятие постоянным значения теплоемкости влечет за собой весьма небольшую неточность. Однако следует иметь в виду, что при составлении аналогичных диаграмм в более широких пределах температур газа, например до 1000° , изменение теплоемкости с изменением температуры должно учитываться.

На составленной автором диаграмме нанесена только одна кривая постоянной относительной влажности газа—кривая насыщения $\varphi = 1,0$, так как кривые меньших значений относительной влажности для расчета скрубберов практически не нужны. В то же время на диаграмму нанесены линии температуры мокрого термометра (в пределах от 40 до 65°), используемые для расчета скрубберного процесса.

Приближенный аналитический расчет

В соответствии с допущениями, принимаемыми при приближенном графическом расчете, аналитический расчет насадочного

Объемная теплосодержание некоторых промышленных газов

Газ	Состав, % объемн.										Теплосодержание ккал/н.д. ³ , °С	
	O ₂	N ₂	CO ₂	CO	H ₂	H ₂ S	CH ₄	C _m H _n				
Воздух	20,8	79,2	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0,3100
Дымовые газы котельных	8,0	80,0	12,0	—	—	—	—	—	—	—	—	0,3221
Доменный газ	—	59,5	8,0	28,0	4,0	—	—	—	—	—	—	0,3191
Водяной газ коксовый	0,2	4,5	6,0	38,4	50,0	0,4	—	—	—	—	—	0,3158
Двойной водяной газ	0,2	5,5	6,0	32,6	48,0	0,2	—	—	—	—	—	0,3207
Генераторный газ												
воздушное дутье	0,2	62,6	5,0	23,0	6,0	—	—	—	—	—	—	0,3268
паровоздушный	0,2	54,2	4,5	25,0	13,0	—	—	—	—	—	—	0,3175
парокислородный	0,2	3,2	23,0	29,5	39,0	—	—	—	—	—	—	0,3337
подземной газификации	2,2	45,6	22,0	6,0	23,0	2,0	—	—	—	—	—	0,3324
Коксовый газ	0,6	4,0	2,0	6,7	58,9	0,8	—	—	—	—	—	0,3318
Светильный газ	—	3,0	2,0	8,0	51,0	—	—	—	—	—	—	0,3387
Полукоксый газ из каменных углей	—	17,0	11,0	—	15,0	4,0	—	—	—	—	—	0,3523

Примечание. Теплосодержание газов подсчитаны по их объемному составу, исходя из молярных теплосодержаний при постоянном давлении. Последние приняты: для кислорода и азота 6,99, для двуокиси углерода 8,89, для окиси углерода 7,01, для водорода 6,87, для этилена 10,23. Теплосодержание C_mH_n взята по этилену.

скруббера может быть упрощен, если его вести на 1 нм³ газа и пользоваться приводимой таблицей объемных влагосодержаний и теплосодержаний влажного газа (табл. 7), пригодной для воздуха и других газов при давлениях, близких к атмосферному.

В самом деле, если теплосодержание газа в первой стадии охлаждения постоянно, то, найдя в табл. 7 теплосодержание насыщенного газа, соответствующее или близкое к теплосодержанию исходного газа, можно из той же таблицы взять влагосодержание и температуру газа и, таким образом, получить все величины, характеризующие состояние газа на границе между первой и второй стадиями охлаждения (t_m , d_m и I_m). Требуемые для пробных подстановок в уравнение (66а) значения влагосодержания и теплосодержания газа в конце охлаждения (d_2 и I_2) также могут быть взяты из табл. 7.

Скрубберы с замкнутой циркуляцией воды и их расчет

Этот вариант работы скруббера с насадкой до сих пор почти не освещен в литературе. Основным назначением скрубберов с замкнутой циркуляцией воды является охлаждение газа с одновременным увеличением его влагосодержания. Как пример, можно указать на мокрую электроочистку отбросного газа; охлаждение и насыщение газа в этом случае требуется для достижения высокого к. п. д. электрофильтра, а состояние газа после охлаждения и очистки не имеет существенного значения.

Принцип действия скруббера такого типа состоит в следующем (рис. 40). Стекающая из скруббера вода (или другая жидкость) насосом снова подается на орошение насадки. В системе устанавливается постоянный температурный режим: жидкость нагревается до температуры насыщения газа и в дальнейшем сохраняет постоянную температуру, если не считать ее естественного охлаждения в сборнике, насосе и трубопроводе.

Охлаждение газа в скруббере происходит за счет испарения жидкости, пары которой присоединяются к газу. Теоретически, при бесконечно большой поверхности теплообмена, газ может охладиться до температуры жидкости, а практически разность температур между ними составляет 1—2°. Расход жидкости (количество добавляемой све-

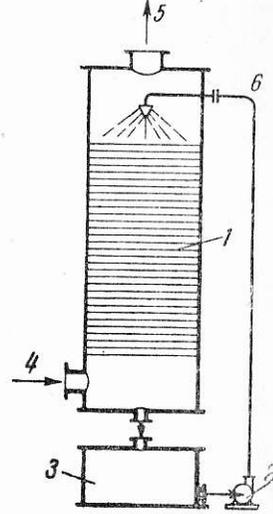


Рис. 40. Схема скруббера с замкнутой циркуляцией воды:

1—насадка скруббера; 2—циркуляционный насос; 3—сборник; 4—вход газа; 5—выход газа; 6—подача жидкости.

Таблица 7

Объемные влаго- и теплосодержания влажного газа при нормальном давлении и теплоемкости 0,32 ккал/нм³ сухого газа

Температура, °С	Давление насыщенного водяного пара м.м. вод. ст. (кг/м ²)	Влагосодержание газа при насыщении г/нм ³ сухого газа	Теплосодержание влажного газа ккал/нм ³ сухого газа	Рабочий объем влажного газа м ³ /нм ³ сухого газа
20	238	19,10	17,94	1,098
21	253	20,30	18,99	1,103
22	269	21,63	20,13	1,109
23	285	22,97	21,28	1,115
24	304	24,42	22,49	1,120
25	322	26,00	23,77	1,126
26	342	27,65	25,10	1,133
27	363	29,80	26,44	1,139
28	384	31,26	27,97	1,145
29	407	33,15	29,45	1,151
30	431	35,20	31,04	1,158
31	456	37,40	32,72	1,165
32	483	39,73	34,48	1,172
33	511	42,10	36,26	1,179
34	541	44,75	38,23	1,187
35	572	47,45	40,22	1,195
36	604	50,23	42,30	1,203
37	638	53,27	44,47	1,211
38	673	56,43	46,76	1,219
39	711	59,74	49,14	1,227
40	750	63,27	51,65	1,236
41	791	67,02	54,20	1,246
42	834	70,95	57,06	1,256
43	878	75,13	60,00	1,265
44	925	79,60	63,09	1,275
45	974	84,10	66,22	1,286
46	1026	89,12	69,66	1,297
47	1079	94,27	73,20	1,309
48	1135	99,80	77,00	1,322
49	1194	105,70	81,00	1,333
50	1255	111,8	85,14	1,348
51	1318	118,4	89,62	1,361
52	1385	125,2	94,18	1,375
53	1455	132,5	99,08	1,390
54	1527	140,1	104,14	1,406
55	1602	148,4	109,69	1,423
56	1681	157,1	115,45	1,440
57	1762	166,4	121,64	1,458
58	1848	176,2	128,06	1,477
59	1936	186,5	134,88	1,497
60	2028	197,5	142,10	1,518
61	2124	209,3	149,82	1,540
62	2224	221,8	158,14	1,563
63	2328	235,2	166,86	1,588
64	2435	249,5	176,18	1,615

Продолжение табл. 7

Температура, °С	Давление насыщенного водяного пара м.м. вод. ст. (кг/м ²)	Влагосодержание газа при насыщении г/нм ³ сухого газа	Теплосодержание влажного газа ккал/нм ³ сухого газа	Рабочий объем влажного газа м ³ /нм ³ сухого газа
65	2547	264,9	186,30	1,644
66	2664	281,8	197,22	1,674
67	2785	298,6	208,40	1,705
68	2910	317,6	220,56	1,740
69	3040	337,6	233,58	1,776
70	3175	359,0	247,50	1,814
71	3315	382,7	262,82	1,855
72	3460	408,2	279,24	1,901
73	3511	435,0	296,66	1,948
74	3768	465,1	316,08	2,001
75	3929	498,0	337,30	2,058
76	4097	532,7	359,72	2,118
77	4269	571,3	384,54	2,186
78	4449	614,0	412,16	2,259
79	4635	661,0	442,28	2,340
80	4828	712,5	475,30	2,429

жей жидкости) равняется испаренному ее количеству. Оборот же жидкости определяется только интенсивностью орошения насадки и не связан с тепловым балансом установки.

Расчет такой установки производят по схеме расчета первой стадии охлаждения при малых значениях $\frac{W}{G}$ с использованием $l-d$ -диаграммы или аналитически.

Действительный расход воды (количество добавляемой воды) определяют как произведение разности влагосодержаний газа на входе в скруббер и на выходе из него на количество газа:

$$\Delta W = (d_m - d_1) G \text{ кг/час} \quad (67)$$

Следует иметь в виду, что пределом охлаждения газа таким способом является температура, соответствующая 100%-ному насыщению газа, и поэтому величина ее всегда будет связана с начальным составом газа (его влагосодержанием) и температурой его на входе в скруббер. В табл. 8 приведены приблизительные температуры, до которых может быть охлажден газ в скруббере с орошением на себя, в зависимости от его начальной температуры и влагосодержания. При подсчетах теплоемкость газа принималась 0,31 ккал/нм³ °С, влагосодержание газа определялось по формуле (9), не связанной с составом газа:

$$d_m = \frac{0,805 p_n}{760 - p_n} \text{ кг/нм}^3$$

В табл. 8 подсчитаны также количества воды, добавляемой в систему циркуляции при охлаждении 1000 нм³ газа.

Предельные температуры охлаждения газа и расход воды в скруббере с замкнутой циркуляцией воды

Начальная температура газа, °С	Начальное влагосодержание, г/м ³													
	0		26		50		75		100		200		300	
	температура охлаждения газа, °С	расход воды л/1000 м ³ газа	температура охлаждения газа, °С	расход воды л/1000 м ³ газа	температура охлаждения газа, °С	расход воды л/1000 м ³ газа	температура охлаждения газа, °С	расход воды л/1000 м ³ газа	температура охлаждения газа, °С	расход воды л/1000 м ³ газа	температура охлаждения газа, °С	расход воды л/1000 м ³ газа	температура охлаждения газа, °С	расход воды л/1000 м ³ газа
100	31	37	38,5	34,5	44	32,5	48,5	32	52,5	30	61	28,5	68	26
150	38,5	60	44,5	59	49	58,5	52,5	59,5	56	59,5	64	61,5	70	66
200	45	95,5	49,5	86,5	53,5	87,5	56,5	90	59	91	66,5	97	71,5	104
300	53,5	138	57	141	59,5	145	61,5	149	63,5	154	70	170	74	186
400	59,5	193	62	200	64	206	66	212	68	220	72,5	246	76,5	268
500	63,5	255	65,5	259	67,5	267	69	273	70,5	284	75,5	322	78,5	355
750	71,5	403	72,5	417	74	435	75,5	449	76,5	458	79,5	500	—	—
1000	76,5	565	77,5	590	78,5	615	79,5	635	80,5	660	—	—	—	—

Метод расчета скрубберов для охлаждения насыщенного газа

Если газ поступает в скруббер насыщенным, он остается насыщенным и после охлаждения. Расчет скруббера в этом случае производится по схеме, приведенной для ненасыщенного газа (стр. 71—74), со следующими отличиями.

Коэффициент теплопередачи определяют по графику (рис. 36) или по формулам (54), (55) или (57), с пересчетом по уравнению (58).

Среднюю разность температур находят по формуле

$$\Delta t = \frac{(t_1 - t_k) - (t_2 - t_n)}{2,303 \lg \frac{t_1 - t_k}{t_2 - t_n}}$$

или с учетом среднего логарифмического теплосодержания газа, как изложено на стр. 76—77.

В прикидочных расчетах значения влаго- и теплосодержания газа можно брать из табл. 7.

Методы расчета скрубберов по уравнениям массопередачи

Уравнение (4) массопередачи в скрубберах может быть представлено в дифференциальной форме:

$$dW = \beta(p_r - p_{ж})dF$$

Здесь движущая сила массопередачи выражена в виде разности парциальных давлений водяного пара в мм рт. ст. в газовой среде (p_r) и над поверхностью воды $p_{ж}$.

Для расчета удобнее пользоваться выражением движущей силы через разность влагосодержаний ($d_r - d_{ж}$), подсчитанных в килограммах пара на 1 кг сухого газа. Тогда уравнение массопередачи принимает вид

$$dW = \beta_d(d_r - d_{ж})dF$$

причем коэффициент массопередачи β_d будет иметь размерность кг/м²·час на единицу разности влагосодержаний.

Пользуясь последним уравнением и учитывая уравнения (3) и (5), можно составить уравнение теплового баланса для бесконечно малого участка поверхности насадки скруббера dF :

$$dQ = [k(t_r - t_{ж}) - r \cdot \beta_d(d_{ж} - d_r)]dF$$

Заменяя k его значением из соотношения Льюиса

$$k = \beta_d \cdot c$$

получаем

$$dQ = [\beta_d \cdot c(t_r - t_{ж}) - r \cdot \beta_d(d_{ж} - d_r)]dF$$

В соотношении Льюиса c является теплоемкостью паро-газовой смеси, а потому

$$ct + rd = I$$

где I — теплосодержание влажного газа, отнесенное к 1 кг сухого газа.

Тепло dQ , перешедшее в результате совместного тепло- и массообмена от газа к жидкости, может быть выражено как произведение весового количества газа, проходящего через скруббер (G , кг/час), на изменение теплосодержания газа на бесконечно малом участке поверхности (dI_r , ккал/кг).

Таким образом, уравнение теплового баланса может быть переписано в виде:

$$dQ = G \cdot dI_r = \beta_d (I_r - I_{ж}) dF \quad (68a)$$

Метод графического интегрирования

Представив дифференциальное уравнение теплового баланса (68a) в виде

$$dF = \frac{G}{\beta_d} \cdot \frac{dI_r}{I_r - I_{ж}}$$

и интегрируя его по высоте скруббера, получаем для поверхности насадки в скруббере выражение:

$$F = \frac{G}{\beta_d} \int_{I_{r,2}}^{I_{r,1}} \frac{dI_r}{I_r - I_{ж}} \quad (68б)$$

Отложив по оси абсцисс температуру воды в скруббере ($t_{ж}$), а по оси ординат—соответствующие значения теплосодержания влажного газа $I_{ж}$, получаем на графике рис. 41 равновесную кривую $I_{ж} = f(t_{ж})$. Значения $I_{ж}$, могут быть вычислены из уравнения $I = ct + di$ [здесь d —влажосодержание при насыщении, определяемое из уравнения (9)], а для воздуха при нормальном давлении могут быть взяты непосредственно из $I-d$ -диаграммы, на которой они выражаются точками пересечения изотерм с линией $\varphi = 100\%$.

Для построения рабочей линии переписываем уравнение теплового баланса скруббера (6) в новых обозначениях:

$$G \cdot I_{r,1} + W \cdot t_{ж,1} = G \cdot I_{r,ж} + [W - G(d_2 - d_1)] t_{ж,2} + q$$

Пренебрегая потерями тепла в окружающее пространство (q), небольшим изменением количества воды, вызванным изменением влажосодержания газа [$G(d_2 - d_1)$], получаем:

$$G \cdot I_{r,1} + W \cdot t_{ж,1} = G \cdot I_{r,2} + W \cdot t_{ж,2}$$

или

$$I_{r,1} - I_{r,2} = \frac{W}{G} (t_{ж,2} - t_{ж,1}) \quad (68в)$$

т. е. уравнение прямой линии, проведенной в координатах $I-t$ с угловым коэффициентом $\frac{W}{G}$.

Задавая температурой $t_{ж,2}$ воды, уходящей из скруббера, находим на графике рис. 41 точку A как один из концов рабочей линии. Путем прикидочных подсчетов по уравнению (68в) выби-

раем величину орошения скруббера (W , кг/час), требуемого для охлаждения газа до заданной температуры $t_{г,2}$ (этот расчет является прикидочным, так как неизвестно влажосодержание d_2 газа, уходящего из скруббера, от которого зависит $I_{г,2}$). Зная величину W , проводим на графике прямую линию из точки A с угловым коэффициентом $\frac{W}{G}$. Это и будет рабочая линия AB .

Из полученного графика находим для различных значений I_r разности рабочих и равновесных теплосодержаний $I_r - I_{ж}$, вычисляем обратные величины $\frac{1}{I_r - I_{ж}}$ и строим новый график зависимости этих величин от отложенных по оси абсцисс значений I (рис. 42). Заштрихованная площадь, ограниченная снизу—

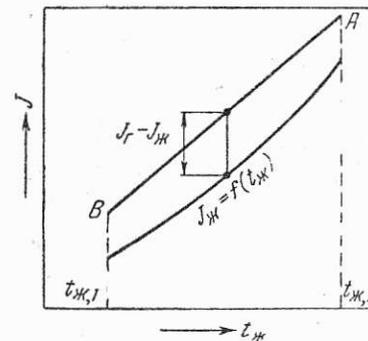


Рис. 41. График к расчету скруббера по уравнению массопередачи способом графического интегрирования.

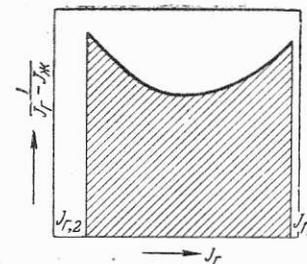


Рис. 42. Величина интеграла для уравнения (68б).

осью абсцисс, сверху—построенной кривой, справа и слева—ординатами, соответствующими начальному и конечному теплосодержаниям газа $I_{r,1}$ и $I_{r,2}$, дает величину интеграла для уравнения (68б), по которому вычисляется поверхность насадки скруббера (F).

Формулу 68б можно несколько видоизменить путем введения понятия об «единичном объеме», под которым понимается такой объем скруббера, в котором изменение теплосодержания газа равно средней разности теплосодержаний. При этом условии интеграл $\int \frac{dI_r}{I_r - I_{ж}}$ в пределах единичного объема равен единице, а поверхность насадки, соответствующая единичному объему

$$F_1 = \frac{G}{\beta_d}$$

В то же время при удельной поверхности f выбранной насадки и диаметре D скруббера поверхность, соответствующая единичному объему, составляет

$$F_1 = 0,785 D^2 \cdot h \cdot f$$

где h —высота единичного объема.

Отсюда

$$0,785 D^2 \cdot h \cdot f = \frac{G}{\beta_d}$$

и

$$h = \frac{G}{0,785 D^2 \cdot f \cdot \beta_d} \quad (69)$$

Согласно же формуле (68б) поверхность всей насадки скруббера:

$$F = 0,785 D^2 \cdot H \cdot f = \frac{G}{\beta_d} N$$

где H —полная высота скруббера, а через N обозначено числен-

ное значение $\int_{I_{г,2}}^{I_{г,1}} \frac{dI_{г}}{I_{г}-I_{ж}}$, откуда

$$H = \frac{G \cdot N}{0,785 D^2 \cdot f \cdot \beta_d} \quad (70)$$

Сопоставляя уравнения (69 и 70), заключаем, что

$$H = h \cdot N \quad (70a)$$

Величина N носит название числа единичных объемов, а высота единичного объема h определяется опытным путем.

Изложенный способ расчета насадочных скрубберов графическим интегрированием достаточно прост и нагляден. Однако широкому его использованию препятствует недостаток данных по коэффициентам массопередачи (влагопередачи) β_d .

Упрощенный аналитический метод

Расчет насадочного скруббера может быть произведен аналитическим методом, разработанным Л. Д. Берманом применительно к градирням и примененным для расчета скрубберов Ю. И. Собчуком. Этот метод заключается в совместном решении системы из трех дифференциальных уравнений—теплопередачи, массопередачи и теплового баланса. Описание полного и точного аналитического решения дано в монографии В. М. Рамма⁹. Здесь мы ограничимся изложением приближенного аналитического расчета.

Приближенный аналитический расчет скруббера может быть произведен при допущении, что теплосодержание газа, насыщенного водяными парами, зависит линейно от температуры воды в скруббере $t_{ж}$:

$$I_{ж} = a + b t_{ж}$$

Тогда на графике рис. 41 равновесная линия

$$I_{ж} = f(t_{ж})$$

будет прямой, так же как и рабочая линия

$$I_{г} = f(t_{ж})$$

При этих условиях интегрирование уравнения (68а) теплового баланса

$$dQ = \beta_d (I_{г} - I_{ж}) dF$$

по всей поверхности насадки скруббера дает зависимость

$$Q = \beta_d \cdot \Delta I_{ср} \cdot F$$

Здесь средняя разность теплосодержаний $\Delta I_{ср}$ является среднелогарифмической:

$$\Delta I_{ср} = \frac{(I_{г,1} - I_{ж,2}) - (I_{г,2} - I_{ж,1})}{2,303 \lg \frac{I_{г,1} - I_{ж,2}}{I_{г,2} - I_{ж,1}}} \quad (71)$$

Поверхность насадки скруббера может быть легко найдена из уравнения

$$F = \frac{Q}{\beta_d \cdot \Delta I_{ср}} = \frac{G (I_{г,1} - I_{г,2})}{\beta_d \cdot \Delta I_{ср}} \quad (71a)$$

Требуемое для расчета конечное теплосодержание газа $I_{г,2}$ определяется из уравнения (68в) приближенного теплового баланса, причем величина орошения скруббера W должна быть выбрана предварительно. Изменение состояния газа по ходу процесса при таком способе расчета проследить нельзя.

Коренным недостатком этого способа, кроме указанной уже выше ненадежности в определении коэффициентов массопередачи β_d , является допущение линейной зависимости теплосодержания насыщенного газа от температуры воды, что может быть принято лишь для небольших изменений температуры воды (менее 15°).

Примерный расчет охлаждения ненасыщенного газа в скруббере с хордовой насадкой

Исходные данные. Охлаждению подлежит двойной водяной газ, имеющий следующий состав (в % объемн.):

CO ₂	6	C ₂ H ₄	0,5
CO	33	H ₂	48
CH ₄	7	N ₂	5,5

По удельному весу и по теплоемкости такой газ сильно отличается от воздуха.

Параметры процесса:

Влагосодержание газа	$d_1 = 50 \text{ г/лм}^3$
Начальная температура газа	$t_1 = 250^\circ$
Конечная температура газа	$t_2 = 30^\circ$
Начальная температура охлаждающей воды	$t_n = 25^\circ$
Количество охлаждаемого газа	$V_n = 10\,000 \text{ лм}^3/\text{час}$
Давление	Нормальное

Предварительные расчеты. Средний молекулярный вес сухого газа:

$$M = \frac{6 \cdot 44 + 33 \cdot 28 + 7 \cdot 16 + 0,5 \cdot 28 + 48 \cdot 2 + 5,5 \cdot 28}{100} = 15,64$$

Газовая постоянная:

$$R = \frac{848,5}{15,64} = 54,25$$

Удельный вес газа:

$$\gamma_0 = \frac{M}{22,4} = \frac{15,64}{22,4} = 0,7 \text{ кг/нм}^3 \text{ сухого}$$

Влагосодержание исходного газа:

$$d_1 = \frac{50}{0,7} = 71,5 \text{ г/кг}$$

Средняя теплоемкость газа:

$$c = 0,01 (6 \cdot 1,965 \cdot 0,2105 + 33 \cdot 1,251 \cdot 0,2496 + 7 \cdot 0,717 \cdot 0,606 + 0,5 \cdot 1,252 \cdot 0,54 + 48 \cdot 0,09 \cdot 3,435 + 5,5 \cdot 1,254 \cdot 0,2495) = 0,3288 \text{ ккал/нм}^3 \cdot ^\circ\text{C} = 0,47 \text{ ккал/кг} \cdot ^\circ\text{C}$$

Начальное теплосодержание газа:

$$I_1 = 0,47 \cdot 250 + 0,0715 \cdot 711,5 = 168,37 \text{ ккал/кг}$$

Влагосодержание и теплосодержание охлажденного газа:

$$d_2 = \frac{31,8}{760 - 31,8} \cdot \frac{54,26}{47,1} = 50,3 \text{ г/кг}$$

$$I_2 = 0,47 \cdot 30 + 0,0503 \cdot 610,2 = 44,75 \text{ ккал/кг}$$

Весовое количество газа, проходящего через скруббер:

$$G = 0,7 \cdot 10\,000 = 7000 \text{ кг/час сухого}$$

Предварительный выбор диаметра скруббера. Количество передаваемого тепла в скруббере составляет:

$$Q = 7000 (168,37 - 44,75) = 865\,000 \text{ ккал/час}$$

Температура мокрого термометра составляет в условиях данного примера $\sim 57^\circ$; температура уходящей воды принимается 55° ; количество воды, необходимой для орошения, составляет:

$$W = \frac{865\,000}{55 - 25} = 28\,800 \text{ л/час}$$

Для скруббера выбираем хордовую насадку; $\delta = 10 \text{ мм}$; $a = 20 \text{ мм}$ и $b = 100 \text{ мм}$. Принимаем $q = 3,33 \text{ л/мин} \cdot \text{пог. м}$.

Тогда

$$l = \frac{28\,800}{60 \cdot 2 \cdot 3,33} = 72 \text{ пог. м} \quad D = \sqrt{\frac{72(0,01 + 0,02)}{0,785}} = 1,65 \text{ м}$$

Проверяем соответствие выбранного диаметра скруббера количеству проходящего газа:

$$S = 72(0,01 + 0,02) = 2,16 \text{ м}^2 \quad S_0 = 72 \cdot 0,02 = 1,44 \text{ м}^2$$

$$V_1 = \left(1 + 0,7 \frac{71,5}{0,804}\right) \frac{273 + 250}{273} \cdot 10\,000 = 20\,350 \text{ м}^3/\text{час}$$

$$V_2 = \left(1 + 0,7 \frac{50,3}{0,804}\right) \frac{273 + 30}{0,273} \cdot 10\,000 = 11\,600 \text{ м}^3/\text{час}$$

$$V = \frac{20\,350 + 11\,600}{2} = 15\,975 \text{ м}^3/\text{час}$$

$$\omega = \frac{15975}{3600 \cdot 1,44} = 3,08 \text{ м/сек} \quad \omega_0 = \frac{15975}{3600 \cdot 2,16} = 2,05 \text{ м/сек}$$

Найденные скорости допустимы для газа с малым удельным весом. Сопротивление одного метра высоты насадки составляет около 4 мм вод. ст., что также приемлемо.

Определение коэффициента теплопередачи. При испытании Жаворонковым хордовой насадки указанных размеров при охлаждении ненасыщенного воздуха был получен практический коэффициент теплопередачи $22,7 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$, причем средняя фактическая скорость воздуха составляла примерно $1,17 \text{ м/сек}$ при удельном весе воздуха около $1,1 \text{ кг/м}^3$ и удельном орошении $10 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{час}$. В рассчитываемом случае удельное орошение уже принято равным $28,8 : 2,16 = 13,3 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{час}$, т. е. не меньше, чем в опыте Жаворонкова.

Удельный вес охлаждаемого двойного водяного газа при средней температуре $\frac{250 + 30}{2} = 140^\circ$ составит:

$$\gamma_{\text{ср}} = 0,7 \frac{273}{273 + 140} = 0,462 \text{ кг/м}^3$$

Находим коэффициент теплопередачи пересчетом опытных данных Н. М. Жаворонкова. Ввиду различия удельных весов и теплоемкостей водяного газа и воздуха пересчет производим по уравнению (52), пренебрегая разницей в теплопроводности и вязкости:

$$k = k' \left(\frac{\omega \cdot \gamma}{\omega' \cdot \gamma'}\right)^{0,76} \cdot \left(\frac{c}{c'}\right)^{0,33}$$

$$k = 22,7 \left(\frac{3,08 \cdot 0,462}{1,17 \cdot 1,1}\right)^{0,76} \cdot \left(\frac{0,47}{0,24}\right)^{0,33} = 22,7 \cdot 1,08 \cdot 1,25 = 30,65 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$$

Принимается для расчета $k = 30 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$.

Аналитический расчет средней разности температур по ступеням. Разбиваем весь диапазон изменения температуры газа на 15 участков. Изменение температуры в первых семи ступенях принимаем 20° , а в последующих восьми принимаем 10° (для большей точности расчета).

Начальная разность температур в нижней части скруббера между входящим газом и вытекающей водой составляет

$$t_1 - t_k = 250 - 55 = 195^\circ$$

Пренебрегая изменением температуры воды на первом участке как небольшим по сравнению с изменением температуры газа (что будет видно из дальнейшего расчета), принимаем изменение разности температур 20° и находим

$$a_1 = \frac{20}{195} = 0,1025 \text{ общей разности}$$

Влагосодержание слоя насыщенного газа над поверхностью вытекающей воды при 55° определяется из уравнения (9):

$$d_1^{\text{нас.}} = \frac{P_n}{P - P_n} \cdot \frac{R}{47,1} = \frac{1602}{10333 - 1602} \cdot \frac{54,25}{47,1} = \\ = \frac{1602}{8731} \cdot 1,15 = 0,211 \text{ кг/кг} = 211 \text{ г/кг}$$

При влагосодержании поступающего газа $d_1 = 71,5 \text{ г/кг}$ направление массопередачи на первой ступени будет от воды к газу, т. е. будет происходить испарение воды. Начальная разность влагосодержаний составит

$$d_1^{\text{нас.}} - d_1 = 211 - 71,5 = 139,5 \text{ г/кг}$$

а изменение ее на первой ступени:

$$\Delta d_1 = 139,5 \cdot 0,1025 = 14,3 \text{ г/кг}$$

В конце первой ступени газ имеет следующие параметры:

$$t_1 = 250 - 20 = 230^\circ \quad d_1 = 71,5 + 14,3 = 85,8 \text{ г/кг}$$

$$I_1 = 0,47 \cdot 230 + 0,0858(595 + 0,46 \cdot 230) = 168,2 \text{ ккал/кг}$$

Температура воды в конце первой ступени, подсчитанная из уравнения (61), составит:

$$t_1^{\text{в}} = \frac{t_k - \frac{G}{W}(I_1 - I_1)}{1 + \frac{G}{W}(d_1 - d_1)} = \frac{55 - \frac{7000}{28800}(168,3 - 168,2)}{1 + \frac{7000}{28800}(0,0858 - 0,0715)} = 54,6^\circ$$

Средняя разность температур в первой ступени между газом и водой

$$\Delta t_1 = \frac{250 + 230}{2} - \frac{55 + 54,6}{2} = 185,2^\circ$$

а разность температур в конце первой ступени

$$230 - 54,6 = 175,4^\circ$$

Для второй ступени изменение разности температур составит:

$$a_{II} = \frac{20}{175,4} = 0,114 \text{ общей разности}$$

Влагосодержание насыщенного газа над водой при ее температуре $54,6^\circ$ определяется аналогично первой ступени:

$$d_{II}^{\text{нас.}} = \frac{1572}{8762} \cdot 1,15 = 0,2065 \text{ кг/кг} = 206,5 \text{ г/кг}$$

При влагосодержании газа в начале второй ступени $85,8 \text{ г/кг}$ на этом участке также будет идти испарение воды. Разность влагосодержаний составляет в начале ступени

$$d_{II}^{\text{нас.}} - d_1 = 206,5 - 85,8 = 120,7 \text{ г/кг}$$

а изменение ее во второй ступени:

$$120,7 \cdot 0,114 = 13,75 \text{ г/кг}$$

В конце второй ступени газ имеет следующие параметры:

$$t_{II} = 230 - 20 = 210^\circ \quad d_{II} = 85,8 + 13,75 = 99,55 \text{ г/кг}$$

$$I_{II} = 0,47 \cdot 210 + 0,09955(595 + 0,46 \cdot 210) = \\ = 98,7 + 68,8 = 167,5 \text{ ккал/кг}$$

Температура воды в конце ступени:

$$t_{II}^{\text{в}} = \frac{54,6 - 0,243(168,2 - 167,5)}{1 + 0,243(0,09955 - 0,0858)} = 54,2^\circ$$

Средняя разность температур во второй ступени между газом и водой

$$\Delta t_{II} = \frac{230 + 210}{2} - \frac{54,6 + 54,2}{2} = 165,6^\circ$$

в конце второй ступени

$$210 - 54,2 = 155,8^\circ$$

Последующие ступени рассчитываются аналогичным образом; результаты расчетов сведены в табл. 9.

Найденная таким способом средняя разность температур для всего процесса составляет

$$\Delta t = \frac{1}{0,022619} = 44,2^\circ$$

в то время как обычный способ нахождения средней разности температур в теплообменном аппарате дал бы

$$\Delta t = \frac{(250 - 55) - (30 - 25)}{2,303 \lg \frac{250 - 55}{30 - 25}} = 52^\circ$$

т. е. завышенное значение.

Определение поверхности насадки и высоты скруббера. Определяем поверхность насадки:

$$F = \frac{865000}{30 \cdot 44,2} = 653 \text{ м}^2 \quad f = 2 \cdot 0,1 \cdot 72 = 14,4 \text{ м}^2/\text{ряд}$$

Число рядов (кругов) насадки:

$$n = \frac{653}{14,4} = 45$$

Аналитический расчет средней разности температур в скруббере по ступеням

Таблица 9

Ступени	Относительное изменение разности температур в ступени	Влагодержание насыщенного газа у поверхности воды g/m^3	Направление массопередачи	Разность влагодержания в начальной ступени g/kg	Изменная разность влагодержания в ступени g/kg	Температура $^{\circ}C$	Состояние газа в конце ступени			Температура воды в конце ступени $^{\circ}C$	Разность температур, $^{\circ}C$		b	$\frac{b}{\Delta t}$
							влагодережание g/kg	температура $^{\circ}C$	температура $^{\circ}C$		в начале ступени	в конце ступени		
I	0,1025	211,0	Испарение	139,5	14,3	230	85,8	168,2	54,6	175,4	185,2	0,0910	0,000491	
II	0,114	206,5	»	120,7	13,75	210	99,55	167,5	54,2	152,8	165,6	0,0910	0,000550	
III	0,128	202,0	»	102,45	13,1	190	112,65	166,0	53,7	136,3	146,0	0,0910	0,000623	
IV	0,147	196,0	»	83,35	12,2	170	124,85	163,9	53,0	117,0	126,6	0,0910	0,000719	
V	0,170	188,5	»	63,6	10,8	150	134,65	160,5	52,0	98,0	107,5	0,0910	0,000847	
VI	0,204	178,0	»	42,35	8,6	130	144,25	155,6	50,7	79,3	88,6	0,0910	0,001027	
VII	0,252	165,2	»	21,0	5,3	110	149,55	148,3	48,8	61,2	70,2	0,0910	0,001296	
VIII	0,163	148,6	Начало конденсации	-0,95	-0,15	100	149,4	142,8	47,5	52,5	56,8	0,0455	0,000802	
IX	0,190	138,4	Конденсация из пограничного слоя	-11,0	-2,1	90	147,3	135,95	45,9	44,1	48,3	0,0455	0,000942	
X	0,227	126,0	»	-21,3	-4,8	80	142,5	127,6	44,0	36,0	45,0	0,0455	0,001010	
XI	0,278	113,2	»	-29,3	-8,2	70	134,3	117,1	41,5	28,5	42,7	0,0455	0,001065	
XII	0,350	98,0	»	-36,3	-12,7	60	121,6	103,9	38,4	21,6	40,0	0,0455	0,001137	
XIII	0,463	82,0	»	-39,6	-18,3	50	103,3	87,5	34,6	15,4	18,5	0,0455	0,002460	
XIV	0,650	66,0	»	-37,3	-24,2	40	79,1	67,3	29,9	10,1	12,7	0,0455	0,003580	
XV	0,500	49,8	Конденсация во всем объеме газа	-29,3	-14,7	30	50,3*	44,75	25,0	5,0	7,5	0,0455	0,006070	

$$t_1 - t_2 = 250 - 30 = 230^{\circ}$$

$$\Sigma \frac{b}{\Delta t} = 0,022619$$

* По ходу расчета изменений разности влагодержания газа на выходе его из скруббера должно было составить 64,4 г/кг газа; но максимальные возможные влагодержание газа при температуре 30° составляет при насыщении 60,3 г/кг. Полученную разницу следует отнести за счет неточности соотношения Льюиса

Учитывая возможность колебания режима работы скруббера, следует установить два яруса насадки по 25 рядов или три яруса по 18 рядов. Общая высота насадки составит (при высоте крайних досок 110 мм):

$$0,11 \cdot 50 = 5,5 \text{ м или } 0,11 \cdot 54 = 5,94 \text{ м}$$

Примерный расчет скруббера с низким отношением вода : газ

Исходные данные. Охлаждается 10 000 $nm^3/час$ дымовых газов с начальной температурой 200°, влажностью 40 g/nm^3 , удельным весом 1,32 kg/nm^3 и теплоемкостью 0,32 $ккал/nm^3 \cdot ^{\circ}C$; на скруббер с хордовой насадкой подается 10 000 $л/час$ воды с начальной температурой 25°.

Аналитический расчет

1. Путем подбора определяем из уравнения (8) $t_k = t_m$ и соответствующее d_m , для чего задаемся температурой предельного нагрева воды $t_k = t_m = 52^{\circ}$.

Влагодержание газа при 52° по уравнению (9):

$$d_m = \frac{0,805 \cdot 1385}{10333 - 1385} = 0,1246 \text{ кг/нм}^3 = 124,6 \text{ г/нм}^3$$

Подставляем значения t_m и d_m в уравнение (8):

$$\begin{aligned} 0,32 \cdot 52 + 0,1246 (595 + 0,46 \cdot 52) = \\ = 0,32 \cdot 200 + 0,04 (595 + 0,46 \cdot 200) + 52 (0,1246 - 0,04) \\ 93,3 \neq 95,7 \end{aligned}$$

Задаемся $t_k = 53^{\circ}$; тогда

$$d_m = \frac{0,805 \cdot 1455}{10333 - 1455} = 0,1320 \text{ кг/нм}^3$$

Подставляем эти значения t_k и d_m в уравнение (8):

$$\begin{aligned} 0,32 \cdot 53 + 0,132 (595 + 0,46 \cdot 53) = 91,3 + 53 (0,132 - 0,04) \\ 98,3 \neq 96,2 \end{aligned}$$

Принимаем:

$$\begin{aligned} t_k = 52,5^{\circ} \\ d_m = \frac{0,1246 + 0,132}{2} = 0,1280 \text{ кг/нм}^3 \\ I_m = \frac{98,3 + 93,3}{2} = 95,8 \text{ ккал/нм}^3 \end{aligned}$$

Задаемся конечной температурой газа $t_2 = 45^{\circ}$ и определяем:

$$d_2 = \frac{0,805 \cdot 974}{10333 - 974} = 0,0837 \text{ кг/нм}^3$$

подставляя эти значения в уравнение (66а), находим:

$$10\,000 \cdot 91,3 + 10\,000 \cdot 25 = 10\,000 [0,32 \cdot 45 + \\ + 0,0837 (595 + 0,46 \cdot 45)] + [10\,000 - 10\,000 (0,0837 - 0,04)] \cdot 52,5 \\ 116,8 \approx 116,1$$

При конечной температуре 45° теплосодержание составит:

$$I_2 = 65,9 \text{ ккал/м}^3$$

II. Выбираем диаметр скруббера:

$$q = 2 \text{ л/пог. м} \cdot \text{мин.}; a = 40 \text{ мм}; \delta = 10 \text{ мм};$$

$$l = \frac{10\,000}{60 \cdot 2 \cdot 2} = 41,7 \text{ м/ряд}$$

$$D = \sqrt{\frac{41,7(0,04 + 0,01)}{0,785}} = 1,63 \text{ м} = 1630 \text{ мм}$$

III. Находим объемы пропускаемого газа. Площадь сечения:

$$S = 0,785 \cdot 1,65^2 = 2,14 \text{ м}^2 \quad S_0 = 2,14 \frac{40}{40 + 10} = 1,71 \text{ м}^2$$

Объем газа при входе в скруббер:

$$V_1 = 10\,000 \left(1 + \frac{0,04}{0,804}\right) \frac{273 + 200}{273} = 18\,200 \text{ м}^3/\text{час}$$

Объем газа при достижении им температуры насыщения:

$$V_m = 10\,000 \left(1 + \frac{0,128}{0,804}\right) \frac{273 + 52,5}{273} = 13\,800 \text{ м}^3/\text{час}$$

IV. Рассчитываем первую стадию охлаждения газа:

$$Q_1 = 10\,000 (0,32 + 0,04 \cdot 0,46) (200 - 52,5) = 500\,000 \text{ ккал/час}$$

Коэффициент теплопередачи в первой стадии охлаждения газа, где температура воды постоянна, находим из уравнения (50):

$$Ki = (4 + 0,0158 Re) Pr^{0,33}$$

Для этой стадии охлаждения газа:

$$t_{\text{ср.}} = \frac{200 + 52,5}{2} = 126^\circ \quad \gamma_{\text{газ}} = 1,32 \frac{273}{273 + 126} = 0,9 \text{ кг/м}^3$$

$$\varphi = \frac{40}{40 + 10} = 0,8 \quad f = 40 \text{ м}^2/\text{м}^3 \text{ (табл. 2)}$$

$$d_3 = \frac{4\varphi}{f} = \frac{4 \cdot 0,8}{40} = 0,08$$

Коэффициенты теплопроводности и вязкости газа берутся по воздуху при 126° :

$$\lambda = 0,0277 \text{ ккал/м} \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{С} \text{ и } \mu = 2,34 \cdot 10^{-6} \text{ кг} \cdot \text{сек/м}^2$$

Средняя скорость газа на полное сечение скруббера:

$$\omega_0 = \frac{18\,200 + 13\,800}{2 \cdot 3600 \cdot 2,14} = 2,08 \text{ м/сек}$$

$$Re = \frac{d_3 \cdot \omega_0 \cdot \gamma_{\text{газ}}}{\varphi \cdot \mu \cdot g} = \frac{0,08 \cdot 2,08 \cdot 0,9}{0,8 \cdot 2,34 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81} = 8150$$

$$Pr = 0,722; Pr^{0,33} = 0,897$$

$$Ki = (4 + 0,0158 \cdot 8150) 0,897 = 119 = \frac{k \cdot d_3}{\lambda}$$

$$k = 119 \frac{\lambda}{d_3} = 119 \frac{0,0277}{0,08} = 41,2 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{С}$$

Средняя температура газа в первой стадии охлаждения:

$$t_{\text{ср.}} = \frac{200 - 52,5}{2,303 \lg \frac{200}{52,5}} = 110,5^\circ$$

Отсюда:

$$\Delta t_1 = 110,5 - 52,5 = 58^\circ \quad F_1 = \frac{500\,000}{41,2 \cdot 58} = 210 \text{ м}^2$$

V. Рассчитываем вторую стадию охлаждения газа. Условная скорость газа при нормальных условиях:

$$\omega_0 = \frac{10\,000}{3600 \cdot 2,14} = 1,3 \text{ м/сек}$$

По формуле Таганова (55)

$$k'_2 = 0,93 \cdot 104 (1,006 \cdot 1,3 - 0,0946) - 0,3 (55,1 \cdot 1,2 - 34,4) = \\ = 106,2 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{С}$$

а с поправкой по уравнению (58) на принятую конструкцию (плотность) насадки:

$$k_2 = k'_2 \left(\frac{f \cdot \varphi'}{f' \cdot \varphi}\right)^{0,3} = 106,2 \left(\frac{40 \cdot 0,67}{53,5 \cdot 0,8}\right)^{0,3} = 92,5 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{С}$$

Средняя температура газа:

$$\frac{52,5 + 45}{2} = 48,75^\circ$$

Средняя температура воды:

$$\frac{25 + 52,5}{2} = 37,25^\circ$$

Тогда:

$$\Delta t_2 = 48,75 - 37,25 = 10^\circ$$

$$Q_2 = 10\,000 (95,8 - 65,9) = 299\,000 \text{ ккал/час}$$

$$F_2 = \frac{299\,000}{92,5 \cdot 10} = 324 \text{ м}^2$$

VI. Находим общую поверхность насадки:

$$F = 210 + 324 = 534 \text{ м}^2$$

$$f = 2 \cdot 0,1 \cdot 41,7 = 8,34 \text{ м}^2/\text{ряд}$$

$$z = \frac{534}{8,34} = 64 \text{ ряда}$$

Укладываются три яруса насадки по 22 ряда.

Графический расчет

Первая стадия охлаждения. Для воздуха начальное весовое влагосодержание (d_1) по заданному объемному влагосодержанию составляло бы $40 : 1,293 = 31 \text{ г/кг}$.

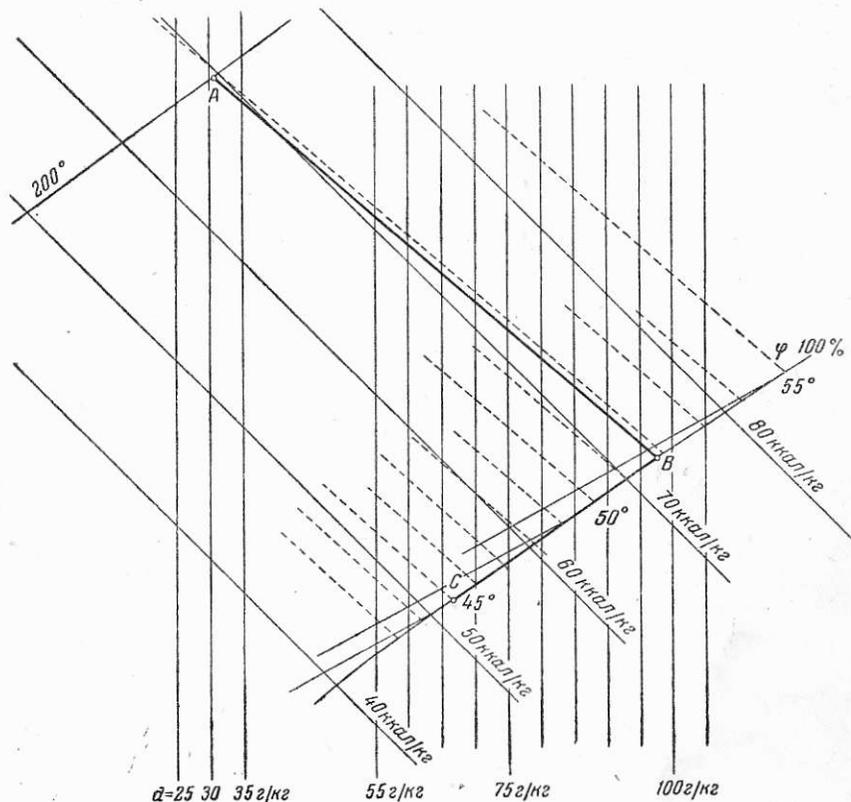


Рис. 43. График к примерному расчету скруббера с насадкой.

На $I-d$ -диаграмме Рамзина (рис. 43) по параметрам $t_1 = 200^\circ$ и $d_1 = 31 \text{ г/кг}$ находим точку A , которой соответствует теплосодержание $I_1 = 69,6 \text{ ккал/кг}$. Проводим на диаграмме линию AB , параллельно ближайшей линии температур мокрого термометра

(пунктирные линии диаграммы) до пересечения с линией $\varphi = 100\%$. Параметры точки B на диаграмме:

$$t_m \approx 52^\circ; \quad d_m = 98 \text{ г/кг}; \quad I_m = 73,2 \text{ ккал/кг}$$

Объемные параметры для расчета охлаждения дымового газа получим умножением найденных весовых параметров воздуха на 1,293:

$$\begin{aligned} d_1 &= 40 \text{ г/нм}^3 & d_m &= 126,8 \text{ г/нм}^3 \\ I_1 &= 90 \text{ ккал/нм}^3 & I_m &= 94,7 \text{ ккал/нм}^3 \end{aligned}$$

В аналитическом расчете эти параметры имели следующие значения:

$$\begin{aligned} t_m &= 52,5^\circ & d_m &= 128 \text{ г/нм}^3 \\ I_1 &= 93,3 \text{ ккал/нм}^3 & I_m &= 95,8 \text{ ккал/нм}^3 \end{aligned}$$

Расхождения оказались порядка 1—1,5%, т. е. вполне допустимые в технических расчетах. Еще меньше расхождение в количестве передаваемого тепла на первой стадии охлаждения ($\sim 0,35\%$), а следовательно, и в расчетной поверхности насадки.

Вторая стадия охлаждения. Задаемся конечной температурой газа $t_2 = 45^\circ$ и находим из $I-d$ -диаграммы (точка C на рис. 43) значения $d_2 = 66,5 \text{ г/кг}$, $I_2 = 52 \text{ ккал/кг}$. После пересчета найденных значений на 1 нм^3 газа путем умножения на 1,293 ($d_2 = 86 \text{ г/нм}^3$; $I_2 = 67,3 \text{ ккал/нм}^3$), подставляем их в уравнение (66):

$$\begin{aligned} &10\,000 \cdot 91,3 + 10\,000 \cdot 25 = \\ &= 10\,000 \cdot 67,3 + 10\,000 - 10\,000 (0,086 - 0,04) 52 \\ &116,3 \approx 116,9 \end{aligned}$$

Конечная температура газа, найденная графическим методом, оказалась такой же, как и при аналитическом расчете.

Количество передаваемого тепла во второй зоне скруббера при графическом расчете составит

$$Q_2 = 10\,000 (94,7 - 67,3) = 274\,000 \text{ ккал/час}$$

вместо 299 000 ккал/час по аналитическому расчету, т. е. будет занижено на 8,3%. Здесь расхождение уже довольно существенное, и поэтому графическим расчетом следует пользоваться с осторожностью, лишь для облегчения предварительных подсчетов. К тому же пользование $I-d$ -диаграммой для расчета второй стадии охлаждения газа меньше сокращает вычисления по сравнению с расчетом первой стадии, поскольку необходимость сводить пробные балансы все равно остается.

Если производить графический расчет по данным этого же примера, пользуясь составленной автором $I-d$ -диаграммой объемных влаго- и теплосодержаний (см. стр. 79 и Приложение), то параметры первой стадии процесса, найденные непосредственно по диаграмме, без пересчетов, окажутся:

$$\begin{aligned} t_m &= 52,4^\circ & d_m &= 128,5 \text{ г/нм}^3 \\ I_1 &= 91,3 \text{ ккал/нм}^3 & I_m &= 96,0 \text{ ккал/нм}^3 \end{aligned}$$

т. е. почти не отличаются от найденных при аналитическом расчете.

Приближенный расчет

Начальное объемное теплосодержание газа

$$I_1 = 0,32 \cdot 200 + 0,04 (595 + 0,46 \cdot 200) = 91,3 \text{ ккал/нм}^3$$

соответствует, по табл. 7, теплосодержанию насыщенного газа при 51° .

При приближенном расчете количество передаваемого тепла в первой стадии охлаждения получается на 1% больше, чем при точном расчете.

Подбор конечных параметров газа с помощью табл. 7 дает:

$$t_2 = 45^\circ; d_2 = 84,1 \text{ г/нм}^3; I_2 = 68,02 \text{ ккал/нм}^3$$

Подстановка этих величин в уравнение теплового баланса дает хорошую сходимость:

$$\begin{aligned} & 10\,000 \cdot 91,3 + 10\,000 \cdot 25 = \\ & = 10\,000 \cdot 68,2 + 10\,000 - 10\,000 (0,0841 - 0,04) \cdot 51 \\ & \quad 116,8 \approx 116,77 \end{aligned}$$

Количество тепла, передаваемого на второй стадии охлаждения газа, составит:

$$Q_2 = 10\,000 (91,3 - 68,02) = 232\,800 \text{ ккал/час}$$

На этой стадии охлаждения расхождение с точным аналитическим расчетом весьма значительно—приближенный расчет дает величину, на 22% меньшую, чем точный аналитический расчет. Такое расхождение не покрывается увеличением поверхности против подсчитанной теоретически, которое обычно принимают при расчетах.

Таким образом, пользование этим самым быстрым способом расчета двухступенчатого охлаждения газа в скрубберах допустимо лишь для предварительных прикидочных подсчетов.

ГЛАВА IV

ЭКСПЛУАТАЦИЯ НАСАДОЧНЫХ СКРУББЕРОВ

Анализ работы насадочных скрубберов

Рассмотрим прежде всего связь между скоростью газа в скруббере и эксплуатационными расходами на охлаждение газа. Ясно, что чем выше будет принята при проектировании скорость газа, тем меньше будет диаметр скруббера и меньше металла потребуются на изготовление его оболочки. Одновременно уменьшается требуемая поверхность насадки (так как коэффициенты теплопередачи возрастают с увеличением скорости газа), но возрастает сопротивление скруббера, т. е. увеличивается расход энергии на протягивание газа через скруббер.

В помещенной ниже табл. 10 продолжен и расширен приведенный на стр. 89—95 расчет скруббера для охлаждения $10\,000 \text{ нм}^3/\text{час}$ двойного водяного газа, а также даны еще два сравнительных расчета охлаждения того же количества газа при большей и меньшей скорости его прохождения через скруббер. В таблице приведены только окончательные результаты подсчетов.

При подсчетах приняты следующие основные условия:

1. При определении высоты скруббера зазоры между рядами насадки по вертикали приняты 10 мм, промежутки между ярусами по 800 мм, пространство под насадкой 1500 мм и над насадкой 1000 мм.

2. Высота подъема охлаждающей воды (напор насоса) принята равной полной высоте скруббера с добавлением 5 м на разбрызгивание воды брызгалом и 10% на сопротивление трубопроводов; к. п. д. насоса принят 0,6.

3. Мощность, затрачиваемая на продвижение газа через скруббер, подсчитана при к. п. д. газодувки 0,5 и рабочем объеме газа $11\,600 \text{ м}^3/\text{час}$ (с учетом температуры 30° и объема водяных паров); сопротивление 1 м высоты насадки взято по рис. 35 с экстраполированием в область более высоких скоростей газа и с учетом различия удельных весов воздуха при 20° (1,2) и водяного газа при средней рабочей температуре (0,462).

4. Вес металла подсчитан при толщине листа 10 мм; относительная стоимость монтажа скрубберов—исходя из практического соотношения стоимости тонны металлоконструкций к стоимости кубометра древесины насадки 5 : 1; амортизация принята для корпуса скруббера 10 лет, а для насадки 5 лет.

Таблица 10

Данные сравнительного расчета скруббера при разной интенсивности орошения

Показатели	Удельное орошение насадки л/мин·пог.м		
	2,00	3,33	5,00
Суммарная длина досок в одном ряду, м	120	72	48
Диаметр скруббера, мм	2150	1650	1350
Свободное сечение для прохождения газа, м	2,40	1,44	0,93
Средняя условная скорость газа в скруббере (в расчете на полное сечение), м/сек.	1,23	2,05	3,08
Средняя фактическая скорость газа, м/сек.	1,85	3,08	4,62
Коэффициент теплопередачи, ккал/м ² ·час·°С	20,80	30,65	41,70
Общая поверхность насадки, м ²	940	653	470
Поверхность одного ряда насадки, м ²	24,0	14,4	9,6
Число рядов насадки (с запасом 10%)	44	50	54
Суммарная высота насадки, м	4,84	5,50	5,94
Число ярусов насадки	2	2	3
Полная высота скруббера (до уровня ввода воды), м	8,14	8,80	10,04
Напор водяного насоса, м вод. ст.	14,50	15,20	16,55
Сопротивление 1 м высоты насадки, мм вод. ст.	1,8	4,0	8,0
Полное сопротивление насадки, мм вод. ст.	8,7	22,0	47,5
Затрата мощности на подачу воды, квт	1,90	2,00	2,17
Затрата мощности на продвижение газа через насадку, квт	0,55	1,40	3,00
Общая затрата мощности, квт	2,45	3,40	5,17
Вес металла, т	6,2	5,0	4,5
Объем древесины в насадке, м ³	5,3	3,6	2,6
Относительная стоимость изготовления и монтажа скруббера (по среднему практическому соотношению стоимостей тонны металла и кубометра насадки в готовых аппаратах), условные единицы	1,27	1,00	0,88
Относительная доля амортизации на 1 час работы скрубберов, условные единицы	1,27	1,00	0,88
Стоимость энергии на 1 час работы, условные единицы	1,32	1,84	2,82
Всего эксплуатационных расходов (без стоимости обслуживания), условные единицы	2,59	2,84	3,69

Как видно из табл. 10, скруббер работает тем экономичнее, чем меньше скорость газа. Поэтому, если при проектировании скрубберных установок нет каких-либо специфических местных

ограничений (например, в отношении площади помещения, монтажного веса) и не предъявляются дополнительных технических требований (например, хорошее пылеулавливание), то следует выбирать диаметр скруббера, соответствующий наименьшему допустимому удельному орошению выбранной насадки найденным из теплового баланса количеством жидкости. Данная рекомендация не относится к скрубберам, работающим под давлением.

Скрубберы с насадкой обладают замечательным свойством — справляться с довольно значительной перегрузкой по газу против проектной: если увеличить количество подаваемого газа, то увеличив количество охлаждающей воды, можно достичь той же температуры охлажденного газа, что и без перегрузки. Предел перегрузки ограничивается возрастающим сопротивлением скруббера прохождению газа и началом затопления насадки.

Указанное свойство скрубберов с насадкой объясняется тем, что коэффициенты теплопередачи растут с увеличением скорости газа в скруббере, и поэтому при увеличении объема проходящего газа поверхность насадки продолжает оставаться достаточной.

Таблица 11

Данные сравнительного расчета скруббера при различной нагрузке по газу

Показатели	Объем охлаждаемого газа, нл ³ /час			
	10 000	12 000	15 000	18 000
Количество охлаждающей воды (при одинаковом температурном режиме), л/час	28 800	34 600	43 200	52 800
Удельное орошение насадки, л/мин·пог.м	3,33	4	5	6
Количество передаваемого тепла, ккал/час	865 000	1 050 000	1 300 000	1 560 000
Средний рабочий объем газа, м ³ /час	15 975	19 200	24 000	28 800
Средняя фактическая скорость газа, м/сек	3,08	3,70	4,60	5,55
Коэффициент теплопередачи, ккал/м ² ·час·°С	30,65	35,2	41,7	49,6
Требуемая поверхность насадки, м ²	653	670	706	713

В табл. 11 приведены показатели работы скруббера для охлаждения двойного водяного газа при перегрузке против расчетной в 120, 150 и 180%. Следует отметить, что при перегрузке в 180% от проектной сопротивление скруббера прохождению газа возрастает примерно в три раза.

Способность насадочных скрубберов работать нормально при перегрузке подтверждается производственными испытаниями.

Производственные данные о работе насадочных скрубберов

Вопросам эксплуатации скрубберов посвящены многочисленные работы. Однако, к сожалению, содержащиеся в них данные по большей части недостаточно полны и не позволяют дать оценку работы скруббера как теплообменника или произвести поверочные расчеты. Чаще всего недостает каких-либо данных о входящих и выходящих материальных потоках или не приводится полная характеристика насадки. Поэтому мы вынуждены ограничиться лишь несколькими примерами, дающими представление о фактических размерах скрубберов и их насадки, количестве охлаждаемого в них газа и температурных пределах охлаждения.

Пример 1. Охлаждение доменного газа, поступающего в электрофилтры, в скрубберах с хордовой насадкой. Скруббер имеет конструкцию, изображенную на рис. 3 (стр. 18). Общая поверхность насадки 4525 м².

Характеристика насадки:

первый ярус: 15 рядов досок толщиной 13 мм, шириной 140 мм с зазором 80 мм; длина досок в одном ряду $l=140$ пог. м, поверхность ряда $f=40$ м², свободное сечение 86%.

второй ярус: 15 рядов досок таких же размеров с зазором 60 мм, $l=182$ пог. м, $f=51$ м², свободное сечение 82%.

третий и четвертый ярусы: в сумме 28 рядов с зазором 20 мм, $l=403$ пог. м, $f=113$ м², свободное сечение 60,7%.

Скруббер рассчитан на прохождение при небольшом избыточном давлении (порядка 600 мм вод. ст.) 40 000 нм³/час доменного газа, охлаждаемого от 250 до 35° циркулирующей в цикле водой, поступающей с температурой 20° и вытекающей при 45—50°. Начальное влагосодержание газа по расчету 75 г/нм³.

Данные П. С. Хомутинникова об испытании скруббера при разной нагрузке представлены в табл. 12. Эти данные подтверждают способность скрубберов работать при перегрузке.

Таблица 12

Данные испытаний скруббера с хордовой насадкой поверхностью 4525 м² на доменном газе (расход воды 160 м³/час)

№ опыта	Производительность скруббера нм ³ /час	Сопротивление скруббера (вместе с электрофилтром) мм вод. ст.	Температура газа, °С		Температура воды, °С	
			на входе	на выходе	на входе	на выходе
1	31 000	—	190	30	25	39
2	41 000	100	195	30	25	45
3	50 000	130	195	30	25	50
4	60 000	200	210	30	25	55

Примечание. Замеры производились по заводским контрольно-измерительным приборам.

Данные П. С. Хомутинникова обработаны автором с расчетом процесса теплопередачи по $l-d$ -диаграмме (табл. 13).

Таблица 13

Характеристика работы скруббера с хордовой насадкой при разном количестве охлаждаемого газа

№ опыта (по табл. 12)	Количество тепла, полученного водой, тыс. ккал/час	Средняя разность температуры °С	Средний фактический коэффициент теплопередачи ккал/м ² ·час·°С	Характер массопередачи
1	2240	45,5	10,9	Конденсация водяного пара с самого начала охлаждения газа
2	3200	44,0	16,1	До температуры газа 195—170° небольшое испарение воды, затем конденсация водяного пара
3	4000	39,1	22,6	До температуры газа 120—130° испарение, затем конденсация
4	4960	34,9	31,4	До температуры газа ~ 90° испарение, затем конденсация

Пример 2. Охлаждение доменного газа под давлением в скруббере, частично заполненном хордовой насадкой. Диаметр скруббера 6500 мм, высота 15,5 м. Общая поверхность насадки 2400 м².

Характеристика насадки: доски 100×13 мм, всего 30 рядов, из которых 10 рядов с зазором 100 мм, 10 рядов—75 мм и остальные 10 рядов—55 мм.

Под насадкой в данном скруббере имелось свободное пространство высотой 10 800 мм. Соответствующий свободный объем (~350 м³) использовался для теплопередачи от газа к струям и каплям воды, стекающей с насадки.

Данные испытания скруббера:

Расход газа, нм ³ /час	213 000
Температура газа, °С	
на входе	262
на выходе	52
Избыточное давление газа, мм вод. ст.	
на входе	6 130
на выходе	5 870
Подача воды в скруббер, м ³ /час	461
Температура воды, °С	
поступающей	30
вытекающей	62

Влагосодержание входящего газа не замерялось, но согласно обычным данным анализов может быть принято ~70 г/нм³.

Пример 3. Охлаждение печного сернистого газа в скруббере с насадкой из керамических колец 25×25 мм, уложенных в один ярус. Внутренний диаметр скруббера (по насадке) 2050 и 2324 мм, высота насадки 5800 мм. Конструкция по рис. 5 (стр. 20).

В скруббере охлаждался газ, содержащий 13,3% объемн. SO_2 на входе в скруббер и 12,3% SO_2 на выходе из него (газ получался от сжигания 17,5 т/сутки серы).

Средний объем газа определяется следующим расчетом: среднее содержание SO_2 в скруббере

$$(13,3 + 12,3) : 2 = 12,8\%$$

средний объем газа

$$\frac{17,5 \cdot 1000 \cdot 2 \cdot 22,4 \cdot 100}{24 \cdot 64 \cdot 12,8} = 4000 \text{ нм}^3/\text{час}$$

Газ поступал в скруббер после предварительного охлаждения в полом скруббере.

Режим работы скруббера (средние показатели):

Температура газа, °С	
до скруббера	293
после скруббера	45
Температура воды, °С	
на входе	14
на выходе	53

Расход воды замерить не удалось. Сопротивление скруббера вместе с участками относящихся к нему газоходов в среднем составляло 47 мм вод. ст.

Пример 4. Охлаждение газа от газификации торфа в трехступенчатом скруббере с насадкой из керамических колец 70×70 мм. Конструкция скруббера изображена на рис. 4 (стр. 19), высота насадки 2500 мм в каждой ступени.

В скруббере диаметром 4,5 м охлаждалось $16\,300 \text{ нм}^3/\text{час}$ сухого газа, а в таком же скруббере диаметром 5,5 м охлаждалось $26\,200 \text{ нм}^3/\text{час}$ сухого газа.

Режим работы скруббера (средние показатели):

Температура газа, °С	
на входе в горячую ступень	72—75
на выходе из холодной ступени	30
Температура поступающей воды, °С	
в холодную ступень	23—25
в горячую ступень	42—48
Температура выходящей воды, °С	
из горячей ступени	60—62
из воздушной ступени	50—52
Температура воздуха, °С	
на входе в воздушную ступень	15—20
на выходе из воздушной ступени	55
Начальное влагосодержание газа, г/нм ³	400

На основании полученных данных приняты следующие нормы для расчета трехступенчатых скрубберов описанного типа: газовая нагрузка 1800—2000 $\text{м}^3/\text{час}$ рабочего газа на 1 м^2 поперечного сечения скруббера; поверхность насадки для газовых ступеней 250 м^2 на $1000 \text{ нм}^3/\text{час}$ газа. Пользование такими упрощенными нормами, конечно, сильно облегчает расчет, однако не может быть ни в коем случае распространено дальше узких условий опыта с трехступенчатыми скрубберами, т. е. возможно при охлаждении газа с высокой точкой росы и сравнительно низкой начальной температурой.

Пылеулавливание и газоочистка в насадочных скрубберах

Насадочные скрубберы являются сравнительно эффективными аппаратами газоочистки, которая протекает в них одновременно с охлаждением газа. Недостатком газоочистки в скрубберах является смешивание улавливаемого продукта с водой или другой орошающей жидкостью, из которой в дальнейшем его нужно извлекать. Поэтому скрубберы применяются специально в качестве газоочистителей преимущественно тогда, когда улавливаемый из аэрозоля продукт является отбросом.

На степень улавливания пыли в скрубберах влияют следующие факторы:

1. Скорость газа в скруббере: степень улавливания возрастает вместе со скоростью газа.
2. Интенсивность орошения скруббера: с повышением интенсивности орошения улавливание улучшается.
3. Вид насадки: степень улавливания тем больше, чем большая турбулентность газового потока создается в насадке (например, в хордовой насадке при укладке накрест улавливание лучше, чем при параллельной укладке досок).
4. Режим охлаждения газа: при конденсации паров в скруббере улавливание улучшается.
5. Характер и физические свойства пыли: несмачивающаяся пыль плохо улавливается в скрубберах.
6. Размер частиц аэрозоля: чем мельче частицы, тем хуже они поглощаются жидкостью.
7. Содержание пыли в газе: чем больше содержание пыли, тем больше степень ее улавливания.

Зависимость степени улавливания доменной пыли от скорости газа²⁷ в скруббере диаметром 6000 мм с хордовой насадкой высотой 6300 мм представлена на рис. 44.

Эта зависимость была учтена при проектировании скрубберов с хордовой насадкой из четырех ярусов по 16 рядов досок в каждом. При производительности скруббера $40\,000 \text{ нм}^3/\text{час}$ диаметр его был уменьшен с 5800 до 4200 мм, а при производительности $80\,000 \text{ нм}^3/\text{час}$ — с 8200 до 5800 мм. В обоих случаях конечная запыленность газа после промывки в скруббере понизилась с $0,6—1,0 \text{ г}/\text{нм}^3$ до $0,3—0,05 \text{ г}/\text{нм}^3$.

Представляют интерес также данные о зависимости пылеулавливания от газовой нагрузки в скруббере конструкции Цшокке

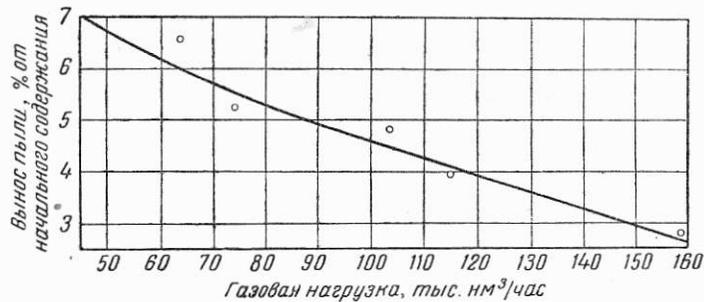


Рис. 44. Зависимость степени улавливания доменной пыли от скорости газа.
(Орошение скруббера постоянное, 522 м³/час; работа домы на передельный чугун).

с хордовой насадкой (табл. 14), хотя при испытании его орошение не было постоянным и неизвестна характеристика насадки²⁸.

Таблица 14

Зависимость степени пылеочистки доменного газа от газовой нагрузки

Показатели	Производительность, нм³/час		
	26 000	60 000	80 000
Температура газа, °С			
до скруббера	156	75	90
после скруббера	38	45	25
Сопrotивление скруббера, мм вод. ст.	—	20	50
Расход воды на 1000 нм³ газа, м³	2,65	2,0	5,0
Запыленность газа, г/нм³			
до скруббера	3,33	3,0	10,0
после скруббера	1,99	1,0	0,6

Недавно была сделана попытка вывести уравнение, связывающее скорость газа со степенью улавливания пыли в скруббере. Такое уравнение было выведено Ф. П. Заостровским и К. Н. Шабалиным по данным лабораторных опытов улавливания в трубках с орошаемыми стенками хорошо смачивающейся пыли из печей кальцинации глинозема (размер частиц 10—15 μ). Уравнение имеет вид:

$$q = K \cdot F \cdot \tau \frac{c_n - c_k}{2,303 \lg \frac{c_n}{c_k}} \quad (72)$$

где q —вес пыли, уловленной за τ мин., г;
 F —поверхность скруббера, м²;
 c_n и c_k —начальная и конечная концентрации пыли в газе, г/м³;
 K —коэффициент скорости улавливания, г.

Коэффициент K связан со скоростью воздуха (W) следующей зависимостью (при скорости 1,4 м/сек и выше):

$$K = 0,104 W^{1,5} \quad (72a)$$

Полученные уравнения, конечно, нельзя еще применять для расчета скрубберов как пылеуловителей; однако они позволяют оценить влияние газовой нагрузки скруббера для одних и тех же условий работы не только качественно.

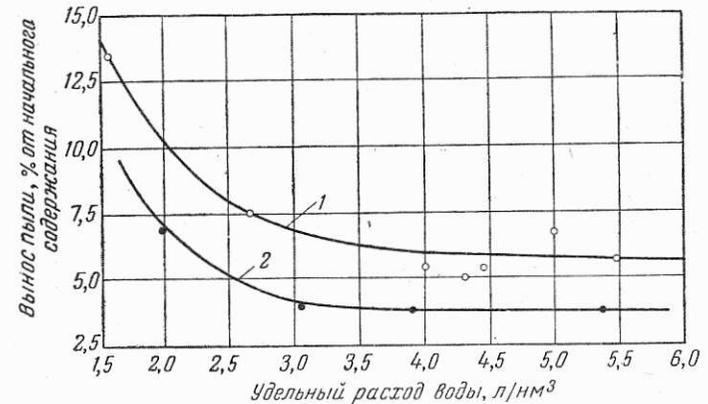


Рис. 45. Зависимость степени улавливания доменной пыли от интенсивности орошения и состава пыли:
 1—производство ферросилиция (расход газа 102 000 нм³/час); 2—производство передельного чугуна (расход газа 106 000 нм³/час).

Зависимость степени улавливания пыли от интенсивности орошения скруббера²⁷ показана на рис. 45. Из того же рисунка видно влияние состава и величины частиц пыли на степень ее улавливания. Пыль, образующаяся при выплавке передельного чугуна, улавливается лучше, чем пыль, образующаяся при выплавке ферросилиция,—более мелкая и содержащая гораздо больше SiO₂.

Попытки улавливания в скрубберах сажи не увенчались успехом из-за несмачиваемости сажи водой.

Разная степень улавливания в скрубберах различных по величине частиц пыли была обнаружена также при обследовании двухступенчатой установки электрофильтров, оборудованной скрубберами.

Полученные данные сведены в таблицу (табл. 15).

Как видно из таблицы в насадочном скруббере второй ступени вовсе не улавливаются частицы пыли размером менее 2 μ.

Степень улавливания частиц пыли размером от 2 до 5 μ составляет:

$$\frac{0,56 \cdot 100}{0,56 + 0,25} = 69\%$$

Таблица 15

Фракционный состав пыли, улавливаемой в аппаратах двухступенчатой очистки доменного газа

Фракции пыли μ	Содержание пыли по фракциям, % от исходного					
	до очистки	первая ступень очистки		вторая ступень очистки		После очистки
		полый скруббер с форсунками	сухой электрофильтр	скруббер с хордовой насадкой	мокрый электрофильтр	
0—2	2,15	0,0	0,85	0,0	1,05	0,25
2—5	1,25	0,19	0,25	0,55	0,25	—
5—9	8,01	6,13	0,61	1,27	—	—
9—16	19,85	8,42	3,63	7,80	—	—
16—22	26,09	7,47	6,67	11,95	—	—
22—30	23,87	11,30	4,02	8,55	—	—
30—44	18,59	4,60	4,37	9,62	—	—
44—57	0,19	0,19	—	—	—	—
Всего	100,0	38,3	20,4	39,75	1,3	0,25

Более крупные частицы пыли полностью улавливаются в этом скруббере, который в данном случае имеет эффективность

$$\frac{39,75 \cdot 100}{39,75 + 1,3 + 0,25} = 96,3\%$$

Высокая степень улавливания пыли именно в скруббере второй ступени объясняется конденсацией водяного пара (образовавшегося в скруббере первой ступени) на частицах пыли, получивших некоторый электрический заряд в электрофильтре первой ступени.

Влияние конденсации водяных паров на степень улавливания пыли отмечается также другими авторами²⁹.

Зависимость степени улавливания пыли в насадочных скрубберах от начального содержания пыли (в данном случае доменной) в газе видна из рис. 46.

Все приведенные выше данные относились к улавливанию доменной пыли в скрубберах с хордовой насадкой. Гораздо меньше данных имеется об улавливании твердых частиц в скрубберах с другими насадками. Есть сведения об улавливании селена и туманообразной серной кислоты в скруббере с насадкой из колец 25×25 мм. Объем газа на выходе из скруббера $4000-6800$ м³/час, температура входящего газа $210-250^\circ$ и выходящего $24-44^\circ$. Газ, поступавший в скруббер, содержал 103 мг/м³ селена и $4,8$ г/м³ туманообразной серной кислоты. На выходе из скруббера в газе содержалось 39 мг/м³ селена и $2,2$ г/м³ серной кислоты.

Имеются также данные о работе увлажнительной башни между I и II ступенями электрофильтров на одном из сернокислотных заводов:

Содержание As ₂ O ₃ , мг/м ³	
до башни	2,89
после башни	1,1
Степень улавливания As ₂ O ₃ , %	62
Содержание туманообразной серной кислоты, мг/м ³	
до башни	1626
после башни	720
Степень улавливания H ₂ SO ₄ , %	55,7

Улавливание производилось в скруббере диаметром 3370 мм в свету с насадкой из кускового кокса общей высотой 5200 мм. Га-

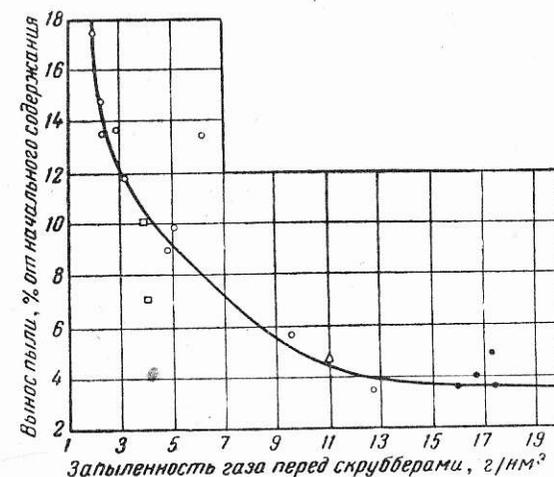


Рис. 46. Зависимость содержания доменной пыли в выходящем газе от начального содержания пыли в газе.

зовая нагрузка $6500-8500$ м³/час. Орошение $20-25$ м³/час разбавленной кислотой (концентрация 5—10%). До высоты 1 м размер кусков кокса 100—200 мм, следующие 2,5 м — размер 40—60 мм, остальные 1,7 м — размер 25—30 мм.

ПОЛЫЕ (БЕЗНАСАДОЧНЫЕ) СКРУББЕРЫ

В полых скрубберах поверхность теплообмена между газом и жидкостью создается разбрызгиванием жидкости на струйки и отдельные капли, свободно падающие сверху вниз.

Сообразно способу разбрызгивания жидкости, полые скрубберы можно разделить на следующие группы:

1. Каскадные скрубберы, снабженные полками или тарелками (с отверстиями или без них). Жидкость при вводе в скруббер не разбрызгивается, а подается струей на верхнюю полку или тарелку и далее, стекая вниз с полки на полку, образует при каждом сливе водяные завесы из струй и капель.

2. Механические скрубберы с вращающимися устройствами, которые однократно или многократно разбрызгивают жидкость в виде капель разной величины.

3. Форсуночные скрубберы, в которых жидкость сразу же, при вводе через форсунки разного типа, разбрызгивается на капли, свободно падающие вниз через газовое пространство.

Форсуночные скрубберы, в свою очередь, делятся на охлаждательные и увлажнительно-охлаждательные (испарительные). В форсунке охлаждательных скрубберов вода подается под невысоким давлением и сравнительно грубо распыливается. В увлажнительно-охлаждательных скрубберах, где требуется наиболее полное испарение, вода распыливается под большим давлением на мельчайшие капли.

Строгую границу между обоими типами форсуночных скрубберов в конструктивном отношении провести трудно.

Устройство полых скрубберов

Каскадные скрубберы

Полочный каскадный скруббер. На рис. 47 изображен полочный скруббер, который служит для охлаждения $30\ 000\ \text{нм}^3/\text{час}$ коксового газа (насыщенного) от 80 до 35° . Скруббер снабжен сегментными дырчатыми полками 1 (21 полка), перекрывающими друг друга и снабженными бортиками. Вода вводится через коллектор 2 на две верхние полки 3 и стекает вниз, частично переливаясь через край полки в виде завесы, а главным образом, проходя

через отверстия в виде дождя. С нижней полки вода попадает в нижнюю конусную часть скруббера 4, откуда через вертикальный стояк и гидравлический затвор 6 выводится из скруббера. Газ подается под нижнюю полку через штуцер 7 и, проходя зигзагообразно между полками, многократно пересекает водяную завесу из дождя и струй. Затем газ проходит через шесть рядов хордовой насадки 8 для отделения увлеченных капель воды и выводится из скруббера через штуцер 9. Для охлаждения газа в скруббер должно подаваться около $300\ \text{м}^3/\text{час}$ воды, которая при этом нагревается от 30 до 75° .

Методов строгого расчета скрубберов полочно-каскадного типа не имеется, но в коксохимической промышленности разработаны временные нормы объемного расчета.

На стр. 114 приведены эти нормы, составленные по данным обследования скрубберов, работавших в качестве первичных холодильников.

Приведенные достаточно обоснованные нормы можно рекомендовать для расчета полочно-каскадных скрубберов при охлаждении насыщенных газов с высоким влагосодержанием (типа коксового газа, полукоксового, а также генераторного из щепы, торфа или влажных бурых углей). Для уточнения норм необходимо проведение специальных опытов по определению объемных коэффициентов теплопередачи в полочных скрубберах.

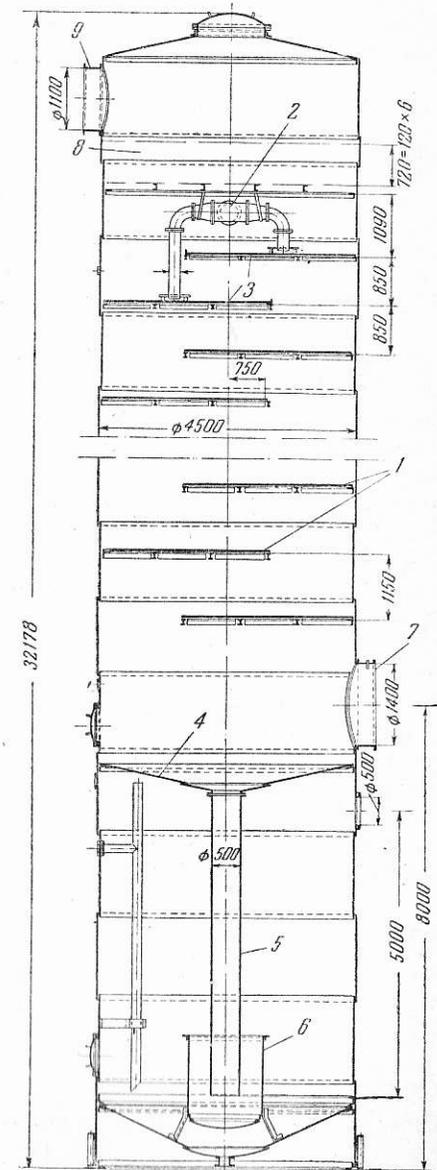


Рис. 47. Полочный каскадный скруббер: 1—сегментные полки; 2—коллектор ввода воды; 3—верхние полки; 4—днище скруббера; 5—стояк; 6—гидрозатвор; 7—ввод газа; 8—каплеуловительная хордовая насадка; 9—выход газа.

Нормы расчета полочных скрубберов

Площадь поперечного сечения скруббера	0,45—0,50 м ² на 1000 нм ³ /час газа
Объем газового пространства скруббера	1 м ³ на 70—75 нм ³ /час газа
Тепловая нагрузка	30 000—33 000 ккал/час на 1 м ³ газовой части, но не более 2500 ккал/м ³ час на 1° средней разности температур
Расстояние между полками	Определяется из расчета фактической скорости газа; в любом сечении скруббера не выше 4 м/сек
Отверстия в полках	Диаметр 10—12 мм, шаг 50 мм по осям
Орошение	8,5—9,5 м ³ воды на 1000 нм ³ газа

Тарельчатый каскадный скруббер. Конструкция его представлена на рис. 48. Корпус скруббера 1 стальной сварной, за исключением нижней части 2, отлитой из чугуна. К стенке корпуса приварено двенадцать больших конусов 3, между которыми помещено одиннадцать малых конусов 4. Малые конусы надеты и закреплены на центральной опорной трубе 5, которая в свою очередь опирается на балку 6, поддерживаемую кронштейнами 7, отлитыми заодно с нижней частью корпуса 2. Труба 5 удерживается в вертикальном положении шестью растяжками 8. Вода поступает сверху по трубе 9 и стекает вниз по конусам-тарелкам, с большого на малый и с малого опять на нижележащий большой, образуя завесы, через которые проходит газ, вводимый снизу через штуцер 10. Газ уходит сверху через штуцер 11, пройдя предварительно через пару конусов 12, играющих роль брызгоуловителей. Вода выводится через штуцер 13. Корпус скруббера снабжен лазами 14 и продувочной свечой 15.

Такие скрубберы предназначены для охлаждения горячего генераторного газа, несущего угольную или коксовую пыль (например, для станций водяного газа азотно-туковых заводов).

Для тарельчатых скрубберов также составлены нормы, но гораздо менее определенные, чем для полочных скрубберов:

Скорость газа в свободном сечении скруббера	0,7—0,9 м/сек (в расчете на средний рабочий объем)
Площадь свободного сечения между тарелками	50% общего сечения скруббера
Фактическое время пребывания газа в скруббере	10—12 сек.
Время нахождения газа между тарелками	5—6 сек.

Механические скрубберы

В литературе чаще всего приводится механический скруббер Фельда, который, по нашим сведениям, применялся только как абсорбер (например, для абсорбции газового бензина из полукок-

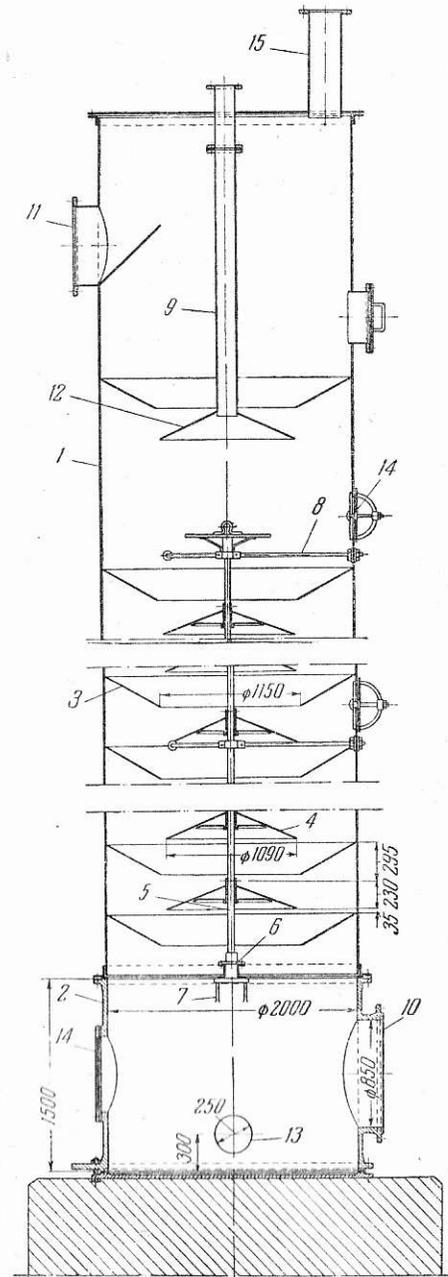


Рис. 48. Тарельчатый каскадный скруббер:

1—сварной корпус; 2—литая нижняя часть корпуса; 3—большие конусы; 4—малые конусы; 5—опорная труба; 6—опорная балка; 7—кронштейны; 8—растяжки; 9—вход воды; 10—вход газа; 11—выход газа; 12—каплеуловительные конусы; 13—выход воды; 14—лаз; 15—продувочная свеча.

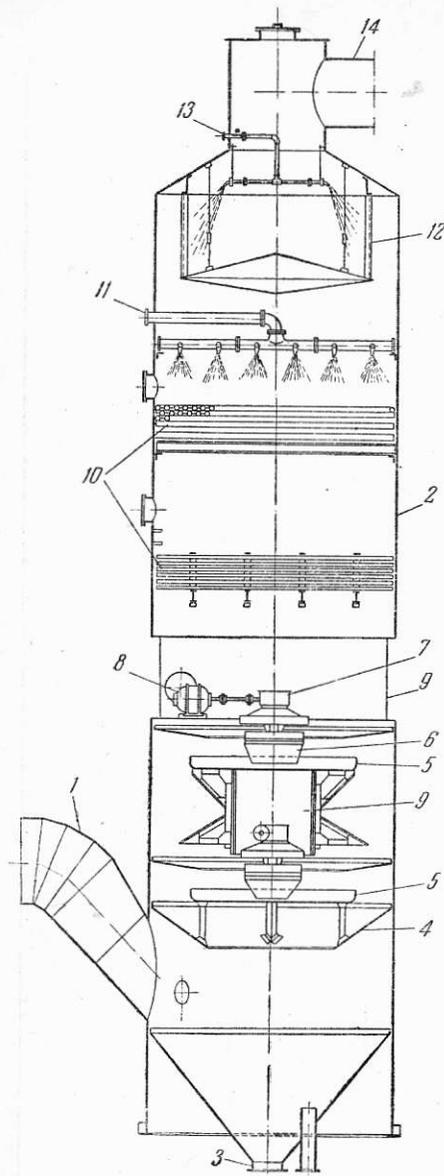


Рис. 49. Механический скруббер с до-
бавочной насадкой:

1—ввод горячего газа; 2—корпус скруббера;
3—вывод грязной воды; 4—козырек под вво-
дом газа; 5—чаша; 6—разбрызгивающий ро-
тор; 7—червячный редуктор; 8—электромо-
тор; 9—тоннель для привода разбрызгиваю-
щего ротора; 10—насадка из стальных труб;
11—ввод охлаждающей воды; 12—водоотде-
лительная решетка; 13—орошение водоотде-
лительной решетки; 14—вывод охлажденного и
очищенного газа.

сового газа), но не использо-
вался в качестве газоохладите-
ля. Разбрызгивающий же меха-
низм системы Фельда был уста-
новлен в скрубберах для ох-
лаждения и пылеочистки газа
(например, доменного газа)³⁴.
Такой комбинированный скруб-
бер (рис. 49) имеет диаметр
5486 мм и высоту цилиндриче-
ской части 21056 мм. Газ вход-
ит через наклонный патрубок
диаметром 1956 мм, выходит
через штуцер диаметром 1538 мм.
В нижней части скруббера рас-
положены один под другим два
разбрызгивающих ротора, вра-
щающиеся со скоростью 150
об/мин. от электродвигателей
мощностью 18,5 квт. Выше ро-
торов помещены две небольшие
секции насадки из шести рядов
труб диаметром 90 мм. Насадка
орошается 32 форсунками с ди-
аметром сопел 21 мм. Перед
выходом газа установлена коль-
цеобразная водоотделительная
решетка, состоящая из трех
рядов уголков 40×40×5 мм,
размещенных в шахматном по-
рядке. Эта решетка по перво-
начальному проекту скруббера
орошалась водой, поступавшей
противотоком по отношению к
газу из 18 брызгал с соплами
диаметром 16 мм. Ввиду того,
что при такой системе ороше-
ния решетки забивались мок-
рой пылью, противоточное оро-
шение было заменено парал-
лельным (по ходу газа), т. е.
брызгала были установлены с
той стороны, где скапливалось
больше пыли (решетки при этом
потеряли значение брызгоулови-
телей). На основании опыта
работы пришлось внести и
другие изменения, не отмечен-

ные на рис. 49: были установлены брызгала для промывки вы-
ходного патрубка и снят козырек у стенки скруббера под ча-
шей нижнего ротора, так как под этим козырьком накаплива-
лась мокрая пыль.

При пропускании 65 000 $\text{м}^3/\text{час}$ доменного газа сопротивле-
ние скруббера составляло 160 мм вод. ст., а при пропускании
80 000 $\text{м}^3/\text{час}$ —соответственно 220 мм вод. ст.

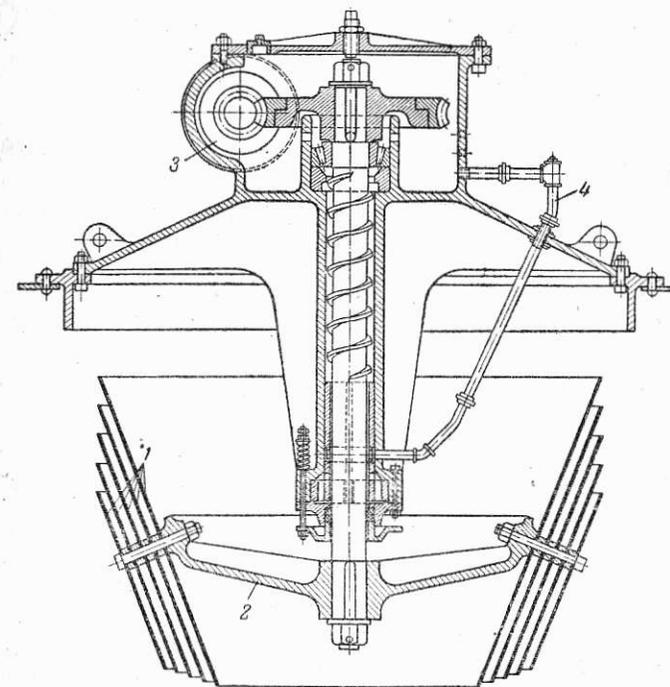


Рис. 50. Разбрызгивающий ротор механического скруббера:
1—конусы; 2—диск; 3—червячная передача; 4—циркуляционная смазка.

На рис. 50 представлена конструкция разбрызгивающего ро-
тора. Пять конусов 1, закрепленных на литом диске 2, погружены
нижней частью в чашку, в которой собирается стекающая сверху
вода (чаша на рисунке не показана). При вращении ротора вода
за счет центробежной силы поднимается кверху по конусам и
сбрасывается с их верхних обрешов весообразно, поперек потока
газа. Вал ротора приводится во вращение электродвигателем че-
рез червячную передачу 3; нижний подшипник вала ротора снаб-
жен приспособлением 4 для циркуляционной смазки.

Форсуночные скрубберы

Скруббер для охлаждения газа до низких температур. Такие
скрубберы в большом количестве установлены на газо-генератор-
ных станциях Советского Союза.

Скруббер представляет собой полый стальной цилиндр, в верхней части которого помещены форсунки для разбрызгивания относительно большого количества воды: 4—5 м³ на 1000 нм³ газа, а для газов с высоким влагосодержанием 8—10 м³ на 1000 нм³. Капли воды свободно падают вниз противотоком к газу. Степень распыления воды незначительная (капли сравнительно крупные).

Для разбрызгивания воды применялись, например, форсунки конструкции Спиридонова, работающие при давлении воды 2,5—3 ат с расходом 3,6 м³/час через одну форсунку.

На основе опытных данных о работе таких скрубберов были составлены проектные нормы, согласно которым для охлаждения газа от 100 до 30°, при точке росы газа 80° и нагревании воды от 25 до 45° требуется:

Объем скруббера	15 м ³ на 1000 нм ³ /час газа
Время пребывания газа в скруббере (или в последовательно установленных скрубберах)	от 25 до 35 сек.
Скорость газа	0,6 м/сек.

Нормы составлены для очень влажного газа, предварительно охлажденного до 100° (например, в испарительном скруббере).

На основании приведенных норм можно приблизительно подсчитать практическую тепловую нагрузку скрубберов этого типа и средний объемный коэффициент теплопередачи. Теплосодержание насыщенного газа при 80° составляет 478,5 ккал/нм³ (см. табл. 7). Если принять теплоемкость сухого газа 0,32 ккал/нм³ и соответствующее 80° влагосодержание 712,6 г/нм³ (см. табл. 7), то теплосодержание влажного газа при 100° будет составлять:

$$478,5 + (0,32 + 0,7126 \cdot 0,46)(100 - 80) = 491,5 \text{ ккал/нм}^3$$

Теплосодержание насыщенного газа при 30° (по табл. 7) равно 32,2 ккал/нм³. Количество тепла, отнимаемого в скруббере от 1000 нм³ газа, составит:

$$(491,5 - 32,2) \cdot 1000 = 459\,200 \text{ ккал}$$

Отсюда можно вычислить тепловую нагрузку скруббера, которая при требуемом объеме скруббера 15 м³ составляет:

$$459\,200 : 15 \approx 30\,613 \text{ ккал/м}^3$$

Средняя логарифмическая разность температур между газом и водой, согласно условиям проектных норм:

$$\frac{(100 - 45) - (30 - 25)}{2,303 \lg \frac{100 - 45}{30 - 25}} = 20,8^\circ$$

Средний объемный коэффициент теплопередачи должен быть равен:

$$\frac{459\,200}{15 \cdot 20,8} = 1470 \text{ ккал/м}^3 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$$

Таким образом, тепловая нагрузка полого скруббера получается почти такой же, как для полочного скруббера. Разницу же в объемных коэффициентах теплопередачи по обоим нормам легко оценить, если учесть разницу в температурах воды, а также то обстоятельство, что проектные нормы для полого и полочного скрубберов составлены для газа с различной начальной температурой при одинаковом его влагосодержании.

Из приведенного расчета видно, что теплота нагрева газа и перегрева водяного пара от 80 до 100° составляет всего 12,95 ккал/нм³. Основное же количество отнимаемого тепла составляет теплота конденсации водяного пара при охлаждении газа ниже 80°. Если бы газ входил в полый скруббер при 80°, то средний объемный коэффициент теплопередачи составил бы не 1470, а 1650 ккал/м³·час·°C, т. е. лишь немногим больше. Отсюда можно сделать вывод, что полочный скруббер работает лучше полого, так как при одном и том же съеме тепла с единицы объема вода в полочном скруббере нагревается до более высокой температуры, за счет чего расход ее уменьшается; при одинаковом же расходе воды съем тепла с единицы объема у полочного скруббера в 1,5 раза больше, чем у полого.

Показатели работы полого скруббера при прямом токе несколько хуже, чем при противотоке. Данные об испытании такого скруббера на древесном генераторном газе опубликованы Н. В. Чаловым³⁰. Газ поступал в скруббер насыщенным при температурах 68—72° с влагосодержанием 320—405 г/нм³ и охлаждался до 61,5—67°, т. е. в интервале, в котором происходила обильная конденсация водяного пара. Вода подавалась при 21—56° и нагревалась до 59—65,5°, причем вне зависимости от ее начальной температуры разность между температурами уходящих газа и воды составляла всегда 2—3°.

Скорость газа составляла 0,54—0,72 м/сек, вода разбрызгивалась форсунками с кольцевыми отверстиями диаметром 27 мм под давлением 2—4 ат. В этих условиях практический объемный коэффициент теплопередачи колебался от 810 до 3020 ккал/м³·час·°C, причем в изменении его была обнаружена следующая закономерность:

$$k = 400 + 320q \quad (73)$$

где q —орошение в литрах воды на 1 нм³ газа.

Объемная тепловая нагрузка скруббера менялась мало—в пределах 18 000—22 000 ккал/м³·час.

Охладительно-увлажнительные испарительные скрубберы

На рис. 51 представлена установка для охлаждения и увлажнения большого объема загрязненного газа перед электрической очисткой. Установка состоит из нескольких параллельно работающих скрубберов. Скрубберы сварные из листовой стали,

установлены в один ряд и снабжены площадками для обслуживания. Горячий газ и вода вводятся в скруббер сверху и отводятся снизу (прямоточный тип скруббера).

Скруббер имеет коническое дно с клапанным затвором для периодического удаления мокрой пыли; неиспарившаяся вода выводится через сифонный гидравлический затвор. Форсунки

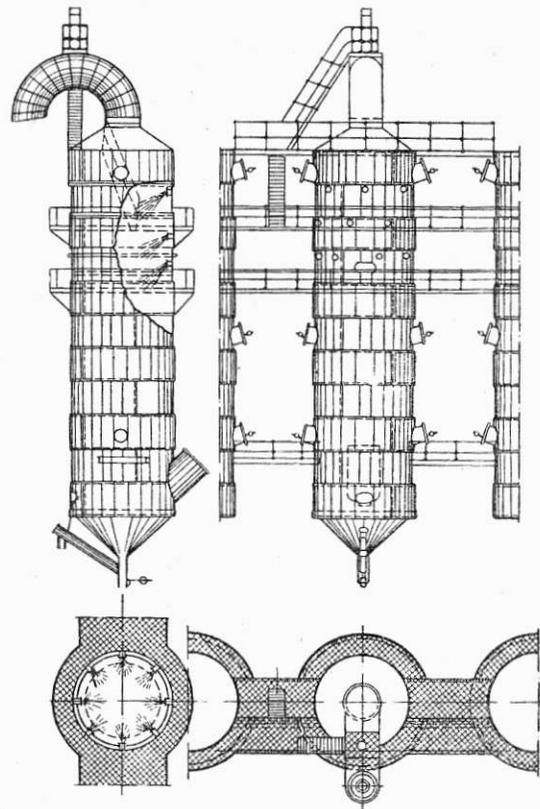


Рис. 51. Установка полых испарительных скрубберов.

для распыления воды размещены в три ряда и присоединены к кольцевым водопроводным линиям.

Другая конструкция испарительного скруббера противоточного типа, предназначенного для газов с кислыми примесями, дана на рис. 52. Корпус скруббера 1 футерован кислотоупорным кирпичом на кислото- и водоупорном растворе. Дно 2 выполнено с уклоном к выходу неиспарившейся воды и покрыто метлахскими плитками. Крышка 3 оставлена незащищенной в расчете, что капли подкислившейся воды на нее попадать не будут. Для распределения газа по поперечному сечению скруббера против входного штуцера 4 внизу установлены три отражательных листа 5.

Примерно посередине высоты скруббера размещены в два ряда в шахматном порядке гнезда для установки форсунок 7. Благодаря

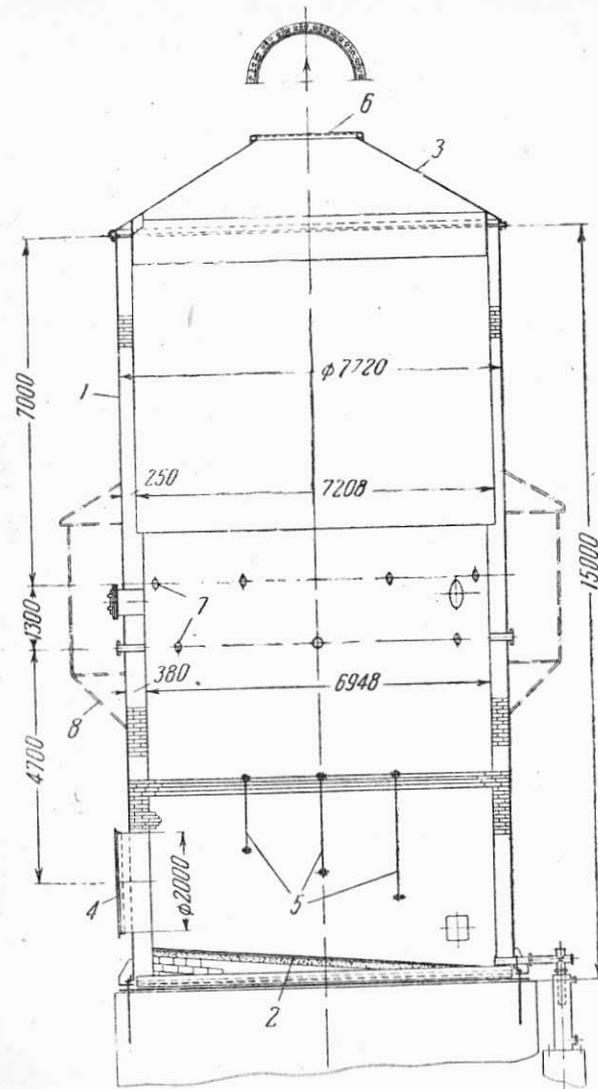


Рис. 52. Полый испарительный скруббер для кислых газов:

1—корпус; 2—дно; 3—крышка; 4—вход газа; 5—отражатели для распределения газа; 6—выход газа; 7—гнезда для форсунок; 8—площадка с шатром.

ря такому расположению форсунок при противотоке воды и газа и при мелком распылении воды создается пространство для испарения как более крупных капель, падающих вниз, так и мелких,

увлекаемых вверх газовым потоком. Для обслуживания форсунок предусмотрена кольцевая площадка 8, которую в условиях сурового климата можно закрыть шатром.

В испарительных скрубберах направление газа и воды с точки зрения теплопередачи почти не имеет значения, так как температура капельно распыленной воды быстро достигает температуры мокрого термометра, а дальше испарение ее происходит при постоянной температуре.

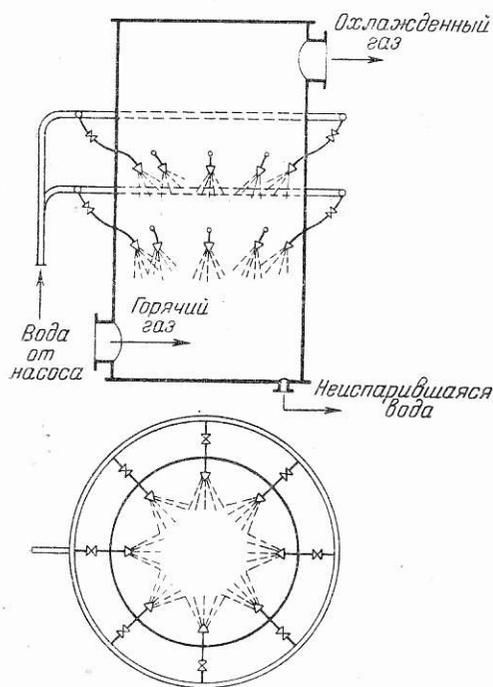


Рис. 53. Схема включения форсунок.

С эксплуатационной же точки зрения движение газа вверх или вниз имеет и преимущества, и недостатки. При вводе газа снизу трудно достичь его равномерного распределения по сечению скруббера, но зато при этом наблюдается меньший унос неиспарившихся крупных капель воды, которые, падая на дно, встречаются с входящим горячим газом, и таким образом общий процент испарившейся воды оказывается выше. При вводе горячего газа сверху он равномернее распределяется по скрубберу, но входящий из скруббера газ может уносить часть капель неиспарившейся воды.

Нельзя регулировать подачу воды, одновременно изменяя расход всех форсунок, так как при этом ухудшается распыление воды и уменьшается процент ее испарения. Ввиду этого регули-

рование должно осуществляться путем изменения числа полностью включенных форсунок.

Простейший способ установки форсунок показан на рис. 54. Форсунка навертывается на отрезок трубы такой длины и формы, чтобы она оказалась внутри скруббера на заданном месте. Другой конец трубы имеет фланцевую крышку, которая плотно закрывает отверстие в стенке скруббера без дополнительного крепления. Такая конструкция позволяет легко снять и осмотреть форсунку, однако она применима при условии, если не требуется особо тщательного уплотнения соединений скруббера (например,

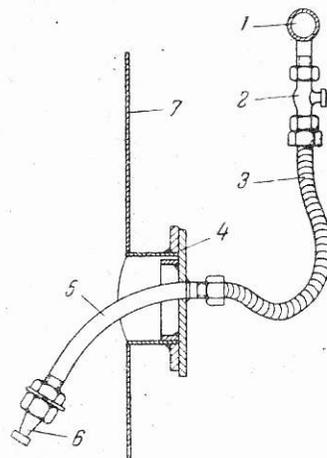


Рис. 54. Установка форсунки без уплотнения:

1—водоподводящая линия; 2—вентиль; 3—резиновый шланг; 4—фланцевая крышка; 5—труба; 6—форсунка; 7—стенка скруббера.

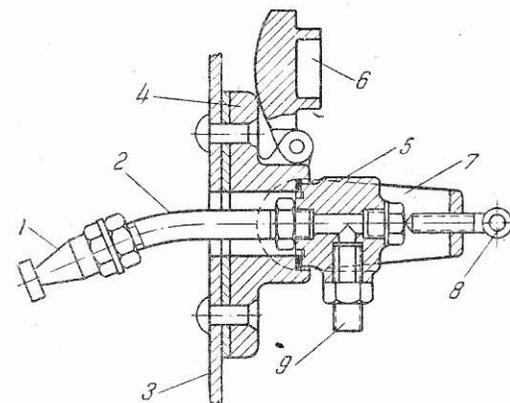


Рис. 55. Установка форсунки с уплотнением:

1—форсунка; 2—трубка; 3—корпус скруббера; 4—фланец; 5—головка; 6—откидная крышка (для уплотнения отверстия при выемке форсунки для чистки); 7—стойка; 8—нажимной болт; 9—штуцер для резинового шланга.

при охлаждении отходящих газов перед их очисткой). При охлаждении технологических и горючих газов ввод форсунки должен быть уплотнен. Один из видов герметического ввода форсунки показан на рис. 55.

Для того чтобы форсунки тонкого распыления не забивались при длительной работе, требуется совершенно чистая вода, например паровой конденсат. Кстати, применение конденсата там, где он имеется в избытке, полезно еще потому, что горячая вода быстрее испаряется, и поэтому при прочих равных условиях процент неиспарившейся воды окажется ниже. Но так как конденсат, как правило, возвращают обратно в котельную, а на скрубберных установках применяют свежую воду, только относительно чистую, то вода для орошения испарительных скрубберов должна подвергаться очистке.

Установка фильтра не исключает необходимости периодического осмотра форсунок, который следует проводить, не ожидая, пока повышение температуры укажет на забивку части форсунок. При частичном засорении форсунок ухудшается распыление воды, а следовательно, она плохо испаряется. Если скруббер по технологическим условиям рассчитан на 100%-ное испарение воды, то несвоевременный осмотр форсунок приведет к появлению жидкости на дне скруббера.

Форсунки для тонкого распыливания жидкостей. Работа полого охладительно-увлажнительного скруббера в основном зависит от работы форсунки.

Существует очень большое число конструкций форсунок для тонкого распыливания жидкостей. В испарительных скрубберах чаще всего применяются механические форсунки. Некоторые конструкции таких форсунок описаны в монографии И. О. Лобова и В. Ф. Поликарпова³¹, где даны также их рабочие характеристики. В дальнейшем было проведено стендовое исследование многих типов механических форсунок, определены для них зависимость расхода от давления жидкости, форма и размеры факела капель, создаваемого форсунками, а также дано сравнение форсунок по тонкости распыливания, правда, в основном визуальное.

Распылительный эффект форсунок основан на приведении жидкости во вращение перед выходом ее из небольшого отверстия. После выхода из форсунки жидкость под действием центробежной силы разрывается на капли, разлетающиеся конусом, причем во многих случаях наблюдается отсутствие капель около оси конуса.

Производительность форсунки зависит от диаметра выходного отверстия и от давления жидкости и может быть почти для всех конструкций выражена уравнением

$$q = a \cdot P^n \quad (74)$$

где a —коэффициент, зависящий от конструкции форсунки и диаметра отверстия;
 P —давление жидкости, at ;
 n —показатель степени (меньше единицы, для многих конструкций $0,5 \div 0,6$).

Тонкость распыливания жидкости зависит прежде всего от конструкции форсунки. Для серии форсунок одной конструкции но с разными диаметрами выходных отверстий тонкость распыла возрастает с уменьшением диаметра отверстий, что связано с уменьшением радиуса закручивания жидкости и увеличением вследствие этого центробежной силы. Наконец, для одной и той же форсунки тонкость распыла тем больше, чем больше рабочее давление.

От тонкости распыливания зависит величина коэффициента испарения подаваемой в скрубберы воды, под которым понимают отношение количества испарившейся в скруббере воды ко всему введенному количеству ее. Для достижения хороших коэффициентов испарения (больше 0,5) нужно, чтобы при не очень высокой

температуре газа давление перед форсункой было не меньше $5-6 \text{ ат}$, а для полного или почти полного испарения давление должно быть не меньше $15-20 \text{ ат}$.

Ниже дается описание и характеристика некоторых видов форсунок для увлажнительно-охлаждительных скрубберов, применяемых при подготовке промышленных газов к электроочистке.

Одной из лучших является форсунка конструкции Григорьева—Поляка,

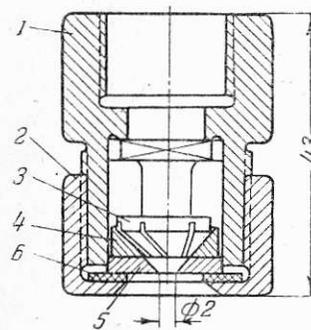


Рис. 56. Форсунка Григорьева—Поляка:

1—корпус; 2—кольцевая гайка; 3—грибок; 4—коническая подкладка; 5—диафрагма; 6—прокладка.

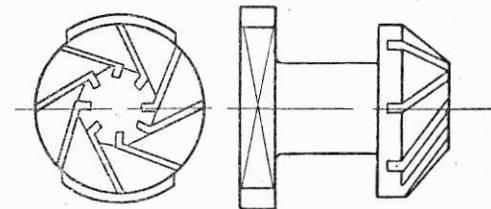


Рис. 57. Грибок форсунки Григорьева—Поляка.

изображенная на рис. 56. Точеный с трубной резьбой стальной корпус 1 наворачивается на трубопровод. В корпус 1 вставляется грибок 3, коническая подкладка 4 и бронзовая диафрагма 5 с выходным отверстием диаметром 1 или 2 мм, закрепляемые кольцевой гайкой 2. На корпусе грибка (рис. 57) проточено шесть

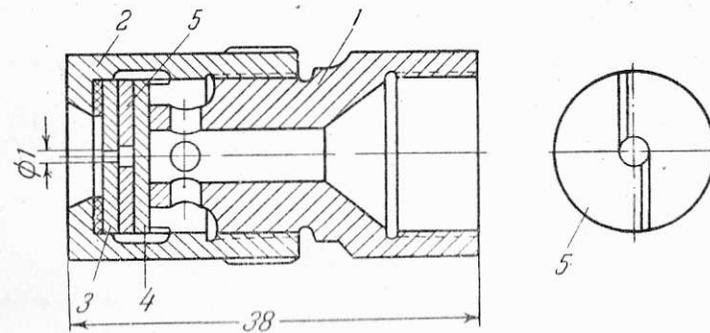


Рис. 58. Форсунка типа Т:

1—корпус; 2—кольцевая гайка; 3—диафрагма; 4—диск; 5—вставка.

или восемь винтовых канавок шириной 0,7 мм и глубиной 1,4 мм, создающих вращение жидкости.

На рис. 58 представлена форсунка типа Т, также создающая очень мелкое распыливание воды. Между корпусом форсунки 1, наворачиваемым на трубопровод и имеющим срезы для захвата клю-

чом, и кольцевой гайкой 2 зажаты диафрагма 3 из хромоникелевой стали с выходным отверстием диаметром 1 мм и латунный диск 4, к которому припаяны на оловянном припое две латунные вставки 5, изображенные на рисунке отдельно. Таким образом, в собранной форсунке имеются два узких радиальных канала, касательных к выходному отверстию.

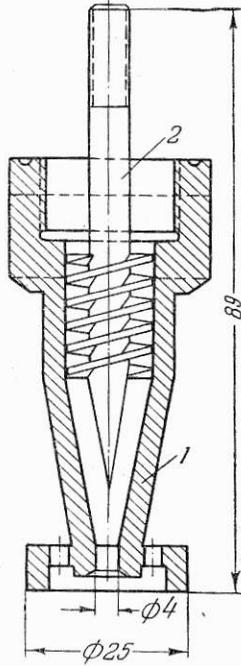


Рис. 59. Форсунка с винтовым завихрителем:
1—корпус; 2—шпindel с двухходовой прямоугольной нарезкой.

На рис. 59 дана форсунка с винтовым завихрителем, в которой вращение жидкости создается благодаря ее движению по двум винтовым каналам, образуемым корпусом и вкладным шпинделем, на котором нарезаны прямоугольные винтовые выступы. Малые

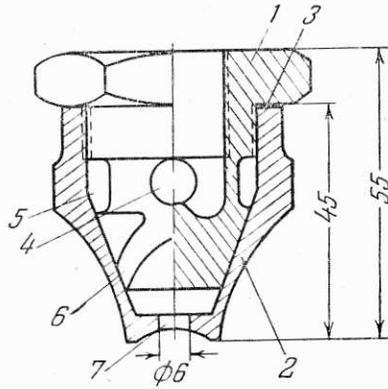


Рис. 60. Форсунка большой производительности:
1—вкладыш; 2—корпус; 3—резиновое кольцо; 4—сквозное отверстие во вкладыше; 5—кольцевое углубление на вкладыше; 6—винтовые канавки на вкладыше; 7—выходное отверстие.

форсунки такого типа создают тонкое распыление воды, особенно при больших давлениях. Факел водяных капель у них более плотный, чем в форсунках других типов.

На рис. 60 изображена форсунка, дающая более крупное распыливание, чем ранее описанные, но более длинный факел и сравнительно большую производительность (больше 1 м³/час через одну форсунку с отверстием 6 мм). Вкладыш 1 этой форсунки имеет сквозное отверстие 4, через которое вода попадает в кольцевой паз 5 и далее по винтовым каналам 6 направляется к выходному отверстию.

Производительность большинства описанных форсунок в зависимости от давления воды и диаметра выходного отверстия представлена графически на рис. 61 и 62, другие показатели ра-

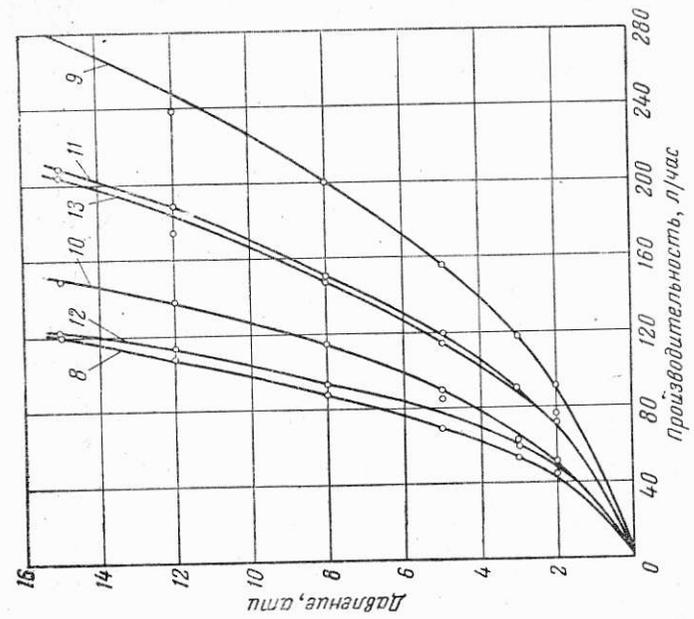


Рис. 62. Производительность форсунок типа Т и форсунок с винтовым завихрителем (нумерация кривых согласно табл. 16).

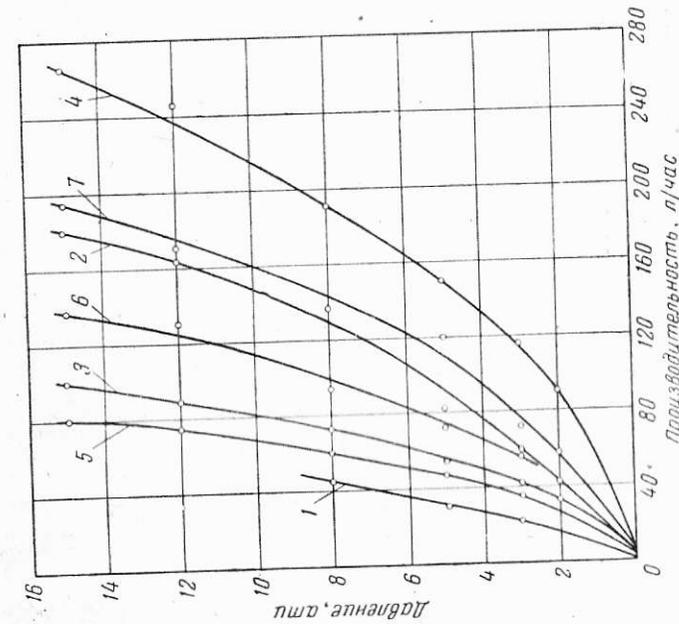


Рис. 61. Производительность форсунок Григорьева (нумерация кривых согласно табл. 16).

боты форсунок сведены в табл. 16. В табл. 17 дана производительность форсунок с большим расходом жидкости.

Характеристики механических форсунок

Таблица 16

Форсунка	№	Варианты устройства	Диаметр выходного отверстия, мм	Угол факела в градусах	Длина факела, м	Характер распыла
Григорьева-Поляка	1	Грибок с 6 канавками сечением 0,8×0,5 мм	1	85—87	0,6—0,8	Очень мелкий
	2	То же	2	85—87	0,6—0,8	Мелкий
	3	Грибок с 6 канавками сечением 0,9×1,4 мм	1	55—80	0,6—1,0	Очень мелкий
	4	То же	2	55—80	0,6—1,0	» »
	5	Грибок с 8 канавками сечением 0,7×1,4 мм	1	60—90	0,6—1,0	Мелкий
	6	То же	1,5	60—90	0,6—1,0	»
	7	»	2	60—90	0,6—1,0	»
Типа Т	8	Камера диаметром 2 мм, вход 2×0,5×3 мм	1	50—80	0,8—1,0	Очень мелкий
	9	То же	1,5	50—80	0,8—1,0	» »
	10	Камера диаметром 3 мм, вход 2×0,7×3 мм	1	50—80	0,8—1,0	» »
	11	То же	1,5	50—80	0,8—1,0	» »
С винтовым завихрителем	12	—	1	55—90	1,3—1,8	Мелкий
	13	—	1,5	55—90	1,3—1,8	Мелкий и средний
	14	—	2	55—90	1,3—1,8	Средний
	15	—	3,5	55—90	1,3—1,8	»
	16	—	4	55—90	1,3—1,8	»
Шариковая	17	—	6	90—95	1,6—1,8	Крупный
По рис. 60	18	—	6	95	1,4—1,6	Крупный

В некоторых случаях распыливаемая жидкость имеет достаточно большую вязкость и содержит различные взвешенные частицы, а распыливание ее производится не с целью охлаждения газа, а для концентрирования (упаривания) самой жидкости. Для таких жидкостей оправдали себя форсунки, где распыливание жидкости

Таблица 17

Производительность форсунок с большим расходом жидкости

Форсунка	Производительность (л/час) при давлении воды, атм				
	2	3	5	8	12
Шариковая	330	750	600	450	1000
По рис. 60	—	400	515	825	1200

происходит при ударе струи о какое-либо препятствие. На рис. 63 изображена форсунка, применяемая при упаривании сульфатных щелоков в бумажной промышленности. Жидкость выходит из обычного сопла 1, имеющего форму гладкого конуса с общим углом сужения 15°, окруженного расширением 2, и ударяется о приварен-

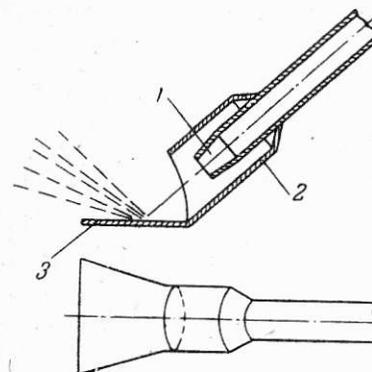


Рис. 63. Форсунка с отражателем (для загрязненных жидкостей): 1—сопло; 2—расширение; 3—лопатка.

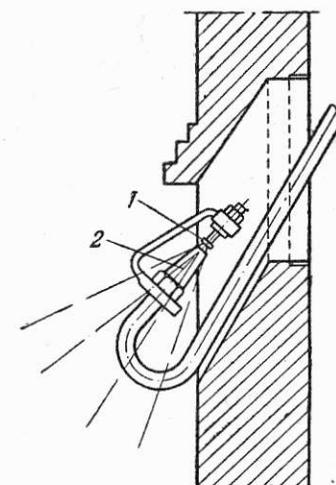


Рис. 64. Форсунка с отражательным диском: 1—диск; 2—сопло.

ную под углом 45° плоскую лопатку 3. Достоинством такой форсунки является бесперебойная работа при наличии в жидкости даже крупных частиц, недостатком—грубое распыление и короткий широкий факел.

Этот тип форсунки был в дальнейшем усовершенствован²⁴. В усовершенствованной форсунке (рис. 64) распыливание жидкости производится при ударе струи о плоский диск 1, диаметр которого лишь немногим больше диаметра сопла. Диск помещен прямо против сопла 2, на близком расстоянии. Расстояние, при котором происходит наилучшее разбрызгивание, зависит от диаметра сопла и давления жидкости; для сопла диаметром 4 мм эти расстояния даны в табл. 18, где указан также расход воды (произво-

дительность форсунки). Дальнейшим усовершенствованием форсунок этого типа является конструкция, представленная на рис. 65. Диск заменен пологим конусом 1, капли жидкости после удара движутся в направлении вытекающей из сопла струи; сопло 2 и трубопровод могут быть полностью утоплены в футеровке скруббера или размещены в специальном патрубке.

Таблица 18

Характеристика форсунки ударного действия

Показатели	Давление перед соплом, атм			
	2	4	6	8
Расстояние от обреза сопла до диска, мм.	12—18	14—20	15—22	16—24
Производительность при диаметре сопла 4 мм, л/час.	1000	1400	1700	2100

Распыливание вязких жидкостей и суспензий может производиться также при помощи паровых форсунок (например, топчанная форсунка Шухова) или пневматических. Применение их возможно тогда, когда в охлаждаемый газ можно вводить воздух или пар. Расход сжатого воздуха для распыливания жидкости (при давлении воздуха 3—4 ат) составляет 0,5—1,0 кг/кг жидкости, расход пара (при том же давлении) 0,35—0,45 кг/кг жидкости.

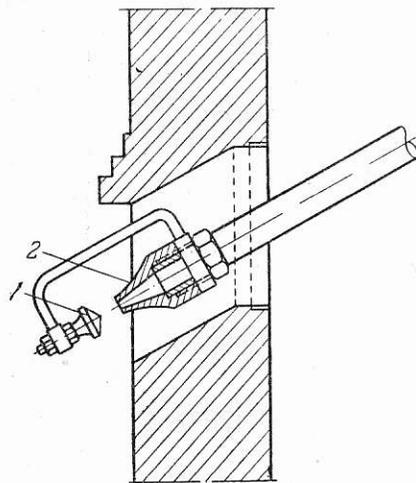


Рис. 65. Форсунка с отражательным конусом:
1—конус; 2—сопло.

Наконец, сравнительно дешево достигается весьма совершенное распыливание любых жидкостей под действием центробежной силы, развивающейся при подаче жидкости на быстро вращающийся диск (как это производится в распылительных сушилках). Расход энергии при этом составляет 0,8—1,0 квт·ч на тонну жидкости, распыливание настолько мелкое, что испаряется 100% жидкости при сравнительно низкой температуре газа (ниже 100°). Однако этот способ распыливания жидкости до сих пор не получил широкого применения в испарительных скрубберах, вследствие сравнительной сложности конструкции привода: распыливающий диск должен вращаться со скоростью несколько тысяч оборотов в минуту и находиться в среде охлаждаемого газа, внутри скруббера.

Теплообмен в полых скрубберах

Коэффициенты теплопередачи в полых скрубберах

Обоснованного теоретического подхода к расчету полых скрубберов до сих пор не имеется. Действительная поверхность теплообмена между газом и водой не может быть ни определена, ни даже заменена какой-либо условно эквивалентной поверхностью. Единственным практически применимым в настоящее время методом расчета может быть расчет посредством объемных коэффициентов теплопередачи, выбираемых на основе производственных данных или определяемых по опытно-статистическим формулам.

Расчеты форсуночных и тарельчатых скрубберов, сделанные В. П. Сосновским и И. Л. Пейсаховым³², не могут быть признаны удачными. Остаются неизвестными размеры капель, неправильно определена скорость их падения, произвольно допущение о постоянстве размеров капель, ненадежно определение коэффициентов теплопередачи и диффузии. Для тарельчатых скрубберов дается ненадежное определение объемного коэффициента диффузии, и вовсе не фигурирует в расчете число тарелок. В проектной практике указанные методы расчета не нашли применения.

Для форсуночных скрубберов для ненасыщенного газа в упоминавшейся ранее брошюре Н. Н. Михайлова²¹ приведены эмпирические формулы коэффициентов теплопередачи, рассчитанных на 1 м² сечения скруббера:

Скрубберы с форсунками тонкого распыливания, давление 2,3 ат:

$$k = 0,667 z \cdot n^{0,62} \cdot H^{1,125} (\gamma w)^{0,15} \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot \text{°С} \quad (75)$$

Скрубберы с форсунками грубого распыливания, давление 0,5—1 ат:

$$k = 0,137 z \cdot n^{0,82} \cdot H^{1,125} (\gamma w)^{0,59} \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot \text{°С} \quad (76)$$

Здесь z —число рядов форсунок;

n —число форсунок на 1 м² сечения скруббера;

H —плотность орошения, м³/м²/час;

γw —массовая скорость газа.

Обе эти формулы порочны по самому принципу их построения, так как с их помощью нельзя рассчитать объем скруббера (расстояние между рядами форсунок произвольное). Кроме того, формулы не отображают влияния диаметра выходного отверстия форсунок. Внушает сомнение, что при испарении капель k зависит от скорости газа. Сам автор оговаривает, что при изменении расхода жидкости путем выключения отдельных форсунок, а не изменением давления, показатель степени при H изменяется и становится меньше единицы, и что формулы верны только в пределах

$$H = 2 \div 4,5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{час} \quad \text{и} \quad w = 0,8 \div 1,5 \text{ м/сек.}$$

Все сказанное заставляет отвергнуть обе приведенные формулы. Наконец, в той же брошюре приведена формула для объемного коэффициента теплопередачи при распыливании жидкости ударом струи о препятствие (диск или конус):

$$k = 95N^{0,22} \text{ ккал/м}^3 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C} \quad (77)$$

Эта формула выведена по данным опытов, при которых плотность орошения N колебалась в пределах 1—4 $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{час}$, а изменение скорости газа во время опытов в пределах 0,3—1,5 $\text{м}/\text{сек}$ не влияло на величину коэффициента теплопередачи.

Формула подкупает своей простотой, хотя кажется странным, что k не зависит от тонкости распыливания, обусловливаемой скоростью струи и зависящей, в свою очередь, от давления жидкости. Надо отметить, что численная величина k по этой формуле может лежать в пределах от 95 до 129 $\text{ккал/м}^3 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$.

Б. П. Гольдштик²³ приводит данные о величине объемного коэффициента теплопередачи в распылительных сушильных башнях. При прямотоке и начальных температурах воздуха 100—130° коэффициент составлял 201—472 $\text{ккал/м}^3 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$, а при противотоке и начальных температурах воздуха 92—130° соответственно 122—204 $\text{ккал/м}^3 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$. Высота испарения (высота рабочей части башни) в этих опытах составляла от 1,3 до 2 м, максимальный диаметр орошения получался от 500 до 1000 мм. Необходимо отметить, что при проведении опытов применялись очень мелкие форсунки (диаметр отверстия 0,2—0,3 мм) и очень высокое давление жидкости (50 ат), что мало применимо для производственных охлаждающих скрубберов.

Основываясь на этих опытах и личной практике, Л. И. Кудряшов²³ предложил эмпирическую формулу для приближенного определения объемного коэффициента теплопередачи:

$$k = \beta \left(100 + 450 \frac{G}{L} \right) \left(1 + \frac{t_{\text{сп}}}{1000} \right) \text{ ккал/м}^3 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C} \quad (78)$$

где $\frac{G}{L}$ — коэффициент орошения (отношение веса воды к весу газа);

$t_{\text{сп}}$ — средняя температура газа, °C;

$\beta = 1$ (при противотоке), $\beta = 2$ (при прямотоке).

Производственные данные о работе полых скрубберов

Производственные данные о работе некоторых полых испарительных скрубберов приводятся в табл. 19. Практическая величина объемного коэффициента теплопередачи, подсчитанная автором в тех случаях, когда это было возможно, отнесена условно к средней логарифмической разности температур (при противотоке) между начальной и конечной температурами газа и температурой воды — подаваемой и вытекающей испаренной. При полном испарении, когда вода вовсе не вытекала из скруббера, расчет произ-

Таблица 19

Практические коэффициенты теплопередачи и испарения в полых скрубберах

Газ	Температура газа, °C		Форсунки			Объемный коэффициент теплопередачи $\text{ккал/м}^3 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$	Коэффициент испарения
	вход	выход	тип	диаметр отверстия, мм	давление воды ат		
Доменный	250	90	Шариковая	6	5—6	100	0,5
Генераторный	600	90	С винтовым завихрением	4	4—5	125	—
Газ сажекопильных печей	1150	320	»	4	2—3	340	1,0
Газ ватержакетных печей	240	120	Тип Г Григорьева—Поляка	1 2	20 »	220 »	1,0 »
Газ отражательных печей	300	60	Григорьева—Поляка	2	15	—	0,75
Печной газ от сжигания серы	900—1000	210—250	С винтовым завихрением	4	—	57—88	—
Газ от обезвоживания сульфатных щелоков	123—172	41—52	Центробежная	—	—	165—195	0,18—0,3

водился по начальной температуре воды, в большинстве случаев колебавшейся около 20°. Более правильно было бы рассчитывать коэффициент теплопередачи при постоянной температуре испаряющейся воды, равной температуре мокрого термометра, но для нахождения последней обычно не хватало данных, так как специальных обследований скрубберных установок не производилось, и не было известно начальное влагосодержание газа. Испарительным объемом всегда считался полный объем скруббера, за исключением скрубберов для ватержетного газа, у которых полная высота (20 м) была явно излишней для испарения тонко распыливаемой воды; в этом случае для расчета взята условно высота испарения 4 м.

По приведенным данным можно установить зависимость коэффициентов теплопередачи и испарения от температурных пределов, в которых работают скрубберы, а также от конструкции форсунок и давления распыливаемой воды. Так, при сравнении данных по генераторному газу и газу сажекопильных печей видно, что во втором случае, т. е. при работе в интервале более высоких температур газа, коэффициент теплопередачи в 2,5 раза выше, несмотря на одинаковую конструкцию форсунок и сравнительно низкое давление воды в обоих случаях. Стопроцентное испарение воды достигается при высокой температуре уходящего газа, даже если вода распыливается сравнительно грубо (газ сажекопильных печей), но его можно добиться и при низкой температуре охлаждаемого газа (ватержетный газ), если вода очень мелко распыливается хорошими форсунками высокого давления.

Очистка газа в полых скрубберах

В полых скрубберах улавливание взвешенных в газе частиц происходит несравненно хуже, чем в скрубберах насадочных. Так, например, были опубликованы реферативные данные²⁸ о пылеочистке доменного газа в полном скруббере (диаметр 5 м, высота 14 м, три ряда брызгал), работавшем в качестве холодильника. При температуре входа газа 68—145°, температуре выхода 28—37° и расходе воды 1,24—2,42 м³ на 1000 нм³ газа содержание пыли, составлявшее на входе газа 4,07—6,32 г/нм³, снижалось на выходе до 1,33—2,43 г/нм³, т. е. степень очистки составляла 57,2—68,5%. При сравнении этих данных с данными по очистке доменного газа в насадочных скрубберах (стр. 107) видно, что содержание пыли после скруббера в 3—5 раз выше.

Еще меньшая степень очистки достигается в испарительных скрубберах. В полном скруббере (см. рис. 51) степень улавливания доменной пыли составляет всего 38,3%. В полном скруббере, аналогичном по конструкции скрубберу, изображенному на рис. 52, достигалась очистка сернистого печного газа от селена лишь на 6,4%, а от туманообразной серной кислоты на 14,3%. На саже-

вых заводах, несмотря на очень высокую концентрацию сажи в печном газе; в полном скруббере-холодильнике оседает лишь 5% сажи.

Метод расчета полого скруббера с форсунками для охлаждения ненасыщенного газа

Схема материальных потоков и температурного режима полого испарительного скруббера дана на рис. 66. Автор предлагает производить расчет таких скрубберов в следующем порядке:

1. Определяют количество тепла, которое надо отнять от газа:

$$Q = V_0 (c + d_1 c_n) (t_1 - t_2) \text{ ккал/час}$$

где V_0 —объем сухого газа, нм³/час;
 c —теплоемкость газа, ккал/нм³·°С;
 d_1 —начальное влагосодержание газа, кг/нм³;
 c_n —теплоемкость водяного пара, ккал/кг·°С;
 t_1 и t_2 —начальная и конечная температуры газа.

2. Выбирают по практическим данным (например, по данным табл. 19) объемный коэффициент теплопередачи и коэффициент испарения воды, принимая за единицу все количество подаваемой в скруббер воды, и определяют температуру неиспарившейся воды, вытекающей из скруббера (t_k), как температуру мокрого термометра.

3. Определяют среднюю разность температур в скруббере:

$$\Delta t = \frac{t_1 - t_2}{2,303 \lg \frac{t_1 - t_k}{t_2 - t_k}}$$

Применение в данном случае среднелогарифмической разности температур является, правда, не вполне точным, так как часть тепла отнимается водой от газа при повышающейся ее температуре. Однако в испарительных скрубберах эта часть тепла является незначительной по отношению к основному количеству тепла, идущему на испарение воды при постоянной ее температуре (t_k), и практически нет нужды усложнять расчет.

4. Определяют полезный рабочий объем скруббера:

$$V = \frac{Q}{k \cdot \Delta t} \text{ м}^3$$

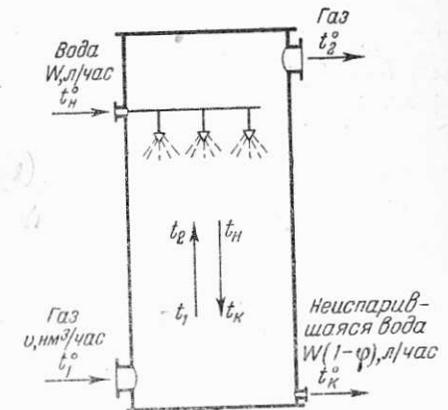


Рис. 66. Схема к расчету полого скруббера.

5. Определяют расход воды на скруббер:

$$W = \frac{Q}{\varphi(i_2 - t_n) + (1 - \varphi)(t_k - t_n)} \text{ л/час}$$

где i_2 —теплосодержание водяного пара при температуре t_2 , а φ —коэффициент испарения воды.

6. Определяют конечное влагосодержание газа на выходе из скруббера:

$$d_2 = d_1 + \frac{\varphi W}{V_0} \text{ кг/м}^3$$

7. Определяют рабочий объем газа на выходе из скруббера

$$V_2 = V_0 \left(1 + \frac{d_2}{0,804}\right) \left(1 + \frac{t_2}{273}\right) \text{ м}^3/\text{час}$$

8. Определяют диаметр скруббера D , принимая, что скорость газа на выходе (W_2) не должна превосходить 0,7—1,5 м/сек во избежание уноса капель неспарившейся воды:

$$D = \sqrt{\frac{V_2}{3600 \cdot W_2 \cdot 0,785}} \text{ м}$$

9. Определяют полезную рабочую высоту скруббера

$$H = \frac{V}{0,785 D^2} \text{ м}$$

Процесс охлаждения газа также мог бы быть представлен на $I-d$ -диаграмме, но это не дает в данном случае упрощения расчета.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Сравнительная характеристика насадочных и полых скрубберов

При выборе системы и конструкции скруббера в каждом конкретном случае учитывается одновременно целый комплекс факторов: наименьшая затрата материалов и металла, допускаемый перепад давления газа, имеющийся в распоряжении напор охлаждающей жидкости, состав газа, степень использования охлаждающей жидкости, требования пылеулавливания и газоочистки и т. д.

При технико-экономических сравнениях скрубберов некоторые из этих факторов можно исключить, как связанные больше с местными условиями установки. Так, например, сопротивление скруббера при подготовке газа к дальнейшему газоснабжению не играет особой роли, так как потеря давления в скруббере, составляющая лишь несколько сотен мм вод. ст., компенсируется повышением давления газа на несколько атмосфер. В таких случаях выбор конструкции скруббера будет определяться, очевидно, наименьшими затратами металла и экономией охлаждающей воды. В других случаях, например на газогенераторных станциях, где напор газа на выходе из газогенератора составляет всего несколько десятков мм вод. ст., часто применяют полые скрубберы, создающие меньшее сопротивление, не считаясь с тем, что в других отношениях они уступают для данных условий насадочным скрубберам.

Некоторые показатели работы скрубберов нужно исключить из сравнительного рассмотрения как не связанные с конструкцией аппарата. Так, например, одна и та же степень использования охлаждающей воды, т. е. одна и та же температура ее на выходе из скруббера, может быть достигнута при любой конструкции скруббера, путем соответствующего развития поверхности, высоты или объема скруббера.

В общих случаях основным показателем скруббера следует считать достижимую в нем тепловую нагрузку на единицу объема, так как с ее увеличением уменьшаются размеры скруббера и затрата металла на его сооружение. В частном же случае охлаждения газа, имеющего высокую температуру, до температур выше точки росы критерием для оценки конструкции скруббера является минимальная подача охлаждающей воды.

Скрубберы для охлаждения насыщенных газов до низких температур.

Для сравнительного анализа возьмем условия, при которых известны практические объемные коэффициенты теплопередачи для полых скрубберов, а именно, охлаждение газа, насыщенного при 80°, до конечной температуры 35°. Коэффициент теплопередачи полого скруббера с форсунками составляет в этих условиях около 1500 ккал/м³·час·°С, а каскадного скруббера с полками—до 2500 ккал/м³·час·°С.

Для скруббера с хордовой насадкой из досок толщиной 12,5 мм при зазоре 25 мм средний поверхностный коэффициент теплопередачи составит (по графику рис. 36) около 60 ккал/м²·час·°С при скорости выхода газа из насадки, равной 0,5 м/сек, и около 180 ккал/м²·час·°С при скорости 1,0 м/сек (в обоих случаях при охлаждении газа до 15,5°).

В принятых нами условиях охлаждения до 35° средний коэффициент теплопередачи будет несколько выше. Для удобства сравнения примем его таким же, т. е. 60 и 180 ккал/м²·час·°С. Для насадок другого типа он будет изменяться, согласно уравнению (58), пропорционально отношению удельных поверхностей и обратному отношению свободных объемов насадок в степени 0,3.

Для скруббера с насадкой из керамических колец 50×50 мм при скорости 0,5 м/сек коэффициент теплопередачи будет:

$$60 \left(\frac{113}{53,3} \cdot \frac{0,67}{0,8} \right)^{0,3} = 60 \cdot 1,19 = 71,5 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot \text{°С}$$

и соответственно при 1,0 м/сек

$$180 \cdot 1,19 = 214 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot \text{°С}$$

Для одной из наиболее разреженных насадок—хордовой с зазором 90 мм, применяемой при охлаждении загрязненных газов, коэффициент теплопередачи составляет

$$60 \left(\frac{20}{53,3} \cdot \frac{0,67}{0,9} \right) = 60 \cdot 0,68 = 41 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot \text{°С}$$

и соответственно

$$180 \cdot 0,68 = 122,5 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot \text{°С}$$

Умножая найденные поверхностные коэффициенты теплопередачи на соответствующую удельную поверхность насадки, получим объемные коэффициенты теплопередачи насадочных скрубберов (табл. 20).

Из таблицы видно, что объемная тепловая нагрузка насадочных скрубберов почти всегда выше, чем полых и каскадных, за исключением очень разреженных насадок при малых скоростях газа. Если при установке скруббера допустимо несколько повышенное

Объемные коэффициенты теплопередачи насадочных и полых скрубберов

Конструкция скруббера	Насадка	Скорость газа м/сек	Поверхностный коэффициент теплопередачи		Объемный коэффициент теплопередачи
			ккал/м ² ·час·°С	ккал/м ³ ·час·°С	
Насадочный	Керамические кольца 50×50 мм, правильная укладка	0,5	71,5	113	8 080
		1,0	214	113	24 200
	Хордовая, доски толщ. 12,5 мм, зазор 25 мм	0,5	60,0	53,3	3 200
		1,0	180,0	53,3	9 600
	Хордовая, доски толщ. 10 мм, зазор 90 мм	0,5	41,0	20	820
		1,0	122,5	20	2 450
Каскадный полочный	—	—	—	—	2 500
Полый	—	—	—	—	1 500

сопротивление, т. е. если скорость газа на выходе из насадки составляет 1 м/сек и выше, то тепловая нагрузка скруббера, насаженного кольцами или плотной деревянной насадкой, будет превышать тепловую нагрузку полого скруббера такого же размера в 10 и более раз.

Об интенсивности теплопередачи в полых скрубберах при охлаждении ненасыщенного газа практических данных не имеется. Однако нет никаких оснований полагать, что в этом случае соотношения могут измениться, так как физические условия теплоперехода в скрубберах обоих типов—полых и насадочных, будут и в этом случае одни и те же, и разница в объемных коэффициентах теплопередачи будет вызвана (так же как и при насыщенном газе) только разной величиной фактической площади соприкосновения воды с газом.

Обычно считают, что для переработки загрязненного газа безнасадочный скруббер имеет эксплуатационные преимущества перед насадочным. Однако практика показала, что и насадочные скрубберы могут хорошо работать на очень загрязненном газе при разреженной насадке и достаточной интенсивности орошения. С другой стороны, у полочного каскадного скруббера при загрязненном газе могут зарости отверстия в полках. Учитывая, наконец, высокую пылеочистительную способность насадочного скруббера, а также меньший необходимый напор воды для распределения ее по насадке по сравнению с напором для форсунок

полого скруббера, для низкотемпературного охлаждения газов нужно во всех случаях рекомендовать насадочные скрубберы.

Полые скрубберы следует применять только для газовых систем с малым сопротивлением.

Испарительные скрубберы для горячих газов

Для этого случая при сравнении по тепловой нагрузке скрубберы с насадкой всегда имеют преимущество перед полыми скрубберами с форсунками. В самом деле, наиболее высокий известный автору из практики объемный коэффициент теплопередачи составлял $340 \text{ ккал/м}^3 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$, обычно же эти коэффициенты лежат в пределах $100\text{--}200 \text{ ккал/м}^3 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$. При заполнении же объема насадкой поверхностный коэффициент теплопередачи, даже для небольших скоростей газа, составляет $10,0\text{--}16,0 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$, т. е. объемный коэффициент при насадке средней плотности (60 $\text{м}^2/\text{м}^3$) будет равен $600\text{--}900 \text{ ккал/м}^3 \cdot \text{час} \cdot ^\circ\text{C}$.

В то же время для охлаждения газа в полом скруббере требуется очень небольшое количество воды, почти не превышающее расчетное количество ее, требуемое при охлаждении за счет испарения воды. При наличии насадки подача воды всегда должна быть гораздо больше расчетной вследствие расхода ее на смачивание насадки.

В табл. 21 приведены расчетные количества воды, практически требуемые для охлаждения в испарительном скруббере 1000 нм^3 горячего воздуха от разных начальных температур до 90° при условии испарения 50% воды, при начальной температуре воды 20° , конечной температуре вытекающей неиспарившейся воды 50° , и при начальном влагосодержании воздуха 100 г/нм^3 .

Таблица 21

Расход воды в испарительных скрубберах

Начальная температура воздуха (газа) $^\circ\text{C}$	Расход воды на 1000 нм^3 газа л	Начальная температура воздуха (газа) $^\circ\text{C}$	Расход воды на 1000 нм^3 газа л
200	122	700	685
300	232	800	800
400	345	900	918
500	458	1000	1037
600	570		

Для насадки малой плотности, например из керамических колец размером $100 \times 100 \text{ мм}$, при удельной поверхности $56,5 \text{ м}^2/\text{м}^3$ и свободном пространстве 80%, для пропуска $1000 \text{ нм}^3/\text{час}$ газа со скоростью 2 м/сек (на выходе из насадки) потребовалась бы

в тех же условиях свободная площадь $0,222\text{--}0,327 \text{ м}^2$ и полная площадь:

$$(0,222 \div 0,327) : 0,8 = 0,278 \div 0,41 \text{ м}^2$$

Расход воды при «голодной» норме орошения насадки (2 л/мин на 1 пог. м ребра) составил бы

$$2(0,278 \div 0,41) 56,5 \cdot 60 = \text{от } 1885 \text{ до } 2780 \text{ л/час}$$

в зависимости от начальной температуры охлаждаемого газа. Таким образом, расход воды в насадочном скруббере во много раз больше приведенных в табл. 21 расходов на полый скруббер, подсчитанных с расчетом на испарение только половины подаваемой воды.

Рекомендация по выбору скрубберов для охлаждения горячих ненасыщенных газов может быть сформулирована так: если требуется, чтобы скруббер имел как можно меньшие размеры, надо применять скрубберы с насадкой, если важнее уменьшить расход воды, то следует устанавливать полые скрубберы с форсунками.

ЛИТЕРАТУРА

1. Л. Д. Берман, Градирни, Госэнергоиздат, 1941.
2. Л. Д. Берман, Испарительное охлаждение циркуляционной воды, Госэнергоиздат, 1949.
3. А. А. Гоголин, Обратное охлаждение воды в холодильных установках, Пищепромиздат, 1940.
4. А. А. Гоголин, Ф. И. Рудометкин, сб. «Холодильная техника», Пищепромиздат, 1940.
5. Л. И. Кудряшов, Расчетная разность температур в испарительных и сушильных установках, работающих по принципу распыливания, Изв. ОТН АН СССР, № 12 (1951).
6. Д. Н. Вырубов, Теплоотдача и испарение капель, ЖТФ, № 21 (1939).
7. Н. М. Жаворонков, Гидравлические основы скрубберного процесса и теплопередача в скрубберах, Советская наука, 1944.
8. Г. О. Нусинов, Обработка горючих газов, Госхимиздат, 1942.
9. В. М. Рамм, Теплообменные аппараты, Госхимиздат, 1948.
10. Майо, Гунтер и Нэш, Смоченная поверхность в колоннах с насадкой из колец, Chem. a. Ind., № 46 (1935).
11. Н. М. Жаворонков, Количество жидкости, удерживаемое на орошаемой насадке, Хим. пром., № 10 (1949).
12. Розебаут, Коэффициенты теплопередачи в скрубберах, Chem. Met. Eng., № 3 (1928).
13. К. А. Поляков, Свинцовая аппаратура, вып. III, ОНТИ, 1935.
14. И. М. Жаворонков, М. Э. Аэров и Н. Н. Умник, Гидравлическое сопротивление орошаемых неупорядоченных насадок, Хим. пром., № 10 (1948).
15. И. Н. Кузьминых и И. А. Апахов, Сопротивление башенных насадок газовому потоку, ПОХ, № 4—5 (1940).
16. А. Г. Касаткин, Основные процессы и аппараты химической технологии, Госхимиздат, 1950.
17. Беджер, Мак-Кэб, Основные процессы и аппараты химических производств, Госхимиздат, 1934.
18. Перри, Справочник инженера-химика. ч. I, Госхимиздат, 1937.
19. М. А. Михеев, Основы теплопередачи, Госэнергоиздат, 1949.
20. Л. Ф. Фокин и К. Ф. Павлов, Методы расчета типовой химической аппаратуры, КУБУЧ, 1932.
21. Г. А. Аронс, Теплоиспользующие аппараты, Госэнергоиздат, 1941.
22. И. Л. Пейсахов и Б. А. Чертков, О коэффициенте теплопередачи в скрубберах, ЖХП, № 9 (1940).
23. Современные проблемы сушильной техники. Труды сушильной лаборатории ВТИ им. Дзержинского, вып. II, Госэнергоиздат, 1941.
24. Н. Н. Михайлов, Использование тепловых отходов для концентрации или нагрева жидкости, изд. ИТЭИН Госплана СССР, № 17, 1942.
25. Мак-Адамс и др., Передача тепла и массы между воздухом и водой в башне с насадкой, Chem. Eng. Progr., № 4 (1949).
26. Н. И. Таганов, Новая формула для определения коэффициента теплопередачи в скрубберах с хордовой насадкой, Хим. маш., № 2 (1936).
27. В. А. Гудымчук, Система газоочистки на Кузнецком металлургическом заводе, Сталь, № 2 (1946).
28. Сталь, № 9—10 (1943). Реферат.
29. Н. Е. Кунаков, Очистка доменного газа от выплавки ферромарганца, Сталь, № 6 (1947).

30. Н. В. Чалов, Коэффициент теплопередачи при охлаждении влажного генераторного газа при прямотоке, Сталь, № 11—12 (1944).

31. И. О. Лобов и В. Ф. Поликарпов, Увлажнительно-промывные распылители для воды, Госстройиздат, 1934.

32. И. Л. Пейсахов и В. П. Сосновский, К расчету скрубберов, Кокс и химия, № 5—6 (1934).

33. Л. И. Кудряшов, Коэффициент конвективного теплообмена в испарительных установках, работающих по принципу распыливания, Хим. пром., № 2 (1949).

34. Ф. Егоров, Исследование работы скрубберов Мак-Ки-Фельда и дезинтеграторов Чокке, Сталь, № 10 (1936).

35. Н. М. Жаворонков, Гидравлическое сопротивление сухих неупорядоченных насадок, Хим. пром., № 9 (1948).

36. Н. М. Жаворонков, М. Э. Аэров, Н. Н. Умник, Критические явления в орошаемых неупорядоченных насадках, Хим. пром., № 3 (1949).

37. Л. Д. Берман, Испарительное охлаждение жидкости при малых расходах и высоких начальных влажностях воздуха, Изв. ВТИ, № 10—11 (1940).

38. Бонилла и др., Коэффициенты увлажнения воздуха в распылительных башнях, Ind. Eng. Chem., № 12 (1950).

39. Пигфорд и Пайл, Характеристика оборудования для абсорбции распылительного типа, Ind. Eng. Chem., № 7 (1951).

40. Иошида и Танака, Контакт воздуха и воды в насадочных колоннах, Ind. Eng. Chem., № 6 (1951).

- 1.
- 2.
- Госэнерг
- 3.
- Пищепро
- 4.
- щепроми
- 5.
- сушильн
- СССР, Ж
- 6.
- 7.
- теплопер
- 8.
- 9.
- 10.
- из коле
- 11.
- мой наса
- 12.
- Eng., №
- 13.
- 14.
- кое сопр
- 15.
- док газс
- 16.
- гии, Гос
- 17.
- водств,
- 18.
- 19.
- 20.
- аппарат
- 21.
- 22.
- в скруб
- 23.
- рии ВТ
- 24.
- или наг
- 25.
- в башне
- 26.
- передач
- 27.
- заводе,
- 28.
- 29.
- Сталь,

Влияние температуры на коэффициент теплообмена
 при сушке зерна в барабане

$$Re = 0,075 \cdot Re^{0,57} \left(\frac{G}{F} \right)^{0,43}$$

$$Re = \frac{W \cdot D_{вн} \cdot \rho_{ср}}{\mu}$$

$$Re = g \cdot d_{вн} \cdot \rho_{ср} \cdot \mu^{-1} \cdot \rho_{ср}$$

$$M - k_0 \cdot \text{ср} \cdot \rho_{ср}^2$$

Николай Николаевич
ЕГОРОВ

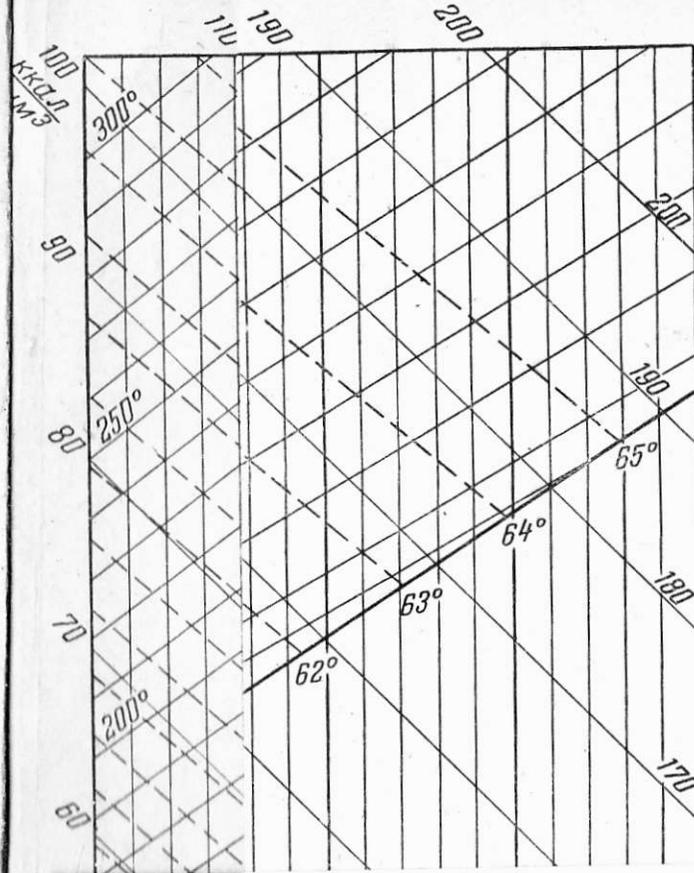
Редактор Т. Ф. Алтухова

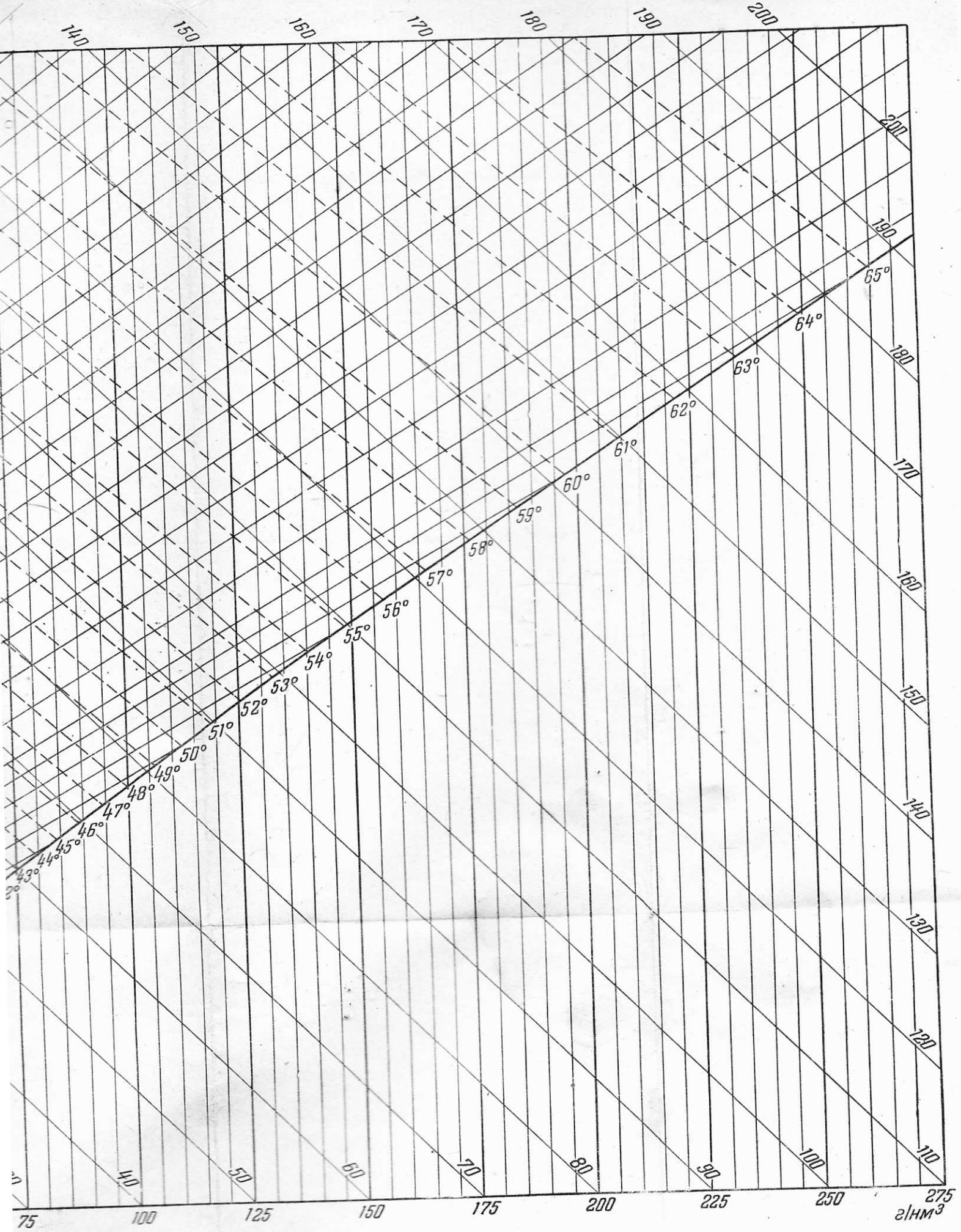
Техн. редактор М. С. Лурье

Подписано к печати 7/IX 1954 г. Т-01042. Бумага 60 × 92¹/₁₆ = 4,625 бумажных — 9,25 (в т. ч. 1 вкл.) печатных листа. Уч.-издат. листов 8,64. Типогр. зн. в печ. листе 37302. Зак. 950. Цена 5 р. 80 к. Тираж 2500 экз.

Типография Госхимиздата. Угрешская, 88.

ПРИЛОЖЕНИЕ





I - d - Диаграмма влажного газа.

