

*Пролетарии всех стран, соединитесь!*

*774/1*

М. Ю. ЛУРЬЕ

621.036

Л. 815

# СУШИЛЬНОЕ ДЕЛО

## ОБЩИЙ КУРС

ВТОРОЕ ПЕРЕРАБОТАННОЕ ИЗДАНИЕ

*Утверждено ГУУЗ НКТП в качестве  
учебного пособия для вузов*

*1838*

30 к. Пер. 1 р. 50 к.

Л

МХ СССР  
Государственный Ленинградский  
Химический завод  
Техническая библиотека

ГОСУДАРСТВЕННОЕ  
ОБЪЕДИНЕННОЕ НАУЧНО-ТЕХНИЧЕСКОЕ ИЗДАТЕЛЬСТВО  
РЕДАКЦИЯ ЭНЕРГЕТИЧЕСКОЙ ЛИТЕРАТУРЫ  
МОСКВА 1938 ЛЕНИНГРАД

ЭТ-60-5-2

Пр. ТКК № 33 от 23/VII 1938 г.

Редактор инж. С. М. Лосев.

Техн. редактор А. Д. Чаров.

Ревизионные корректоры: В. Н. Новицкая и Н. И. Новиков.

Корректор А. С. Бакулова.

Сдано в производство 13/V 1938 г.  
Подписано к печати 23/VII 1938 г.  
Формат бумаги  $70 \times 108^{1/16}$  Камской фабрики.  
Колич. печ. лист. 24 + 3 вкл.  
Учетно-авторских лист. 37,75.  
Колич. бум. листов 12 + 3 вкл.

Количество печ. знак. в 1 бум. л. 128832.  
Авторских листов 34,9.  
Энергоредакция № 150.  
Заказ № 525. Учетный № 7543.  
Тираж 7000.  
Леноблгорлит № 3302.

4-я тип. ГОНТИ НКТП СССР „Красный Печатник“. Ленинград, Международный пр., 75а

## ПРЕДИСЛОВИЕ К ПЕРВОМУ ИЗДАНИЮ

Сушильное дело — совершенно новая и самостоятельная область науки и техники, которая приобретает особое значение в нашей стране, богатой сырьевыми ресурсами.

Трудно найти такое производство, где бы в процессе переработки или изготовления материал не проходил через процесс сушки.

Расход топлива и тепла на сушку огромный; еще больше теряет наша промышленность от отсутствия сушилок или от того, что строит их нерационально. Брак при сушке и убытки от него в результате применения нерациональных конструкций или неправильных режимов сушки иногда во много раз превосходят возможные перерасходы тепла на сушку.

Сушильное дело может быстро и правильно развиваться только там, где есть возможность концентрировать знания и опыт, где возможно переносить методы сушки одних материалов на другие, где возможно болезни, пережитые с одними конструкциями, не повторять у других.

У нас в Союзе есть все предпосылки для развития сушильного дела и его концентрации. Только в Советском Союзе могла быть организована такая сушильная лаборатория, как лаборатория Всесоюзного теплотехнического института, которая 10 лет стоит на страже этих установок и уже сумела создать многие конструкции рациональных сушилок для различных отраслей промышленности.

Цель данной книги — усилить эту позицию и осветить общие вопросы независимо от бесконечного количества материалов, которые требуют сушки, дать те основные моменты, которые обеспечивают читателю подход к выбору типа сушилки, дать разобраться во всех возможностях, которые имеет на сегодняшний день сушильная техника, и в тех необходимых мероприятиях (лабораторные опыты, исследования и т. д.), которые необходимо провести для того, чтобы подойти к конечной цели — созданию рациональной конструкции сушилки.

Взамен сложных аналитических расчетов, на которые нужно тратить огромные силы, я считаю возможным дать всю статику сушильного процесса в графических построениях, позволяющих самые сложные варианты сушильных процессов (даже для дымовых газов) проводить легко и ясно.

Я стремился систематизировать основные характерные типы сушилок и указать основные принципы, в них заложенные, на основании огромного количества конструкций, созданных за границей, а также проектирования на наших заводах и фабриках, в проектных организациях и научно-исследовательских институтах.

Поставив перед собою задачу составления общего курса, я, конечно, не мог углубляться в конструктивную проработку, так как это потребовало бы составления самостоятельного труда по каждой сушилке. В книге даны характерные условия сушки некоторых основных материалов, с указанием конструкций сушилок, подходящих для этих условий. Моя задача в дальнейших изданиях по мере накопления опыта и надежных данных расширить этот список.

Некоторые вопросы сушильного дела являются еще спорными, или же разрешение их только лишь намечается. Поэтому при использовании имеющегося материала я стремился сугубо осторожно подходить к его оценке, давая только такой, который является бесспорным и проверенным. Так, например, динамика сушки, математический анализ и изучение сущности явлений, происходящих при сушке, освещены мною пока в сжатой форме, так как эти вопросы не вышли еще из стадии исследования, и многие теоретические взгляды носят спорный характер.

В настоящем труде мною затронуты три вопроса из смежных областей техники — калориферы, пылеотделители, сопротивление системы. По каждому из этих вопросов можно найти самостоятельные труды, здесь же я освещал лишь те элементы, которые необходимо в основном освоить при расчете сушилки.

Вопросов методики замеров при испытании и регулировке сушилок в данном издании ввиду обилия материала мне не удалось обработать.

Эти вопросы я предполагаю выделить в дальнейшем в самостоятельный отдел.

Благодаря своему построению книга, по моему мнению, должна быть полезной как для студентов всех отраслевых вузов, в которых изучаются вопросы сушки, так и при проектировании сушильных установок в различных отраслях народного хозяйства.

Как всякая первая работа, книга, конечно, не лишена, быть может, недостатков и дефектов, однако я думаю, что, сконцентрировав материал таким образом, можно и необходимо крепить и расширять далее эту новую область техники.

Если мой труд даст инженеру, технику, студенту, — хотя бы и не специалисту сушильного дела, — представление о возможностях в этой области, если он позволит ему наметить сушилку для своего производства и определить ее размеры, если, наконец, он даст возможность сделать тепловой расчет сушилки, а иногда и произвести конструктивное оформление ее, то цель моего труда будет достигнута.

Я еще более буду удовлетворен, если к этой книге будут обращаться и те, которые считают, что сушильное дело не может быть выделено в самостоятельную отрасль науки и техники.

М. Лурье

Москва, 1933 г.

## ПРЕДИСЛОВИЕ КО ВТОРОМУ ИЗДАНИЮ

Стахановское движение открыло новые пути развития техники. Идет пересмотр технологических процессов, нагрузок и конструкций оборудования. Этот пересмотр протекает в борьбе с консерватизмом и устарелыми традициями.

Сушильная техника обслуживает многочисленные отрасли промышленности; сушилка является во многих цехах узким местом, во многих производствах весьма дорогой машиной и почти во всех случаях — промышленным аппаратом, потребляющим топливо с низким коэффициентом использования.

Знание основных конструкций сушилок и их особенностей сплошь и рядом позволяет строить по-иному весь технологический процесс завода, выгодно изменять условия работы внутривзаводского транспорта, а иногда и теплосилового хозяйства, обслуживающего крупные сушильные цеха.

Выбор наиболее пригодной сушилки, удовлетворяющей условию получения качественного продукта при выгодных технико-экономических показателях не только в масштабе хозяйства цеха, но иногда и всего завода, представляет серьезную и актуальную задачу. Правильное решение этой задачи определяется условиями максимальных форсировок и допускаемых режимов сушки, которые можно приложить к той или иной конструкции сушилки.

Нередки случаи, когда режим сушки и мощность сушилки определяются не только технологическими требованиями, а наличием у завода источника тепла с пониженным потенциалом: переход на сушку непосредственно дымовыми газами в этих случаях дает огромные технические и экономические преимущества.

Необходимая температура агента сушки достигается путем смешения дымовых газов с воздухом, отпадает расход металла для поверхностей нагрева, отпадает котельная. Работами сушильной лаборатории ВТИ показана возможность сушки зерна, хлопка, фруктов, дерева и даже чая дымовыми газами без какого-либо ухудшения качества продуктов.

Интенсификация процессов сушки может быть проведена также путем усиления равномерности сушки в уже существующих сушилках за счет изменения условий укладки материала, гидродинамических условий обтекания, перемешивания и т. д.

Во втором издании книги сделан мною целый ряд дополнений и исправлений, обеспечивающих приближение курса к поставленным выше задачам за счет использования материалов позднейших работ по сушильной технике. Так, в связи с последними работами сушильной лаборатории уточнен целый ряд положений по динамике сушки плоских материалов, сделана попытка использовать теорию подобия для расчетов процесса испарения при различных гидродинамических условиях обтекания. Добавлен ряд глав по сушке различных материалов, исследование которых было проведено за последние годы. Внесен целый ряд новых схем сушилок, представляющих практический интерес и освоенных в той или иной отрасли промышленности. Заново переработана глава об основных понятиях, куда введены необходимые таблицы и формулы, нужные для подсчетов как коэффициентов теплопередачи, так и коэффициентов испарения. Добавлена  $Jd$ -диаграмма для высоких температур (до  $1\ 300^\circ\text{C}$ ), необходимая для расчета сушилок, работающих непосредственно дымовыми газами.

Пользуюсь случаем выразить благодарность моим товарищам по работе, сотрудникам сушильной лаборатории ВТИ, инж. Михайлову Н. М. и Федорову И. М. за помощь при составлении отдельных таблиц и сводных формул.

## ОГЛАВЛЕНИЕ

	Стр.
Предисловие к первому изданию . . . . .	3
Предисловие ко второму изданию . . . . .	4
Введение . . . . .	9
A. Основные понятия . . . . .	10
Б. Статика сушильного процесса . . . . .	31
I. Физические свойства смеси газов и влажного воздуха . . . . .	—
II. Дымовые газы . . . . .	46
III. Баланс сушилок . . . . .	55
1. Схема сушилки . . . . .	—
2. Материальный баланс сушилки . . . . .	56
3. Баланс влаги и расход воздуха . . . . .	58
4. Баланс тепла . . . . .	59
а) Сушилка без потерь . . . . .	—
б) Действительная сушилка . . . . .	61
IV. <i>Jd</i> -диаграмма для влажного воздуха и построение основного процесса . . . . .	67
1. Свойства <i>Jd</i> -диаграммы . . . . .	—
2. Теоретическая сушилка в <i>Jd</i> -диаграмме . . . . .	68
3. Влияние барометрического давления при построении процесса в <i>Jd</i> -диаграмме . . . . .	70
4. Действительная сушилка . . . . .	71
5. Процесс взаимодействия между воздухом и водой в <i>Jd</i> -диаграмме . . . . .	75
6. Сушка дымовыми газами и <i>Jd</i> -диаграмма . . . . .	78
V. Варианты нормального сушильного процесса . . . . .	81
1. Сушка воздухом . . . . .	—
а) Сушилка с подогревом в сушильной камере . . . . .	—
б) Сушилка с промежуточным подогревом воздуха . . . . .	82
в) Сушилка с возвратом отработанного воздуха . . . . .	84
г) Сушилка с возвратом отработанного воздуха и подогревом в сушильной камере . . . . .	89
д) Сушилка с промежуточным подогревом и возвратом отработанного воздуха в каждой зоне . . . . .	90
е) Сушилка с промежуточным подогревом и возвратом отработанного воздуха по зонам и по всей сушилке . . . . .	92
ж) Сушилка с промежуточным подогревом и возвратом отработанного воздуха по всей сушилке . . . . .	94
з) Сушилка с замкнутой циркуляцией (Конденсация и химическое поглощение влаги) . . . . .	95
и) Сушилка с переменным количеством воздуха . . . . .	97
к) Сушилка с поперечным током воздуха . . . . .	100
л) Сушилка с частичным осушением воздуха по ходу процесса . . . . .	—
2. Сушка дымовыми газами . . . . .	102
а) Сушилка с возвратом отработанных газов . . . . .	—
б) Сушилка с подогревом в сушильной камере . . . . .	106
в) Сушилка с промежуточным повышением температуры . . . . .	107
г) Сушилка с возвратом отработанной смеси по зонам . . . . .	108
VI. Расчет холодильника . . . . .	111
В. Динамика сушильного процесса . . . . .	112
I. Влага в материале . . . . .	113
II. Испарение жидкости со свободной поверхности . . . . .	117
III. Уравнение равновесия . . . . .	125

	Стр.
IV. Испарение влаги из материала . . . . .	128
1. Период постоянной скорости испарения . . . . .	131
2. Период падающей скорости испарения . . . . .	132
V. Потенциал сушки . . . . .	142
VI. Температура воздуха, допускаемая при сушке . . . . .	146
VII. Длительность сушки . . . . .	148
VIII. Влияние сушки на качество материала . . . . .	150
IX. Увязка динамики и статика сушильного процесса при расчете сушилок . . . . .	152
X. Выбор степеней насыщения отходящего воздуха . . . . .	156
Г. Основные типы (классификация) сушилок . . . . .	157
Д. Атмосферные сушилки . . . . .	159
I. Сушилки непрерывного действия . . . . .	—
1. Барабанные сушилки . . . . .	169
2. Коридорные сушилки . . . . .	184
3. Непрерывно действующие камерные сушилки . . . . .	190
4. Трубчатые сушилки . . . . .	194
5. Скребокковые сушилки . . . . .	196
6. Сушилки с мешалками . . . . .	199
7. Шахтные сушилки . . . . .	203
8. Сточные сушилки . . . . .	204
9. Сушилки, работающие по принципу распыливания материала . . . . .	209
10. Вальцовые сушилки . . . . .	216
11. Пневмосушилки . . . . .	222
12. Сушилки с движением материала в полувзвешенном состоянии . . . . .	223
13. Цилиндрические сушилки . . . . .	226
14. Турбинные сушилки . . . . .	228
15. Регенеративные сушилки Hopigmann'a . . . . .	229
II. Сушилки периодического действия . . . . .	—
1. Камерные сушилки и сушильные шкафы . . . . .	236
2. Сточные сушилки . . . . .	237
3. Сушилки с перемешиванием (механические) . . . . .	238
Е. Вакуумсушилки . . . . .	243
I. Непрерывно действующие вакуумсушилки . . . . .	—
1. Цилиндрические сушилки . . . . .	244
2. Вальцовые сушилки . . . . .	247
3. Сушилка с мешалками . . . . .	—
4. Ленточные вакуумсушилки . . . . .	—
II. Вакуумсушилки периодического действия . . . . .	—
1. Вакуумкамеры и вакуумшкафы . . . . .	248
2. Вакуумсушилки с перемешиванием (механические) . . . . .	249
Ж. Некоторые новые способы сушки . . . . .	249
I. Сушка угля паром по системе Флейснера . . . . .	—
II. Сушка перегретым паром . . . . .	252
III. Сушка электромагнитными волнами . . . . .	254
З. Сушка различных материалов . . . . .	256
I. Сушка химических (органических) продуктов и полупродуктов . . . . .	—
II. Сушка дерева . . . . .	258
III. Сушка фанеры . . . . .	265
IV. Сушка древесных опилок, муки и стружек . . . . .	266
V. Сушка изоляционных плит . . . . .	267
VI. Сушка спичек . . . . .	269
VII. Сушка угля . . . . .	270
VIII. Сушка фрезторфа . . . . .	276
IX. Сушка зерна . . . . .	278
X. Сушка плодов и овощей . . . . .	281
XI. Сушка кормовых продуктов и отходов пивоварения, винокурения, виноделия и сахарных заводов . . . . .	285
XII. Сушка дрожжей . . . . .	286
XIII. Сушка молока . . . . .	—
XIV. Сушка яиц . . . . .	287
XV. Сушка крови . . . . .	288

	Стр.
XVI. Сушка чая . . . . .	—
XVII. Сушка литейных форм и стержней . . . . .	290
XVIII. Сушка пряжи в мотках . . . . .	295
XIX. Сушка ткани . . . . .	297
XX. Сушка искусственного шелка . . . . .	299
XXI. Сушка хлопка-сырца . . . . .	302
XXII. Сушка бумаги, картона, целлюлозы . . . . .	304
XXIII. Сушка обувного картона (кожсуррогаты) . . . . .	307
XXIV. Сушка кожи . . . . .	309
XXV. Сушка керамических изделий . . . . .	310
XXVI. Сушка керамических материалов . . . . .	314
XXVII. Сушка конопляной и льняной тресты и соломы . . . . .	317
XXVIII. Сушка фотопластнок, бумаги и киноплёнки . . . . .	319
<b>И. Пылеотделители . . . . .</b>	<b>320</b>
1. Циклон . . . . .	323
2. Пылеотделительные камеры . . . . .	329
3. Мокросухой пылеотделитель . . . . .	331
4. Матерчатые фильтры . . . . .	333
5. Электростатические фильтры . . . . .	335
<b>К. Калориферы . . . . .</b>	<b>338</b>
I. Топки . . . . .	—
II. Газовые калориферы . . . . .	341
III. Паровые калориферы . . . . .	346
<b>Л. Сопротивление сушилки, калорифера и системы воздухопроводов . . . . .</b>	<b>351</b>
I. Сопротивление трения воздухопроводов . . . . .	355
II. Местные сопротивления . . . . .	—
III. Сопротивление материала проходу воздуха ( $\Delta S_1$ ) . . . . .	356
IV. Сопротивление калориферов . . . . .	358
V. Сопротивление фильтров и пылеотделителей . . . . .	361
<b>М. Пример полного теплового расчета сушилки с промежуточным подогревом и возвратом воздуха по зонам . . . . .</b>	<b>362</b>
<b>Н. Пример теплового расчета сушилки на дымовых газах . . . . .</b>	<b>378</b>



## ВВЕДЕНИЕ

Почти все встречающиеся в технике материалы или в конечной форме, или в стадии обработки, состоят из вещества в твердой или жидкой фазе, причем в зависимости от количественного соотношения этих составляющих материал по своему внешнему виду приближается или к жидкости (например, молоко, кровь, растворы и т. д.), или к твердому телу (например, дерево, кирпич, текстиль и т. д.). В материале могут находиться в жидкой фазе вода, алкоголь, эфир и др., и в ряде случаев, по разным изложенным ниже причинам, содержание их в веществе оказывается нужным уменьшить. У некоторых материалов часть жидкости может быть удалена механическим путем<sup>1</sup> (отжатие, отсасывание, центрифугирование, фильтрование) на специальных аппаратах (прессы, центрифуги, вакуумфильтры), у других — физико-химическим, например, замещением более летучей жидкостью, для удаления которой достаточны атмосферные условия или значительно меньшие расходы тепла. Если удаляется указанным способом вода, то процесс называется *обезвоживанием*.

Если удаляется из материала жидкость при помощи тепла, подводимого к материалу в той или иной форме, то этот процесс называется выпариванием и испарением.

Выпаривание происходит при температуре кипения, соответствующей атмосферным условиям и концентрации раствора (например, если жидкость, заключенная в материале, — вода, не связанная органически с материалом, — кипение на открытом воздухе происходит при температуре около 100° С; если в воде растворена соль, то кипение при тех же условиях будет при температуре выше 100° С); процесс испарения происходит при температуре более низкой, чем соответствующая температура кипения. Этот последний процесс называют обычно процессом *сушки*, хотя резкой границы между ними провести нельзя, и оба они протекают сплошь и рядом в одних и тех же аппаратах.

Несмотря на кажущееся сходство явлений, происходящих при испарении различных жидкостей, законы, управляемые этими явлениями, отличны друг от друга, и изучение испарения каждой жидкости требует своей проработки, причем для всех жидкостей, кроме воды, многие сопутствующие явления еще недостаточно изучены, и в настоящий момент еще нельзя привести их в закономерную систему. В связи с этим, а также ввиду того, что огромная масса материала требует при сушке удаления воды, иногда с ничтожным содержанием других жидкостей, мы в дальнейшем будем говорить о сушке, *понимая под этим только удаление воды*. Расчеты, приводимые ниже, только в самой грубой форме могут быть переносимы на другие жидкости, не говоря уже о цифрах, полученных эмпирическим путем.

Необходимость сушки различных материалов определяется их *назначением*: одни сушатся для удешевления транспорта, другие для предохранения от гниения при хранении; одни для увеличения крепости (дерево), другие для увеличения теплотворной способности (топливо), некоторые для улучшения размола, иные

---

<sup>1</sup> В зависимости от свойств материала можно таким способом довести содержание жидкой части до 40—50% от общего веса материала. Там, где возможно, нужно стремиться к использованию этого способа, при котором расход тепла на механическую работу составляет иногда только  $\frac{1}{6}$ — $\frac{1}{7}$  расхода тепла на сушку.

с целью проведения, облегчения и улучшения различных стадий технологической обработки и т. д. Перечень материалов, подвергающихся сушке, огромен, и в каждом отдельном случае пределы и качество сушки зависят от этого назначения.

## А. ОСНОВНЫЕ ПОНЯТИЯ

1. *Температура* определяет степень нагретости вещества и в большинстве случаев измеряется в градусах Цельсия. В английской и американской литературе часто применяется шкала Фаренгейта; иногда встречаются измерения в градусах Реомюра. Формулы перехода от одного измерения к другому следующие:

$$\begin{aligned} a^{\circ} \text{C} &= 0,8a^{\circ} \text{R} = 1,8a + 32^{\circ} \text{F}; \\ a^{\circ} \text{R} &= 1,25a^{\circ} \text{C} = 2,25a + 32^{\circ} \text{F}; \\ a^{\circ} \text{F} &= \frac{5}{9}(a - 32)^{\circ} \text{C} = \frac{4}{9}(a - 32)^{\circ} \text{R}. \end{aligned}$$

2. *Количество тепла*, которое нужно сообщить 1 кг воды, чтобы поднять ее температуру на 1° (от 14,5 до 15,5°С) при атмосферном давлении, является технической единицей тепла и называется *калорией*.<sup>1</sup> В английской системе за единицу принимается количество тепла, необходимое для нагревания 1 англ. фунта воды (453,6 г) на 1° F. Обозначается эта единица буквами BTU (British Thermal Unit).

$$1 \text{ BTU} = 0,252 \text{ кал};$$

$$1 \text{ кал} = 3,968 \text{ BTU}.$$

3. *Теплоемкостью* какого-либо тела называется количество единиц тепла (калорий), потребное для поднятия температуры 1 кг этого тела на 1°С. Таким образом теплоемкость воды равна 1 кал/кг°С. Теплоемкость твердых и жидких тел изменяется при изменении температуры, однако это изменение незначительно.

Теплоемкость газов и паров изменяется при изменении температуры, а также зависит от внешних условий, при которых идет нагревание (относится или к 1 кг или к 1 м<sup>3</sup>). Если нагревание происходит в сосуде постоянного объема, то теплоемкость 1 кг пара или газа (называемая в дальнейшем теплоемкостью при постоянном объеме  $c_v$ ) оказывается иной, чем в тех случаях, когда нагревание идет при постоянном атмосферном давлении ( $c_p$ ).

Если для нагревания 1 кг какого-либо тела от  $t$  до  $t_1$  требуется  $Q$  кал тепла, то  $c_{(t-t_1)} = \frac{Q}{t-t_1}$  является средней теплоемкостью в пределах температур от  $t$  до  $t_1$ .

Средняя теплоемкость для бесконечно малого участка температур называется *истинной теплоемкостью* этого участка.

Если зависимость *истинной теплоемкости* от температуры выражается уравнением

$$c = a + bt \quad \text{или} \quad c = a + bt + ct^2,$$

то зависимость *средней теплоемкости* в пределах от 0° до  $t$

$$c_{(0-t)} = a + b \frac{t}{2} \quad \text{или} \quad c_{(0-t)} = a + \frac{b}{2} t + \frac{c}{3} t^2.$$

В сушилках мы большей частью имеем дело с теплоемкостью газов при постоянном давлении. Их значения для температур от 0° до 2000°С сведены в табл. 1.

<sup>1</sup> Дальше всюду принимается большая калория.

Эти значения приняты в СССР за стандартные в результате работы комиссии 1929 г. <sup>1</sup>

По этим значениям подсчитаны все последующие таблицы и диаграммы.

В настоящее время в Германии широко внедряются значения теплоемкостей газов, полученных спектроскопическим методом, отличающиеся от значения табл. 1. Эти значения для средней теплоемкости приведены в табл. 2.

4. *Теплоемкость 1 кг сухого газа при температуре t° С, отсчитываемое от 0° С, равняется*

$$i = c_{(0-t)} t \text{ кал/кг.}$$

В английской системе мер 1 BTU/Lb = 0,555 кал/кг.

5. Всякое тело при нагревании расширяется. Приращение единицы длины твердого тела при нагревании на 1° С называется *коэффициентом линейного расширения*, приращение единицы объема (твердые, жидкие, газообразные тела) при повышении температуры на 1° С называется *коэффициентом объемного расширения*. Измененный объем газа определяется по следующей формуле:

$V = V_0 [1 + \beta(t - t_0)]$ ,  
где  $V_0$  — объем, занимаемый телом при температуре  $t_0$ , а  $V$  — объем при  $t$ ;  $\beta$  — коэффициент объемного расширения, размерность его:  $\frac{1}{^\circ\text{C}}$ .

Точными опытами установлено, что при постоянном давлении все газы имеют примерно одинаковый коэффициент объемного расширения, равный  $\frac{1}{273,1}$  по отношению

к объему при 0° С (закон Гей-Люссака). Если охладить газ до -273,1° С, то при принятом коэффициенте объемного расширения объем его при этой темпера-

ТАБЛИЦА 1  
ТЕПЛОЕМКОСТЬ ПРИ ПОСТОЯННОМ ДАВЛЕНИИ  
НА 1 кг (СРЕДНЯЯ)

°С	Воздух	N <sub>2</sub> и СО	O <sub>2</sub>	СО <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub>
0	0,240	0,249	0,218	0,199	0,463	3,39
100	0,241	0,249	0,218	0,203	0,463	3,41
200	0,241	0,249	0,218	0,208	0,464	3,43
300	0,241	0,250	0,219	0,213	0,466	3,44
400	0,242	0,250	0,219	0,217	0,468	3,46
500	0,242 <sub>5</sub>	0,251	0,220	0,222	0,471	3,48
600	0,243	0,252	0,220	0,226	0,475	3,50
700	0,244	0,252	0,221	0,230	0,479	3,51
800	0,245	0,253	0,222	0,234	0,484	3,53
900	0,246	0,254	0,222 <sub>5</sub>	0,237	0,490	3,55
1 000	0,247	0,255	0,223	0,241	0,495	3,56 <sub>5</sub>
1 100	0,248	0,256	0,224	0,244 <sub>5</sub>	0,502	3,58
1 200	0,249	0,257 <sub>5</sub>	0,225	0,248	0,509 <sub>5</sub>	3,60
1 300	0,250	0,259	0,226	0,251	0,517	3,62
1 400	0,251	0,260	0,227 <sub>5</sub>	0,254	0,526	3,63 <sub>5</sub>
1 500	0,252 <sub>5</sub>	0,261	0,229	0,257	0,535	3,65
1 600	0,254	0,263	0,230	0,260	0,545	3,67
1 700	0,255	0,264	0,231	0,262	0,555	3,69
1 800	0,257	0,266	0,233	0,264 <sub>5</sub>	0,566	3,70
1 900	0,258 <sub>5</sub>	0,267 <sub>5</sub>	0,234	0,267	0,578	3,72
2 000	0,260	0,269	0,236	0,269	0,590	3,74

ТАБЛИЦА 2  
ТЕПЛОЕМКОСТЬ ПРИ ПОСТОЯННОМ ДАВЛЕНИИ НА 1 кг  
СРЕДНЯЯ (по Justi <sup>2</sup>)

°С	Воздух	N <sub>2</sub>	СО	O <sub>2</sub>	СО <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub>
0	0,240	0,248	0,247 <sub>5</sub>	0,218	0,201	0,443	3,448
100	0,241	0,248	0,248 <sub>5</sub>	0,221	0,210 <sub>5</sub>	0,447	3,448
200	0,242	0,249	0,250	0,223	0,220	0,451	3,448
300	0,244	0,250	0,252	0,227	0,228	0,457	3,448
400	0,246	0,252	0,254	0,230	0,236 <sub>5</sub>	0,462	3,450
500	0,248 <sub>5</sub>	0,254	0,257	0,234	0,244	0,468	3,453
600	0,251	0,257	0,259	0,237	0,250	0,476	3,458
700	0,253 <sub>5</sub>	0,259	0,262	0,239	0,256	0,484	3,465
800	0,256	0,262	0,265	0,242	0,261	0,492	3,476
900	0,258	0,264	0,267	0,244	0,266	0,499 <sub>5</sub>	3,487
1 000	0,261	0,266 <sub>5</sub>	0,270	0,246	0,270	0,507	3,501
1 100	0,263	0,268 <sub>5</sub>	0,272	0,248	0,273	0,515	3,517
1 200	0,265	0,271	0,274	0,249	0,277	0,523	3,535
1 300	0,267	0,273	0,276	0,251	0,280	0,530	3,551
1 400	0,268	0,275	0,278	0,252 <sub>5</sub>	0,282	0,537	3,569
1 500	0,270	0,276	0,279 <sub>5</sub>	0,254	0,285	0,544	3,588
1 600	0,272	0,278	0,281	0,255	0,287	0,550 <sub>5</sub>	3,606
1 700	0,273	0,279	0,283	0,256	0,289 <sub>5</sub>	0,557	3,624
1 800	0,274	0,281	0,284	0,257	0,291 <sub>5</sub>	0,563	3,647
1 900	0,275	0,282	0,285	0,258	0,293	0,569	3,660
2 000	0,276 <sub>5</sub>	0,283	0,286	0,259	0,295	0,574 <sub>5</sub>	3,676

<sup>1</sup> „Известия ВТИ“ № 1 (14), № 2 (45).

<sup>2</sup> E. Justi, Spezifische Wärme technischer Gase und Dämpfe, Forschung, 1934.

туре как бы исчезает. Температуры  $-273,1^{\circ}\text{C}$  принимается за абсолютный нуль, от которого отсчитывается абсолютная температура ( $T = 273,1 + t^{\circ}\text{C}$ ).

6. Коэффициент теплопроводности  $\lambda$  есть количество тепла, переходящего в 1 час через  $1\text{ м}^2$  поверхности материала от одной его стенки к другой при толщине материала  $1\text{ м}$  и разности температур обеих поверхностей в  $1^{\circ}\text{C}$ . Разность коэффициента  $\lambda$  кал/м час $^{\circ}\text{C}$ .

Значения  $\lambda$  для воздуха и других газов приведены в табл. 3, а для различных металлов, строительных и изоляционных материалов в табл. 4 и 5.

Коэффициент теплопроводности для одного и того же материала зависит от его температуры, влажности, удельного веса, структуры и т. д.

Для газов  $\lambda$  (в широких пределах) не зависит от давления.

ТАБЛИЦА 3  
ЗНАЧЕНИЕ КОЭФИЦИЕНТА ТЕПЛОПРОВОДНОСТИ  $\lambda$  кал/м час $^{\circ}\text{C}$  ДЛЯ ВОЗДУХА И ДРУГИХ ГАЗОВ

Наименование газов	$^{\circ}\text{C}$						
	-20	0	100	200	300	400	500
Воздух . . . . .	0,0101	0,0204	0,0264	0,0318	0,0369	0,0417	0,0464
Кислород, $\text{O}_2$ . . . . .		0,0206	0,027				
Азот, $\text{N}_2$ . . . . .		0,0204	0,0258				
Окись углерода, $\text{CO}$ . . . . .		0,0195					
Углекислота, $\text{CO}_2$ . . . . .		0,0122	0,0178	0,022			
Водород, $\text{H}_2$ . . . . .		0,148	0,180				
Водяной пар, $\text{H}_2\text{O}$ . . . . .			0,0201	0,0258	0,0315		

7. С некоторым допущением можно считать, что газы подчиняются уравнению Бойля-Мариотта и Гей-Люссака (Клапейрона). Для  $1\text{ кг}$  газа имеем

$$Pv = RT, \quad (1)$$

где  $P$  — давление газа в  $\text{кг/м}^2$ ;

$v$  — объем  $1\text{ кг}$  газа при давлении  $P$  в  $\text{м}^3$  (удельный объем);

$R$  — газовая постоянная;

$T = 273,1 + t^{\circ}\text{C}$  — абсолютная температура.

Для  $G\text{ кг}$  газа это уравнение

$$PV = GRT, \quad (2)$$

где  $V$  — объем  $G\text{ кг}$  газа.

Вес  $1\text{ м}^3$  газа в килограммах называется его удельным весом  $\gamma$ :

$$\gamma = \frac{1}{v} = \frac{G}{V} = \frac{P}{RT}; \quad v = \frac{1}{\gamma} = \frac{V}{G} = \frac{RT}{P}.$$

Связь между величинами  $P, v, T$  или  $P, \gamma, T$  называется уравнением состояния газа или характеристическим уравнением.<sup>1</sup>

8. Давление измеряется в следующих единицах:

Физическая атмосфера =  $1,033\text{ кг/см}^2 = 760\text{ мм рт. ст.}$  при  $0^{\circ}\text{C} = 10\,333\text{ мм вод. ст.}$  при  $4^{\circ}\text{C} = 10\,333\text{ кг/м}^2 = 7\,991,5\text{ м воздушного столба}$  при  $0^{\circ}$  и  $760\text{ мм рт. ст.} = 1,033\text{ технической атмосферы}$ .

<sup>1</sup> В действительности газы не подчиняются уравнению состояния идеальных газов. Для воздуха,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{O}_2$  считают одним из вероятных уравнение Berthelot'a (типа Van der Waals'a, см. Partington, Chemical Thermodynamic, 1924 г.). Расхождения, однако, невелики и в дальнейших подсчетах ими пренебрегаем.

Для паров пользование уравнением Клапейрона уже вызывает заметные отклонения, почему правильнее пользоваться паровыми таблицами, подсчитываемыми по точным характеристическим уравнениям.

**ТАБЛИЦА 4**  
**КОЭФИЦИЕНТ ТЕПЛОПРОВОДНОСТИ ИЗОЛЯЦИОННЫХ МАТЕРИАЛОВ**

№ по пор.	Наименование материала	Объемный вес $\gamma$ кг/м <sup>3</sup>	Коэффициент теплопроводности $\lambda$ кал/м час °С	Средняя температура изоляции °С	Состояние изоляции
1	Асбест . . . . .	579	0,177 ÷ 0,190	50 ÷ 200	Мастика
2	Асбестовый картон . . . . .	540 890 1 100—1 150	0,125 ÷ 0,133 0,143 0,18 ÷ 0,21	50 ÷ 250 51 150	Картон "
3	Ньювель (асбесто-магнезиальная изоляция в порошке с содержанием MgO — 85% и асбеста 3-го сорта — 15%) . . . . .	360 200—500	0,066 ÷ 0,072 0,0525 ÷ 0,072	100 ÷ 260 60—70	Мастика "
4	Совелит (легкой магнезии и мела — 80%, асбеста 4-го сорта — 15%) . . . . .	430 350 520	0,074 ÷ 0,082 0,065 0,097	100 ÷ 260 90 200	" " "
5	Асботермит (отходов асбоцементного производства — 70%, трепела — 20%, асбеста 5—6-го сорта — 10%)	367 535	0,097 ÷ 0,11 0,091 ÷ 0,11	100 ÷ 260 50 ÷ 200	" "
6	Новоасбозурит (трепела — 70%, асбеста — 15%, отходов шиферного пр-ва — 15%) . . . . .	720	0,16 ÷ 0,17	100 ÷ 200	"
7	Асбослюдающая изоляция . . . . .	560	0,10 ÷ 0,16	100 ÷ 200	"
8	Асбозурит Добужский . . . . .	600—900 670	0,135 ÷ 0,212 0,173	60—70 200	" "
9	Асбестит (асбеста 6—7-го сорта — 70%, белой глины — 30%) . . . . .	1 230	0,305 ÷ 0,324	50—150	"
10	Магнезия . . . . .	797	0,52	47	Засыпка
11	Диатомит порошкообразный	250 ÷ 350	0,053 ÷ 0,072	100—200	"
12	Диатомит для изоляции трубопроводов . . . . .	417	0,076	205	Мастика
13	Доломит . . . . .	2 680	1,5	50	Кирпичи
14	Алюминиевая фольга (7 воздушных прослоек на 64 мм)	3	0,0216 ÷ 0,0453	20 ÷ 500	Фольга
15	Доменный легкий гранулированный шлак . . . . .	360	0,12 ÷ 0,145	100 ÷ 300	Засыпка
16	Зола древесная . . . . .	—	0,06	100	"
17	Кокс пылевидный . . . . .	—	0,16	—	"
18	Древесный уголь . . . . .	190 ÷ 240	0,07	80	"
19	Фибровый картон . . . . .	237	0,04	21	Картон
20	Пробковые плиты, сухие и пропитанные козеином . . . . .	147 ÷ 198	0,036—0,046	0—80	Плиты
21	Пробковая мелочь (куски 1 ÷ 3 мм) . . . . .	161	0,041—0,052	50—150	Засыпка
22	Торф воздушно-сухой (мелочь) . . . . .	131	0,033—0,041	0—50	"
23	Торфяные плиты (пропитанные содой) . . . . .	120—374	0,035—0,095	0—50	Плиты
24	Хлопок . . . . .	80	0,05	0—100	Засыпка
25	Пух и перья . . . . .	80	0,02—0,03	0—80	Набивка
26	Пух растительный . . . . .	14	0,03	30	"
27	Вага хлопчатобумажная . . . . .	80	0,036	30	"
28	Бумага . . . . .	—	0,112	—	—
29	Войлок волосяной . . . . .	270	0,0306	30	—
30	" шерстяной . . . . .	330	0,045	30	—
31	Волокна шерсти . . . . .	163	0,021	55	—
32	Шевелин (льняные очесы) . . . . .	190	0,039—0,052	16,5—68,6	Плиты

Продолжение

№ по пор.	Наименование материала	Объемный вес $\gamma$ кг/м <sup>3</sup>	Коэффициент теплопроводности $\lambda$ кал/м час °С	Средняя температура изоляции °С	Состояние изоляции
33	Морозин, костра водоупорная	309—370	0,052—0,058	19,8—22,4	Плиты Маты, проши- тые проволокой
34	Камышит	156—266	0,049—0,056	75—85	
35	Соломит	120	0,06	—	То же
36	Солома прессованная	132	0,050—0,075	30—105	
37	Картон	400—700	0,061—0,088	50—60	Картон
38	Резина мягкая	—	0,11—0,14	20	
39	Холст	—	0,075	30	—
40	Целлулоид	1 400	0,18	30	—
41	Шелк	—	0,039	—	—
42	Вата стеклянная 1-й сорт	154	0,044	88,5	Набивка
43	„ 2-й „	206	0,051	88,0	
44	„ шлаковая	100—400	0,047—0,082	50—70	„
45	Шерсть минеральная	300	0,043—0,077	50—200	„
46	Воздух неподвижный	150	0,033	—	„
		—	0,02	191—200	„

Материалы, помеченные № 1—15 и 42—46, могут применяться для температур до 700÷900° С.

Материалы, помеченные № 16—41, могут применяться для температур до 100÷120° С.

ТАБЛИЦА 5

**КОЭФИЦИЕНТЫ ТЕПЛОПРОВОДНОСТИ СТРОИТЕЛЬНЫХ МАТЕРИАЛОВ, ОТЛОЖЕНИЙ И МЕТАЛЛОВ**

№ по пор.	Наименование материала	Объемный вес $\gamma$ кг/м <sup>3</sup>	Коэффициент теплопроводности $\lambda$ кал/м час °С	Средняя температура °С
1	Асбошифер	1 790	0,13—0,17	0—50
2	Асфальт	2 120	0,52—0,64	0—30
3	Бетон из кирпича и щебня	1 660	0,72	0
4	Бетон	1 000—2 300	0,263—0,72	—
5	Железобетонная стенка, армированная проволочной сеткой	—	1,2	0
6	Шлаковый бетон	871	0,243—0,245	20—60
7	Кирпичная кладка нормально влажная	—	0,6—0,8	—
8	То же, сухая	—	0,35—0,45	—
9	Гипсовая штукатурка	740	0,288	30
10	Штукатурка строительная	1 247	0,37	25
11	Глина	—	0,7	—
12	Песок	1 640	0,98	20—50
13	Песчаник	2 250	1,58	40
14	Кирпич	1 672	0,45—0,82	0—40
15	Известняк	2 555	1,07—1,14	100—300
16	Мел	1 520	0,60	—
17	Древесные опилки	192	0,045	21
18	Древесные стружки	140	0,050—0,075	30
19	Дуб поперек волокон	825	0,17—0,18	0—15
20	„ параллельно волокнам	825	0,35	0—15
21	Сосна поперек волокон	546	0,12—0,14	0—50
22	„ параллельно волокнам	546	0,30	20
23	Ель поперек волокон	450	0,09	60
24	„ вдоль „	450	0,17	60
25	Линолеум	—	0,16	—
26	Рубероид	—	0,135	84—100
27	Стекло оконное	2 490	0,45—0,91	30—75

Продолжение

№ по пор.	Наименование материала	Объемный вес $\gamma$ кг/м <sup>3</sup>	Коэффициент теплопроводности $\lambda$ кал/м час °С	Средняя температура °С
28	Толь кровельный . . . . .	—	0,12	—
29	Цемент . . . . .	—	0,78—0,9	—
30	Шлаки каменноугольные . . . . .	697	0,12	—
31	Фарфор . . . . .	—	0,9	—
32	Гипс формованный . . . . .	1 250	0,37	20
33	Пемза . . . . .	—	0,21	21—56
34	Силикаты . . . . .	1 770	0,27—0,58	500—1 100
35	Шлак доменный . . . . .	—	0,095	—
36	Шамот . . . . .	2 030	0,36—0,90	500—1 100
37	Магнезит . . . . .	1 910	0,45—0,98	500—1 100
38	" . . . . .	2 560	0,90—1,14	500—1 100
39	Кирпич огнеупорный . . . . .	1 840	0,9	800—1 100
40	" глиноземный . . . . .	2 720	1,9—1,8	500—1 000

Отложения

41	Угольная пыль . . . . .	—	0,1	—
42	Портландский цемент . . . . .	—	0,26	—
43	Ржавчина . . . . .	—	1,08	—
44	Сернистое железо . . . . .	—	6,1	—
45	Гипс . . . . .	—	0,6	—
46	Котельная накипь . . . . .	—	1,5—2,5	—
47	Нефтепродукт . . . . .	—	0,12	93
48	" . . . . .	—	0,077	425
49	Асфальт . . . . .	—	0,15	—
50	Сажа ламповая . . . . .	160	0,057	40

Металлы

51	Алюминий . . . . .	2 600—2 700	173—212	100—400
52	Железо . . . . .	7 200—7 800	40—45	30—100
53	Латунь . . . . .	—	79—90	20—100
54	Медь . . . . .	8 300—8 900	332—335	20—300
55	Олово . . . . .	—	46—54	0—200
56	Свинец . . . . .	—	27,4—29,8	0—300
57	Чугун . . . . .	7 200—7 800	43—82	0—600
58	Бронза . . . . .	—	51—61	18—20
59	Константан . . . . .	—	23	100

Техническая атмосфера = 1 кг/см<sup>2</sup> = 735,5 мм рт. ст. при 0° С = 10 000 мм вод. ст. при 4° С = 7733,9 м воздушного столба при 0° С и 760 мм рт. ст. = 0,968 физической атмосферы.

9. По закону Авогадро равные объемы разных газов при одинаковых давлениях и температурах содержат одинаковое количество молекул.

В этом случае мы можем для двух газов написать:

$$\frac{V_1}{V_2} = \frac{\gamma_2}{\gamma_1} = \frac{M_2}{M_1} \quad \text{и} \quad \frac{R_1}{R_2} = \frac{M_2}{M_1},$$

или

$$M_1 V_1 = M V = \text{const.}$$

В последнем равенстве  $M$  обозначает количество газа в килограммах, равное числу, выражающему его молекулярный вес.

$M$  называется килограммолекулой, или молем;

$MV$  есть объем 1 моля, равный для всех газов, подчиняющихся уравнению состояния (1), 22,4 м<sup>3</sup> при 0° С и 760 мм рт. ст.

ТАБЛИЦА 6

Наименование газа	Химические обозначения	M	R	$\gamma$
Кислород . . .	O <sub>2</sub>	32,0	26,5	1,429
Азот . . . . .	N <sub>2</sub>	28,02	30,26	1,254
Водород . . . .	H <sub>2</sub>	2,016	420,6	0,09
Окись угле- рода . . . . .	CO	28,0	30,29	0,251
Углекислота . .	CO <sub>2</sub>	44,0	19,27	1,965
Водяной пар . .	H <sub>2</sub> O	18,02	47,1	0,803 <sup>1</sup>
Воздух . . . . .	—	28,98	29,27	1,293
Сернистый ан- гидрид . . . . .	SO <sub>2</sub>	64,07	13,24	2,93
Ацетилен . . . .	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	26,02	32,5	1,17
Метан . . . . .	CH <sub>4</sub>	16,03	52,80	0,717
Этилен . . . . .	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28,03	30,20	1,252

Уравнение состояния для 1 моля  
 $PV = GRT$ , где  
 $V = 22,4 \text{ м}^3/\text{моль}$ ;  
 $G = M$  — молекулярный вес в кг;  
 $P = 10\,333 \text{ кг/м}^2$ ;  
 $T = 273,1^\circ \text{C}$ ,

$$\text{откуда } R = \frac{10\,333 \cdot 22,4}{M \cdot 273,1} = \frac{848,5}{M}$$

Удельный вес всех газов может определяться также из соотношения

$$\gamma = \frac{M}{22,4} \text{ кг/м}^3 \text{ (для } 0^\circ \text{C и } 760 \text{ мм рт. ст.).} \quad (3)$$

В табл. 6 приведены значения  $\gamma$ ,  $R$  и  $M$  для различных газов.

10. Если нагревать воду при атмосферном давлении (760 мм рт. ст.), то ее температура будет подниматься до  $100^\circ \text{C}$ , а затем начнется кипение, причем во все время кипения температура будет оставаться постоянной и равной  $100^\circ \text{C}$ . Количество тепла, которое нужно сообщить 1 кг воды, чтобы нагреть его с  $0^\circ \text{C}$  до  $100^\circ \text{C}$ , составит 100 кал; для превращения этого 1 кг воды в пар необходимо еще затратить 539,8 кал (скрытая теплота парообразования или теплота испарения). Все это количество тепла, сосредоточенное в паре, называется его *теплосодержанием*, отсчитанным от  $0^\circ \text{C}$ . Теплота жидкости 100 кал и теплота испарения являются составляющими теплосодержания пара.

Кипение воды (испарение) при давлениях, отличных от атмосферного, происходит при иных температурах; каждой температуре соответствует вполне определенное давление, и наоборот. В паровых таблицах приводятся температуры кипения и соответствующие им давления. Наиболее вероятные значения дают таблицы Knoblauch, Raisch, Hausen (в дальнейшем — сокращение К. Р. Н.), которые далее везде нами применяются.

Пар, находящийся в равновесии с водой, называется насыщенным; малейшее уменьшение его температуры или объема вызывает частичный переход его в жидкое состояние. При дополнительном сообщении тепла насыщенному пару (когда он не соприкасается с жидкостью), он переходит в перегретый. Его теплосодержание равно

$$i_n = i_n + c_n(t_n - t_n) \quad (4)$$

где  $i_n$  — теплосодержание насыщенного пара,  $c_n$  — теплоемкость перегретого пара в пределах температур  $t_n - t_n$ ;  $t_n$  — температура насыщенного пара,  $t_n$  — температура перегретого пара.

11. Температуропроводность связывает истинную теплоемкость, теплопроводность и удельный вес материала уравнением

$$a = \frac{\lambda}{\gamma \cdot c} \text{ м}^2/\text{час}. \quad (5)$$

Значения  $a$  для воздуха приведены в табл. 9, для перегретого пара в табл. 10, для воды в табл. 11; для строительных изоляционных и различных других материалов значения  $a$  могут быть подсчитаны по составляющим (табл. 4, 5, 21).

12. Плотность жидкости, газа, твердого тела равна

$$\rho = \frac{\gamma}{g} \text{ кг} \cdot \text{сек}^2/\text{м}^4, \quad (6)$$

где  $g$  — ускорение силы тяжести, равное  $9,81 \text{ м/сек}^2$ .

<sup>1</sup> Условно считая, что водяной пар при  $0^\circ$  и 760 мм рт. ст. не сконденсировался в воду.



13. Коэффициент абсолютной вязкости ( $\mu$ ) жидкости или газа представляет то сдвигающее напряжение, которое развивается в движущейся жидкости на единице поверхности раздела двух слоев, если падение скорости на единице длины нормали к этой поверхности равно единице.

Единица измерения абсолютной вязкости —  $\text{кг}\cdot\text{сек}/\text{м}^2$ .

14. Кинематическая вязкость

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{\mu \cdot g}{\gamma} \text{ м}^2/\text{сек}. \quad (7)$$

15. Для идеальных газов абсолютная вязкость не зависит от давления. Влияние температуры учитывается уравнением Sutherland'a:

$$\mu = \mu_0 \frac{1 + \frac{C}{273,1}}{1 + \frac{C}{T}} \sqrt{\frac{T}{273,1}}. \quad (8)$$

Значения  $\mu_0$  и  $C$  для различных газов и температур до  $1200^\circ\text{C}$  приведены в табл. 8.

Значения вязкости  $\nu$ ,  $\mu$  вместе с  $\gamma$ ,  $c_p$ ,  $\lambda$  и  $a$  для воздуха, перегретого пара, воды для различных  $t$  приведены в табл. 9, 10, 11.

16. При передаче тепла от нагретой среды (жидкой или газообразной) с температурой  $t_1$  к более холодной с температурой  $t_2$  через разделяющую твердую плоскую стенку толщиной  $\delta$  количество тепла, перетекающего в единицу времени  $Q$ , пропорционально поверхности, через которую идет передача тепла, разности температур  $(t_1 - t_2)$ , и

обратно пропорционально коэффициенту сопротивления  $\frac{1}{k}$ .

$$Q = F(t_1 - t_2) \cdot \frac{1}{\frac{1}{k}} \quad \text{или} \quad Q = kF(t_1 - t_2). \quad (9)$$

Величина, обратная коэффициенту сопротивления, носит название *коэффициента теплопередачи*  $k \text{ кал}/\text{м}^2 \text{ час } ^\circ\text{C}$ .

В английской системе единиц  $k$  выражается через

$$\text{BTU}/\text{фут}^2\text{час } ^\circ\text{F} = 4,88 \text{ кал}/\text{м}^2 \text{ час } ^\circ\text{C}.$$

ТАБЛИЦА 7  
СУХОЙ НАСЫЩЕННЫЙ ВОДЯНОЙ ПАР

Давление в $\text{кг}/\text{см}^2$ абс. $P$	Температура насыщения в $^\circ\text{C}$ $t_n$	Удельный вес пара в $\text{кг}/\text{м}^3$ $\gamma_n$	Теплосодержание		Теплота испарения в $\text{кал}/\text{кг}$ $r$
			Жидкости в $\text{кал}/\text{кг}$ $i_n$	Пара в $\text{кал}/\text{кг}$ $i_n$	
1	2	3	4	5	6
0,01	6,69	0,00760	6,72	599,8	593,1
0,015	12,7	0,01123	12,77	602,5	589,7
0,02	17,2	0,01465	17,23	604,4	587,2
0,025	20,8	0,01809	20,8	606,0	585,2
0,03	23,8	0,02149	23,8	607,3	583,5
0,04	28,6	0,02820	28,6	609,4	580,8
0,05	32,5	0,03481	32,5	611,1	578,6
0,06	35,8	0,04134	35,8	612,6	576,8
0,08	41,2	0,05420	41,1	614,9	573,8
0,10	45,4	0,06687	45,4	616,8	571,4
0,12	49,1	0,07937	49,0	618,3	569,3
0,15	53,6	0,09790	53,5	620,2	566,7
0,20	59,7	0,1283	59,6	622,8	563,2
0,25	64,6	0,1581	64,5	624,9	560,4
0,30	68,7	0,1876	68,6	626,6	558,0
0,35	72,3	0,2167	72,2	628,1	555,9
0,40	75,4	0,2456	75,4	629,5	554,1
0,45	78,3	0,2738	78,2	630,6	552,4
0,50	80,9	0,3027	80,8	631,7	550,9
0,60	85,5	0,3591	85,4	633,5	548,1
0,70	89,5	0,4148	89,4	635,1	545,7
0,80	93,0	0,4699	93,0	636,5	543,5
0,90	96,2	0,5247	96,2	637,8	541,9
1,0	99,1	0,5790	99,1	638,9	539,8
1,5	111,0	0,8456	111,2	643,4	532,2
2,0	119,6	1,107	119,9	646,5	526,6
3,0	132,9	1,619	133,4	651,0	517,6
4,0	142,9	2,121	143,6	654,1	510,5
5,0	151,1	2,616	152,1	656,6	504,5
6,0	158,1	3,106	159,3	658,5	499,2
7,0	164,2	3,594	165,6	660,0	494,4
8,0	169,6	4,079	171,3	661,3	490,0
9,0	174,5	4,562	176,4	662,4	486,0
10,0	179,0	5,043	181,2	663,3	482,1
11	183,2	5,524	185,6	664,1	478,5
12	187,1	6,004	189,7	664,7	475,0
13	190,7	6,484	193,6	665,4	471,8
14	194,1	6,963	197,2	665,8	468,6
15	197,4	7,443	200,7	666,3	465,6
16	200,4	7,937	204,0	666,7	462,7
17	203,4	8,410	207,2	667,0	459,8
18	206,2	8,889	210,2	667,3	457,1
19	208,8	9,372	213,1	667,6	454,5
20	211,4	9,862	215,9	667,8	451,9

ТАБЛИЦА 8

Наименование газа	Обозначения	$c$	$\mu_0$
Водород . . . .	H <sub>2</sub>	83	85·10 <sup>-8</sup>
Воздух . . . .		124	178·10 <sup>-8</sup>
Кислород . . . .	O <sub>2</sub>	138	197·10 <sup>-8</sup>
Азот . . . .	N <sub>2</sub>	110	170·10 <sup>-8</sup>
Углекислота . . . .	CO <sub>2</sub>	274	140·10 <sup>-8</sup>
Сернистый ангидрид . . . .	SO <sub>2</sub>	416	117·10 <sup>-8</sup>
Водяной пар . . . .	H <sub>2</sub> O	673	87·10 <sup>-8</sup>

Здесь  $\delta$  — толщина каждого составляющего слоя стенки в м с соответствующей теплопроводностью  $\lambda$  кал/м час °С.

18. При передаче тепла к плоской стенке или от нее количество переданного тепла выражается следующей формулой:

$$Q = \alpha_1 F (t_1 - t'_{cm}) \quad (10)$$

или

$$Q = \alpha_2 F (t''_{cm} - t_2), \quad (10')$$

где  $t'_{cm}$  и  $t''_{cm}$  — температуры стенки со стороны притока и отвода тепла; из уравнений (9), (10) и (10') определяется температура стенок:

$$t'_{cm} = t_1 - \frac{k}{\alpha_1} (t_1 - t_2); \quad (11)$$

$$t''_{cm} = t_2 + \frac{k}{\alpha_2} (t_1 - t_2). \quad (11')$$

19. При переходе тепла через трубу размеры внутренней и наружной теплопроводящей поверхности различны.

В этом случае при подсчете  $k$  по отношению к наружной поверхности с диаметром  $d_2$  имеем

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_1} \cdot \frac{d_2}{d_1} + \frac{\delta}{\lambda} \frac{d_2}{d_m} + \frac{1}{\alpha_2}, \quad (12)$$

а по отношению к внутренней поверхности с диаметром  $d_1$

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} \cdot \frac{d_1}{d_m} + \frac{1}{\alpha_2} \cdot \frac{d_1}{d_2}; \quad (12')$$

$d_m$  — средний диаметр.

20. Коэффициенты  $\alpha_1$  и  $\alpha_2$  называются *коэффициентами теплоотдачи* и учитывают сумму условий передачи тепла между движущей средой и стенкой. Эти коэффициенты зависят от физических свойств жидкости ( $\rho$ ,  $c$ ,  $\lambda$ ), от скорости движения жидкости ( $v$ ) и характера распределения скорости вблизи стенки, а также от степени шероховатости стенки и формы ее поверхности. Формулы для коэффициентов теплоотдачи довольно сложные и содержат большое количество переменных. Это затрудняет сравнение коэффициентов теплоотдачи, полученных в разных условиях и для разных жидкостей или газов.

21. На основании теории подобия было установлено, что, объединяя целый ряд факторов, влияющих на теплоотдачу, в группы, коэффициент теплоотдачи можно выразить в виде функции очень немногих переменных, вводя безразмерные сочетания из  $\gamma$ ,  $d$ ,  $v$ ,  $c$ ,  $\mu$  — называемые *критериями подобия*.

22. *Критерий Рейнгольда*, объединяющий условия течения жидкости или газа, равен

$$Re = \frac{v \cdot d}{\nu} = \frac{v \cdot d \cdot \gamma}{\mu \cdot g}, \quad (13)$$

где  $v$  — скорость жидкости или газа  $\text{м/сек}$ ;

$d$  — диаметр или длина  $\text{м}$  (в случае некруглого сечения канала вычисляется приведенный диаметр  $d_{np} = \frac{4F}{S}$ , где  $F$  — площадь и  $S$  — периметр);

$\gamma$  — удельный вес жидкости или газа  $\text{кг/м}^3$ ;

$\mu$  — абсолютная вязкость  $\text{кг}\cdot\text{сек/м}^2$

[подсчитывается по уравнению Suterland'a и табл. 8; в случае газовых смесей значение  $\mu$  с достаточной технической точностью может быть подсчитано по правилу Richman'a, см. далее уравнение (48)];

$\nu$  — кинематическая вязкость  $\text{м}^2/\text{сек}$  (для воздуха в зависимости от температуры значения приведены в табл. 9).

23. **Критерий Прандтля**, объединяющий свойства жидкости или газа:

$$Pr = \frac{\nu}{a} = \frac{\mu \cdot c \cdot g}{\lambda} = \frac{\nu \cdot \gamma \cdot c}{\lambda} \quad (14)$$

Для воздуха значения  $\nu$ ,  $\gamma$ ,  $c$ ,  $\lambda$ ,  $a$  в зависимости от температуры приведены в табл. 9. Для воздуха  $Pr = 0,73$  в широких пределах изменения температуры и давления.

В случае газовых смесей поступают, как указано в § 22.

Для перегретого пара те же значения в зависимости от температуры приведены в табл. 10, а для воды в табл. 11.

24. **Критерий Грасгофа**, характеризующий условия свободной конвекции, выражается следующим образом:

$$Gr = \frac{d^3 \cdot g \cdot \beta (T_{cm} - T_0)}{\nu^2} \quad (15)$$

<sup>1</sup> Табл. 9, 10, 11 взяты из книги М. Ten-Bosch, Wärmeübertragung; изменены значения  $c_p$  для воздуха и перегретого пара (по Partington'у и Schilling'у) и в связи с этим пересчитаны значения  $a$ .

ТАБЛИЦА 9<sup>1</sup>

ОСНОВНЫЕ ДАННЫЕ ДЛЯ ВОЗДУХА  $b = 735,5 \text{ мм рт. ст.}$

$t^\circ \text{C}$	$\nu \cdot 10^4$ $\text{м}^2/\text{сек}$	$\gamma$ $\text{кг}/\text{м}^3$	$c_p$ $\text{кал}/\text{кг}^\circ\text{C}$	$\lambda$ $\text{кал}/\text{м}\cdot\text{час}^\circ\text{C}$	$a \cdot 10^4$ $\text{м}^2/\text{сек}$	$\mu \cdot 10^6$ $\text{кг}\cdot\text{сек}/\text{м}^2$
0	0,1396	1,252	0,240	0,0204	0,189	1,78
20	0,1568	1,164	0,240	0,0216	0,215	1,86
40	0,1752	1,092	0,240	0,0228	0,242	1,95
60	0,1943	1,025	0,240 <sub>5</sub>	0,0240	0,270	2,03
80	0,215	0,968	0,240 <sub>5</sub>	0,0252	0,300	2,12
100	0,237	0,916	0,241	0,0264	0,332	2,21
120	0,259	0,870	0,241	0,0275	0,364	2,30
140	0,282	0,827	0,241	0,0286	0,399	2,38
160	0,306	0,789	0,241 <sub>5</sub>	0,0296	0,432	2,46
180	0,330	0,755	0,241 <sub>5</sub>	0,0307	0,468	2,54
200	0,356	0,723	0,242	0,0318	0,505	2,62
250	0,422	0,653	0,242 <sub>5</sub>	0,0344	0,603	2,81
300	0,492	0,596	0,243	0,0369	0,708	2,99
350	0,565	0,549	0,243 <sub>5</sub>	0,0393	0,817	3,16
400	0,645	0,508	0,244	0,0417	0,935	3,34
500	0,810	0,442	0,246	0,0464	1,185	3,65
600	0,989	0,391	0,248	0,050	1,425	3,94
800	1,37	0,318	0,252	0,0575	1,993	4,45
1000	1,81	0,268	0,257	0,0655	2,641	4,94
1200	2,27	0,232	0,262 <sub>5</sub>	0,0727	3,315	5,37

ТАБЛИЦА 10

ПЕРЕГРЕТЫЙ ПАР  $P = 1 \text{ ат}$

$t^\circ \text{C}$	$\nu \cdot 10^4$ $\text{м}^2/\text{сек}$	$\gamma$ $\text{кг}/\text{м}^3$	$c_p$ $\text{кал}/\text{кг}^\circ\text{C}$	$\lambda$ $\text{кал}/\text{м}\cdot\text{час}^\circ\text{C}$	$a \cdot 10^4$ $\text{м}^2/\text{сек}$	$\mu \cdot 10^6$ $\text{кг}\cdot\text{сек}/\text{м}^2$
100	0,2174	0,5775	0,464	0,0201	0,208	1,28
150	0,2834	0,5065	0,465 <sub>5</sub>	0,0229	0,270	1,465
200	0,3621	0,451	0,467	0,0258	0,340	1,664
250	0,4465	0,4075	0,469 <sub>5</sub>	0,0286	0,415	1,854
300	0,538	0,3720	0,472	0,0315	0,498	2,04
350	0,6375	0,3415	0,475 <sub>5</sub>	0,0343	0,587	2,22
400	0,745	0,316	0,479	0,0372	0,683	2,40
450	0,860	0,2940	0,483 <sub>5</sub>	0,0400	0,782	2,575
500	0,980	0,2753	0,488	0,0429	0,887	2,750

ТАБЛИЦА 11

## ОСНОВНЫЕ ДАННЫЕ ДЛЯ ВОДЫ

$t^{\circ}\text{C}$	$c_p$ кал/кг $^{\circ}\text{C}$	$\gamma$ кг/м $^3$	$\lambda$ кал/м·час $^{\circ}\text{C}$	$\nu \cdot 10^4$ м $^2$ /сек	$a \cdot 10^4$ м $^2$ /сек	$\mu$ кг·сек/м $^2$
0	1,0093	899,9	0,480	0,01794	0,001322	182,9
10	1,0019	999,7	0,496	0,01297	0,001377	132,2
20	0,9988	998,2	0,513	0,00996	0,001430	101,3
30	0,9975	995,7	0,529	0,00796	0,001480	80,8
40	0,9973	992,2	0,544	0,00663	0,001529	67,1
50	0,9978	988,1	0,556	0,00562	0,001568	56,6
60	0,9988	983,2	0,566	0,00480	0,001604	48,1
70	1,0000	977,8	0,574	0,00413	0,001633	41,2
80	1,0017	971,8	0,579	0,00362	0,001655	35,9
90	1,0036	965,3	0,583	0,00320	0,001675	31,5
100	1,0057	958,4	0,586	0,00290	0,001690	28,3
120	1,0108	943,5	0,589	0,00250	0,001707	24,0
140	1,0167	926,3	0,588	0,00217	0,001719	20,5
160	1,0234	907,6	0,585	0,00189	0,001720	17,5
180	1,050	886,6	0,579	0,00172	0,00172	15,5
200	1,075	862,8	0,572	0,00161	0,00172	14,2

Другие формы выражения критерия Грасгофа

$$Gr = \frac{d^3 \cdot g \left( \frac{\gamma_{cm} - \gamma_0}{\gamma_{cm}} \right)}{\nu^2} \quad (15')$$

(Эта форма особенно удобна для случая теплоотдачи, связанной с испарением.)  
Для газов

$$Gr = \frac{d^3 \cdot g \left( \frac{T_{cm} - T_0}{T_0} \right)}{\nu^2} \quad (15'')$$

Здесь  $\gamma_{cm}$  и  $\gamma_0$  } — удельные веса и абсолютные температуры жидкости (газа) при  
 $T_{cm}$  и  $T_0$  } условиях, соответствующих стенке и окружающей среде;  
 $\beta$  — коэффициент объемного расширения.

25. Критерий Пекле, объединяющий свойства и условия течения газа или жидкости, выражается следующим образом:

$$Pe = \frac{v \cdot d}{a} = \frac{\nu \cdot v \cdot d}{a \cdot \nu} = Pr \cdot Re. \quad (16)$$

26. Критерий Нуссельта, представляющий приведенный коэффициент теплопередачи, равен

$$Nu = \frac{a \cdot d}{\lambda}, \quad (17)$$

где  $d$  — диаметр или длина в м, как и в уравнении (13).

27. В общем виде для коэффициента теплоотдачи имеем следующую зависимость между безразмерными параметрами (критериями):

$$Nu = f(Re, Pr, Gr) \quad (18)$$

или

$$Nu = f(Pe, Pr, Gr). \quad (19)$$

28. Теплоотдача в значительной степени зависит от характера движения жидкости или газа у воспринимающей или отдающей тепло поверхности. При этом различают *свободное* течение, появляющееся в жидкости или газе за счет различного удельного веса нагретых до разной температуры частей жидкости, и *вынужденное* движение, появляющееся в результате внешнего механического воздействия на жидкость.

Кроме того, различают *ламинарное* течение, когда все частицы потока движутся параллельно друг другу, и *турбулентное* движение, когда в потоке имеется

вихреобразное движение и отдельные частицы перемещаются в различных направлениях не параллельно друг другу.

29. Ламинарное течение жидкости или газа в трубе наблюдается при числах Рейнольдса, равных:

$$Re < 2320,$$

при этом распределение скорости следует параболическому закону Стокса

$$v = 2v_{cp} \left(1 - \frac{r^2}{R^2}\right),$$

здесь  $v_{cp}$  — средняя скорость;

$R$  — радиус трубы;

$r$  — радиус рассматриваемой поверхности.

30. В случае течения жидкости или газа вдоль плоскости ламинарное течение наблюдается при числе Рейнольдса

$$Re < (4 - 5) 10^5.$$

31. При обтекании трубы потоком, направленным перпендикулярно к ее оси, ламинарное течение будет иметь место при числе Рейнольдса

$$Re < 1,0.$$

32. Передача тепла от газа или жидкости к стенке при движении *внутри* трубы для ламинарного течения выражается формулой Крауссоляда

$$Nu = (11,5 \div 15,0) Pe^{0,23} \left(\frac{l}{d}\right)^{-0,5}. \quad (20)$$

Здесь коэффициент 11,5 соответствует передаче тепла от жидкости к стенке, а коэффициент 15,0 — передаче тепла от стенки к жидкости.

Физические константы при подсчете  $Nu$  и  $Re$  берутся при *средней температуре жидкости (газа)*

$$t = \frac{t_1 + t_2}{2},$$

где  $t_1$  — температура газа при входе в трубу;

$t_2$  — " " " выходе из трубы.

Подставляя в формулу (20) значения физических констант для воды и выражая их как функцию температуры, получим следующую упрощенную формулу, применение которой возможно с достаточной точностью в пределах температуры от 0° до 100°С:

$$\alpha = (216 \div 282) \left(1 + 0,154 \frac{t}{100}\right) \frac{\nu^{0,23}}{d^{0,27} \nu^{0,5}}. \quad (20')$$

Здесь  $l$  — длина трубы в м;

$d$  — диаметр трубы в м;

$\nu$  — скорость в м/сек.

33. При турбулентном движении жидкости или газа внутри трубы по указанию Мак-Адамса<sup>1</sup> можно применять формулу

$$Nu = 0,0225 Re^{0,8} Pr^{0,4}. \quad (21)$$

Физические константы при подсчете  $Re$  и  $Nu$  следует брать так же, как и в предыдущем случае [в формуле (20)].

Формулой можно пользоваться в пределах

$$Re = 10\,000 \div 170\,000 \quad \text{и} \quad \frac{l}{d} > 30.$$

В случае течения по трубам воздуха получим следующее значение  $Pr$ :

$$Pr = \frac{\nu}{a} = 0,73,$$

<sup>1</sup> См. стр. 22.

и формула (21) упрощается:

$$Nu \approx 0,02 Re^{0,8}. \quad (21')$$

Преобразовывая формулы (21) и (21') аналогично формуле (20), получим для воды

$$\alpha = 1290 \left(1 + 1,23 \frac{t}{100}\right) \frac{v^{0,8}}{d^{0,2}} \quad (21'')$$

(в пределах  $t$  воды от 0 до 100° С) и для воздуха

$$\alpha = 2,7 \left(1 + 0,0415 \frac{t}{100}\right) \frac{(\gamma v)^{0,8}}{d^{0,2}} \quad (21''')$$

(в пределах  $t$  воздуха от 0 до 1000° С).

Здесь  $\gamma v$  — весовая скорость воздуха в  $кг/сек м^2$ .

С технической достаточной точностью упрощенная формула (21'') может применяться и для *дымовых газов*.

34. При обтекании газами одиночной трубы перпендикулярно ее оси можно пользоваться формулой Нирегг'a<sup>1</sup>

$$Nu = a Re^m \left(\frac{T_g}{T_c}\right)^{\frac{m}{4}}, \quad (22)$$

где коэффициенты  $a$  и  $m$  имеют следующие значения:

при $Re$ от—до	$m$	$a$
4 — 40	0,385	0,802
40 — 4 000	0,466	0,600
4 000 — 40 000	0,618	0,1675

$\frac{T_g}{T_c}$  — отношение средних арифметических абсолютных температур газа и стенки.

Физические константы принимаются при средней температуре газа.

Скорость  $v$  берется при подсчете  $Re$  по узкому (живому) сечению канала (разность между площадью канала и площадью затемнения).

При  $Re = 1\,000 \div 100\,000$  для одиночной трубы с достаточной точностью можно так же пользоваться формулой Мак-Адамса,<sup>2</sup> близкой к формуле Рейера:

$$Nu = 0,33 Re^{0,56}. \quad (23)$$

Преобразовывая формулу (23) аналогично формуле (20), получим следующую упрощенную формулу для воздуха (а также дымовых газов)

$$\alpha = 3,27 \left(1 + 0,082 \frac{t_{cp}}{100}\right) \frac{(\gamma v)^{0,56}}{d^{0,44}}. \quad (23')$$

Формула пригодна в пределах  $t_{cp}$  (средней арифметической между температурой воздуха и стенки) от 0 до 1 000° С.

Физические константы [в формуле (23)]  $\lambda$  и  $\mu$  берутся при средней арифметической температуре газа и стенки;  $\gamma v$  берется в формуле (23') при средней температуре газа.

35. Формулами для одиночной трубы (23) и (23') можно пользоваться<sup>1</sup> и для пучка, составленного из нескольких рядов труб, при *коридорном (параллельном) их расположении*. При плотности расположения труб в пределах  $\frac{s}{d} = 1,5 \div 5$  в направлении потока и перпендикулярно к потоку  $\frac{s_1}{d} = 1,5 \div 3,0$  (где  $s$  — расстояние

<sup>1</sup> Ten-Bosch, Wärmeübertragung, 1936 г.

<sup>2</sup> Мак-Адамс, Теплопередача, стр. 153—154.

Постоянный член, имеющийся в формуле Мак-Адамса, опущен, поскольку при  $Re > 1\,000$  он изменяет величину  $\alpha$  меньше чем на 3%.

между осями труб и  $d$  — диаметр наружной трубы) *практически коэффициент теплоотдачи* (средний для всех рядов) *не меняется*.

Скорость газов берется при подсчете  $Re$  или  $\gamma v$  по живому сечению.

36. При шахматном расположении труб в пучке для подсчета среднего коэффициента теплопередачи всех рядов в формулу одиночной трубы (23) или (23') вводится поправочный коэффициент в зависимости от числа рядов

$$Nu = x \cdot 0,33 Re^{0,56} \quad (23'')$$

или

$$\alpha = x \left[ 3,27 \left( 1 + 0,082 \frac{t_{cp}}{100} \right) \frac{(\gamma v)^{0,56}}{d^{0,44}} \right]. \quad (23''')$$

Значения этого коэффициента следующие:

При числе рядов	$n$	2	3	4	5 и более
Значение коэффициента . .	$x$	1,10	1,20	1,30	1,35

Скорость газов при подсчете  $Re$  принимается по живому сечению. Физические константы в формуле (23'') определяются так же, как и в формуле (23). (Некоторые исследователи в этом случае предлагают брать константы  $Nu(\lambda)$  при температуре стенки, а  $Re(v)$  при среднеарифметической температуре между стенкой и газом.)

Указанные поправочные коэффициенты  $x$  действительны при плотности расположения труб в направлении потока в пределах  $\frac{s}{d} = 1,15 \div 2,5$  и перпендикулярно к потоку  $\frac{s_1}{d} = 1,5 \div 5,0$ .

37. Формулами (22), (23) и (23') можно<sup>1</sup> пользоваться при подсчете коэффициента теплопередачи стержню, не имеющему круглой формы, вставляя при подсчете  $Re$  и  $Nu$  значения диаметра, равного диаметру трубы с периметром сечения, равным периметру сечения стержня.

38. При движении газа вдоль плоской шероховатой стенки коэффициент теплоотдачи на основании опытов Юргеса можно подсчитывать по следующим формулам:

$Re$  от 13 500 до 135 000 (при  $v > 0,5$  м/сек),

$$Nu = 117,0 + 25,2 \cdot 10^{-4} Re; \quad (24)$$

для  $Re$  больше 135 000

$$Nu = 43,2 \cdot 10^{-3} Re^{0,78}. \quad (24')$$

Здесь формулы опытов Юргеса с пластиной 500 мм выражены в безразмерных критериях.

Формулы годны и при теплоотдаче к системе плоских пластин, если  $\frac{l}{s} \leq 30$ , где  $l$  — длина пластины по направлению движения воздуха, а  $s$  — расстояние между пластинами.

Физические константы берутся для формулы (24), как в формуле (23), и для формулы (24'), как в формулах (21) и (22). Скорость воздуха принимается средней для всего воздушного потока.

За определяющий размер при подсчете  $Re$  и  $Nu$  берется длина по направлению потока.

Преобразовывая формулы (24) и (24') аналогично формуле (20), получим для воздуха (дымовых газов) следующее выражение:

$$\alpha = \frac{2,44 + 0,58 \frac{t_{cp}}{100}}{l} + 3 \left( 1 + 0,016 \frac{t_{cp}}{100} \right) \gamma v \quad (24'')$$

<sup>1</sup> Ten-Bosch, Wärmeübertragung.

в пределах средних температур воздуха и стенки  $t_{cp}$  от 0 до 800° С, а с ошибкой до 10% и в пределах от 0 до 1000° С или

$$\alpha = 4,75 \left( 1 + 0,042 \frac{t}{100} \right) \frac{(gv)^{0,78}}{l^{0,22}} \quad (24''')$$

в пределах средней температуры воздуха от 0 до 1000° С.

При  $\frac{l}{s} > 30$  значение коэффициента теплоотдачи для всей поверхности определяется из уравнения (21') или уравнения (21'') для движения внутри трубы, подставляя при подсчете  $Re$  вместо  $d$  эквивалентный диаметр.

39. При естественной конвекции жидкости или газа для горизонтального цилиндра в пределах значений  $Pr \cdot Gr = 10^4 \div 10^8$  при разности температур стенки и омывающего воздуха  $> 10^\circ$  С можно применять формулу Тен-Боша<sup>1</sup>

$$Nu = 0,525 \sqrt[4]{Pr \cdot Gr}. \quad (25)$$

Константы берутся при средней арифметической между температурой жидкости и температурой стенки.

Движение жидкости или газа в этом случае ламинарное. При  $Gr \cdot Pr > 10^8$  имеет место уже турбулентное движение, причем коэффициент теплоотдачи для всей поверхности определяется из уравнения

$$Nu = 0,15 \sqrt[4]{Gr \cdot Pr^2}, \quad (26)$$

в котором константы берутся также при средней температуре между температурами стенки и газа.

40. Формулой (25)  $Nu = 0,525 \sqrt[4]{Gr \cdot Pr}$  можно пользоваться и для вертикальной трубы, вставляя при подсчете  $Gr$  в качестве определяющего размера вместо диаметра трубы длину вертикальной трубы (высоту).

Формулой можно пользоваться в пределах  $Gr \cdot Pr = 10^4 \div 10^8$ , причем нижний предел  $Gr$  должен быть подсчитан, подставляя вместо высоты (длина трубы) диаметр трубы. При значении  $Gr \cdot Pr$  больше  $10^8$  движение становится турбулентным. В этом случае подсчет для всей поверхности ведется по формуле (26).

41. При естественной конвекции у плоской вертикальной стенки можно пользоваться для значений  $Pr \cdot Gr$  в пределах  $Pr \cdot Gr = 10^3 \div 10^8$  той же формулой (25). В качестве определяющего размера в этом случае принимается высота пластины.

При значении  $Pr \cdot Gr > 10^8$  принимается формула (26) для турбулентного движения, относя  $\alpha$  ко всей площади теплоотдачи (т. е. и для части площади, для которой  $Pr \cdot Gr < 10^8$ ).

42. При естественной конвекции у горизонтальной стенки, обращенной кверху (если температура стенки выше температуры окружающей среды) или обращенной книзу (если температура стенки ниже температуры окружающей среды), можно принять ту же формулу (25).

В этом случае в формуле (25) за определяющий размер берется  $\frac{l}{2}$ , где  $l$  — наименьший размер поверхности. При обратном положении стенки (вниз при холодном и вверх при горячем воздухе) коэффициент теплоотдачи будет составлять ~ 50% от коэффициента теплоотдачи в предыдущем случае.

43. Формулы (25) и (26) могут быть упрощены аналогично формуле (20). В этом случае получаем для воздуха при атмосферном давлении

$$\alpha = 1,13 \left( 1 - 0,012 \frac{t_{cp}}{100} \right) \sqrt[4]{\frac{\Delta t}{d}} \quad (25')$$

и

$$\alpha = 1,35 \left( 1 - 0,07 \frac{t_{cp}}{100} \right) \sqrt[4]{\Delta t}. \quad (26')$$

Формулы (25') и (26') пригодны для средней температуры между воздухом и стенкой ( $t_{cp}$ ), первая — в пределах от 0 до 1000° С и вторая — в пределах от 0

<sup>1</sup> Ten-Bosch, Wärmeübertragung, 1936 г.



до  $400^{\circ}\text{C}$ , при разности температур между воздухом и стенкой  $\Delta t$  не менее  $10 \div 15^{\circ}\text{C}$ . Формулы относятся к случаю комнатной температуры воздуха (около  $20^{\circ}\text{C}$ ). При температурах воздуха, заметно отличающихся от комнатной (больше, чем на  $40^{\circ}\text{C}$ ), коэффициенты теплоотдачи следует увеличивать в отношении  $\sqrt[4]{\frac{293}{273+t}}$  для формулы (25') и  $\sqrt[3]{\frac{293}{273+t}}$  для формулы (26').

Для воды аналогичным образом получаем

$$\alpha = 67 \left( 1 + 2,5 \frac{t_{cp}}{100} \right) \sqrt[4]{\frac{\Delta t}{d}} \quad (25'')$$

(формула пригодна в пределах средней температуры между водой и стенкой  $20 \div 100^{\circ}\text{C}$ ) и

$$\alpha = \left( 314 + 279 \frac{t_{cp}}{100} \right) \sqrt[3]{\Delta t} \quad (26'')$$

(формула пригодна в пределах средней температуры между водой и стенкой  $20 \div 95^{\circ}\text{C}$ );

$\Delta t$  — разность температур между водой и стенкой в  $^{\circ}\text{C}$ ;

$d$  — определяющий размер в м.

Следует иметь в виду, что зависимость коэффициента теплоотдачи от температуры жидкости и разности температур в процессе теплообмена не является еще в настоящее время установленной достаточно точно. Поэтому все приводимые формулы при высоких температурах и больших температурных разностях не могут считаться вполне надежными. То же относится к приводимым ниже формулам для коэффициента испарения (стр. 122—123).

44. Коэффициенты теплоотдачи для газов в значительной степени зависят от наличия лучеиспускания от вблизи расположенных поверхностей и газов, имеющих иную температуру, чем температура поверхности, для которой подсчитываются коэффициенты  $\alpha_1$  и  $\alpha_2$ .

$$\alpha_1 \text{ или } \alpha_2 = \alpha + \alpha_s, \text{ где}$$

$$\alpha_s = \frac{C_{1-2} \left[ \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_2}{100} \right)^4 \right]}{T_1 - T_2} \text{ кал/м}^2\text{час}^{\circ}\text{C}^4; \quad (27)$$

$C_{1-2}$  — действительная константа излучения;

$T_1$  и  $T_2$  — абсолютные температуры обменивающихся теплом тел.

Если лучеиспускание происходит между двумя твердыми телами или твердым телом и поверхностью жидкости, то константа излучения  $C_{1-2}$  определяется из выражения

$$\frac{1}{C_{1-2}} = \frac{1}{C_1} + \varepsilon \left( \frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_s} \right), \quad (28)$$

где  $C_1$  и  $C_2$  — константы излучения тел, участвующих в лучеиспускании;

$\varepsilon = \frac{F_1}{F_2}$  — отношение поверхностей обоих тел (если одна поверхность находится внутри другой);

$\varepsilon = 1$ , если поверхности параллельны друг другу и размер поверхностей велик по сравнению с расстоянием между ними;  $\varepsilon = 0$ , если  $F_2$  значительно больше  $F_1$ ;

$C_s$  — константа излучения абсолютно черного тела, равная 4,96.

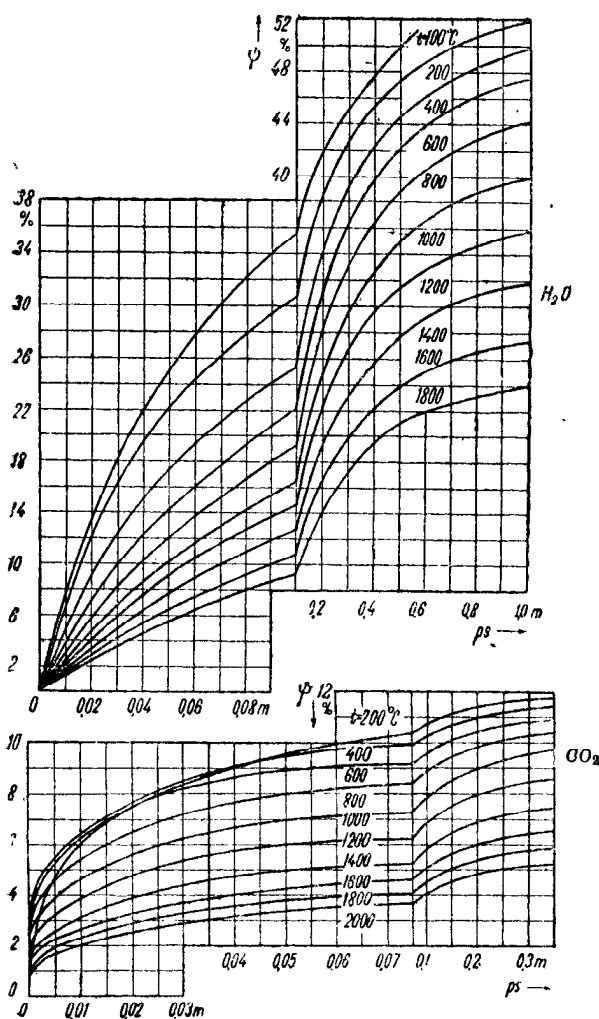
Значения  $C_1$  или  $C_2$  для некоторых тел приведены в табл. 12.

45. При лучеиспускании между газом и твердым телом действительная константа излучения зависит от физических свойств газов, их парциального давления и температуры, размера и формы занимаемого газами пространства.

Для расчета тепла, отдаваемого  $1 \text{ м}^2$  окружающей газ поверхности, в этом случае также могут быть применены формулы (27) и (28), причем константа  $C_1$  (для газа) в формуле (28) равняется  $C_s \psi$  и  $\varepsilon = 1$ . Поправочный коэффициент  $\psi$  для данного газа зависит от температуры и величины  $p_s$ , где  $p$  — парциальное давле-

ТАБЛИЦА 12

Наименование материала	С	Наименование материала	С
1. Кирпич . . . . .	4,6	10. Медь прокатная . . . . .	2,8÷3,6
2. Штукатурка . . . . .	4,6	"   полированная . . . . .	0,75
3. Бумага . . . . .	4÷4,61	11. Железо прокатное . . . . .	3,2÷3,3
4. Стекло . . . . .	4,65	"   полированное . . . . .	0,2÷0,25
5. Гипс . . . . .	4÷4,48	12. Чугун шероховатый окис-	
6. Картон . . . . .	4,52	ленный . . . . .	4,81
7. Лак черный и белый . . . . .	4,35	13. Свинец . . . . .	1,39
8. Масляная краска . . . . .	3,86	14. Оцинковка . . . . .	1,14÷1,4
9. Дерево . . . . .	3,9÷4,45	15. Поверхность воды . . . . .	4,5



Фиг. 1 и 2.

7. Для междутрубного пространства пучка при просвете между трубами, равном диаметру трубы,  $s = 2,8$  просвета; при просвете, равном 2 диаметрам,  $s = 3,8$  просвета.

ние газа в атмосферах и  $s$  — эквивалентная толщина слоя газа в м. В теплотехнике имеет значение лучеиспускание только углекислого газа и водяных паров ( $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{O}$ ).

Значения  $\psi$  для этих газов (при  $B = 1 \text{ ат}$ ) в зависимости от температуры и  $sr$  приведены на фиг. 1 для  $\text{H}_2\text{O}$  и на фиг. 2 для  $\text{CO}_2$ .

Для смеси  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{O}$  (что имеет место при дымовых газах) имеем следующие выражения для  $\psi$ :

$$\psi_{см} = \psi_{\text{H}_2\text{O}} + \psi_{\text{CO}_2}$$

Эквивалентная толщина слоя  $s$  по Hottel<sup>1</sup> может быть принята в зависимости от формы газового пространства в соответствии с нижеследующим:

1. Для шара  $s = \frac{2}{3}$  диаметра шара.
2. Для бесконечно длинного цилиндра  $s$  равно диаметру цилиндра.
3. Для газа между двумя бесконечно большими параллельными плитами  $s = 1,8 \times$  на расстояние между плитами.
4. Для газа между трубами при шахматном их расположении при расстоянии между трубами  $e = d$   $s = 2,8 e$ , при расстоянии между трубами  $e = 2d$   $s = 3,3 e$ .
5. Для параллелепипеда с отношением сторон 1 : 2 : 6 при излучении на широкую сторону  $s = 1,3 \times$  на размер меньшей стороны.
6. Для куба  $s = \frac{2}{3}$  стороны.

<sup>1</sup> Ten-Bosch, Die Wärmeübertragung, стр. 32, 1936 г.

46. При конденсации насыщенного водяного пара у наружной поверхности вертикальной стенки Шап предложил упрощенную формулу для среднего коэффициента теплоотдачи

$$\alpha_{cm} = \frac{5800 + 23(t_n - t_{cm})}{\sqrt[4]{H(t_n - t_{cm})}}, \quad (29)$$

где  $H$  — высота стенки.

Формула пригодна для скоростей пара, меньших чем 20 м/сек, и для небольших перепадов температур.

Если стенка наклонена к горизонту под углом  $\beta$ , то коэффициент теплоотдачи уменьшается в отношении

$$\frac{\alpha_\beta}{\alpha_{cm}} = \sqrt[4]{\sin \beta}. \quad (30)$$

Формула непригодна для горизонтальной стенки (поскольку в этом случае решающим фактором будет являться отвод конденсата и при наличии пленки коэффициент теплоотдачи будет приближаться к значению коэффициента для воды).

Для слегка выпуклой стенки можно принимать эту формулу, вставляя соответствующий угол наклона.

47. Для пара (при скорости меньше 20 м/сек), конденсирующегося у внешней стенки горизонтальной трубы, средний коэффициент теплоотдачи можно подсчитывать по формуле, упрощенной Шаком:

$$\alpha_{ср. \text{гор}} = \frac{4460 + 17,7(t_n - t_{cm})}{\sqrt[4]{d(t_n - t_{cm})}}, \quad (31)$$

где  $d$  — диаметр трубы в м.

Формула пригодна для одной трубы или верхнего ряда пучка. Для каждого нижележащего ряда труб ввиду ухудшения теплоотдачи за счет затекания стенок конденсатом коэффициент  $\alpha$  будет равен  $\alpha = \alpha_1 \sqrt[4]{\frac{1}{n}}$ , где  $n$  — порядковый номер ряда.

Для вертикальной трубы для тех же условий (конденсация на наружной поверхности) имеем следующее выражение:

$$\alpha_{вер} = \alpha_{гор} \cdot 1,3 \sqrt[4]{\frac{d}{H}}, \quad (32)$$

где  $H$  — высота трубы.

Ввиду отсутствия специальных опытных данных этим соотношением можно пользоваться и в случае пара, конденсирующегося внутри вертикальной трубы.

48. При перегретом паре с последующей конденсацией коэффициент теплоотдачи изменяется, причем для всех вышеуказанных случаев § 46 и 47 можно считать

$$\frac{\alpha_n}{\alpha_n} = \sqrt[4]{1 + \frac{0,47(t_n - t_n)}{r}}, \quad (33)$$

где  $t_n$  — температура перегретого пара;

$t_n$  — температура насыщенного пара при том же давлении (табл. 7);

$r$  — скрытая теплота парообразования при  $t_n$ .

При подсчете переданного тепла (при  $\alpha_n$ ) разница температур берется по температуре насыщенного пара

$$\Delta t = t_n - t_{cm}.$$

Формулой (33) нельзя пользоваться, когда при охлаждении перегретого пара может иметь место переохлаждение, для которого необходимо соблюдение двух условий

$$t'_{cm} < t_n \quad (33')$$

и

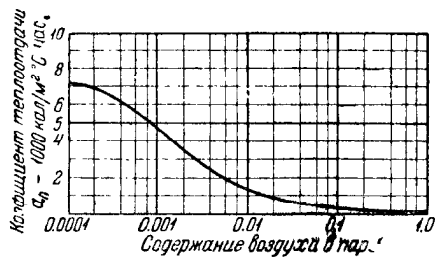
$$t'_{cm} + \frac{1}{3}(t_n - t'_{cm}) > t_n, \quad (33'')$$

причем  $i_{ст}$  в последней формуле подсчитывается из условий теплоотдачи в предположении неконденсирующегося пара. Однако ожидать переохлаждения в практических условиях довольно трудно.

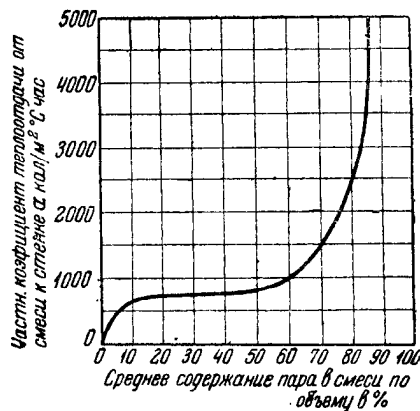
49. При перегретом паре без последующей конденсации коэффициент теплоотдачи подсчитывается по уравнениям (20) — (26), подставляя в них при подсчете критериев соответствующие физические константы пара.

Для влажного воздуха (смесь воздуха с перегретым паром) при отсутствии конденсации пара коэффициент теплоотдачи подсчитывается по тем же уравнениям (20) — (26), подставляя при подсчете критериев физические константы смеси. Для практических подсчетов можно подставлять физические константы  $\lambda$ ,  $\nu$ ,  $\gamma$ ,  $\mu$ ,  $\alpha$  сухого воздуха, так как отклонение коэффициента теплоотдачи за счет изменения физических констант даже для чистого перегретого пара максимально составляет всего около 10% от коэффициента теплопередачи для сухого воздуха. Упрощенные формулы, выведенные выше для сухого воздуха, могут применяться и для влажного воздуха, если влагосодержание воздуха не превышает 200 г/кг сухого воздуха.

50. При конденсации водяного пара коэффициент теплоотдачи меняется в зависимости от наличия в последнем воздуха. При наличии воздуха температура конденсата будет ниже температуры кон-



Фиг. 3.



Фиг. 4.

денсирующегося чистого пара, поскольку парциальное давление пара будет ниже полного давления (см. далее закон Дальтона, стр. 131).

Кроме того, воздух при конденсации создает пленку на поверхности теплоперевода, которая резко ухудшает условия передачи тепла. В зависимости от содержания воздуха в паре коэффициент теплоотдачи изменяется в широких пределах между величиной коэффициента для насыщенного пара и величиной коэффициента для воздуха.

При низком общем давлении среды (например, конденсатор вакуумсушилок, паровых турбин и т. п.) эта зависимость чрезвычайно большая. Так, по данным Josse при 5% содержания воздуха в паре коэффициент теплоотдачи уменьшается наполовину. Коэффициент теплоотдачи, кроме того, зависит от температуры стенки, общего давления, расположения трубок в пучке и т. д. Для горизонтальных конденсаторов турбин некоторые авторы считают приемлемой среднюю величину  $\alpha = 6600 \text{ кал/м}^2\text{час}^\circ\text{С}$ .

По опытам Яновского<sup>1</sup> характер зависимости коэффициента теплоотдачи от содержания воздуха в паре представлен на фиг. 3 для температуры стенки 20° С (по оси абсцисс отложены логарифмы величины содержания воздуха). Эта кривая применима в случае малого содержания воздуха.

Влияние содержания водяного пара в воздухе при атмосферном давлении на коэффициент теплоотдачи было исследовано многими авторами с целью получения данных для подсчета поверхности теплоуловителей и воздухоподогревателей. Полученные отдельными авторами результаты резко разнятся друг от друга.

Кривая зависимости коэффициента теплоотдачи от паросодержания по объему по опытам Alpert'a представлена на фиг. 4.

<sup>1</sup> Теплопередача от пара стенкам холодильных труб в присутствии воздуха, „Вестник инженеров“ № 9, 1935 г.

Так как в результате конденсации пара соотношение между количеством пара и воздуха меняется, расчеты следует вести по среднему паросодержанию. В опытах Alpert'a скорость движения смеси составляла  $\sim 3 \div 5$  м/сек.

Как видно, до паросодержания в 10% кривая круто поднимается и таким образом при данном масштабе в этой области ею пользоваться затруднительно.

Некоторые авторы рекомендуют при подсчете теплоуловителей и воздухоподогревателей при малых содержаниях в воздухе водяного пара применять для приближенных расчетов поверхности нагрева коэффициент теплоотдачи для сухого воздуха, увеличивая его на величину отношения общего тепла к теплу видимому, т. е.

$$\alpha'_1 = \alpha_1^{сух} \frac{J_1 - J_2}{0,24(t_1 - t_2)}, \quad (34)$$

где  $J_1$ ,  $t_1$  и  $J_2$ ,  $t_2$  — соответственно теплосодержание и температура воздуха, содержащего конденсирующиеся пары при входе и выходе из теплоуловителя. Формула (34) выведена в предположении, что температура конденсата незначительно отличается от температуры стенки.

51. Для охлаждения (осушение, промывка) или увлажнения воздуха его пропускают через оросительные башни, в которых вода распыливается форсунками (при этом получается на единицу веса жидкостей большая поверхность испарения) или вода смачивает набивку из какого-либо материала, дающую большую поверхность соприкосновения.

И в том и другом случае, поскольку величина действительной поверхности испарения является недостаточно определенной, применяют или объемный коэффициент теплопередачи  $\alpha_v$ , определяющий количество тепла, передаваемое на 1 м<sup>3</sup> объема оросительной башни, или коэффициент теплопередачи  $\alpha_F$ , отнесенный к 1 м<sup>2</sup> площади сечения оросительной башни (в обоих случаях на 1°С средней разности температур воды и воздуха).

Значения коэффициентов  $\alpha_v$  и  $\alpha_F$  вывсдцлись на основе данных нескольких исследований, которые, однако, проводились при различных, иногда мало сравнимых между собой условиях.

Полученные значения могут быть надежно применимы лишь для условий, близких к условиям эксперимента. Withmann и Keats проводили опыты с набивкой из кокса высотой слоя 1,5 м и диаметром 300 мм. Средняя величина кусков кокса была 75 мм.

В результате было получено для случая увлажнения воздуха следующее выражение для  $\alpha_v$ :

$$\alpha_v = 1150 + 1,5 \frac{G_2}{F}, \quad (35)$$

а для случая осушения воздуха выражение

$$\alpha_v = \frac{1}{1150 + 1,5 \frac{G_2}{F} + \frac{1}{2,16 \cdot 10^{-9} \left(\frac{G_2}{F}\right)^{1,8} \left(\frac{G_2}{F}\right)^{1,54}}}$$

В обоих случаях  $\alpha_v$  относится только к передаче видимого тепла (т. е. без учета теплоты испарения воды).

$\frac{G_2}{F}$  — весовая скорость воздуха кг/час м<sup>2</sup> (пределы 0,5 ÷ 1,5 кг/м<sup>2</sup> сек);

$\frac{G_2}{F}$  — количество воды, отнесенное к единице площади башни кг/час м<sup>2</sup> (пределы 0,7 ÷ 3,6 кг/м<sup>2</sup> сек).

(При увлажнении авторы считали, что количество воды не влияет на  $\alpha_v$ , поскольку эффективная поверхность смачивания мало меняется при изменении расхода воды).

Исследования Холодильного института дали следующие значения:

а) Для воздухоохладителя с набивкой кольцами Рашига (цилиндры  $\varnothing = 25$  мм,  $l = 25$  мм, толщина стенки 2 ÷ 3 мм, поверхность смачивания на 1 м<sup>3</sup> соста-

влет  $220 \text{ м}^2$ ), расположенными на сетке, при разливе жолобами с высотой над слоем  $400\text{--}600 \text{ мм}$  и с отбойным слоем из тех же колец Рашига в  $100 \text{ мм}$  при слое в  $200 \text{ мм}$

$$\alpha_F = 607 H_0^{0,43} (\gamma v)^{0,625} \text{ кал/м}^2 \text{ час } ^\circ\text{C}; \quad (36)$$

при слое в  $400 \text{ мм}$

$$\alpha_F = 935 H_0^{0,42} (\gamma v)^{0,75} \text{ кал/м}^2 \text{ час } ^\circ\text{C}. \quad (36')$$

Опыты производились в следующих пределах значений величин:

$H_0$  от 2 до  $2,5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ час}$ ,

$v$  от 0,6 до  $1,2 \text{ м/сек}$ .

б) Для оросительной башни высотой  $3 \text{ м}$  (от устья форсунки до пола) при распыливании форсунками при отбойном слое над форсунками из колец Рашига в  $100\text{--}200 \text{ мм}$  получено:

1. Форсунки Блюма

$$\alpha_F = 152 H_0^{1,25} (\gamma v)^{0,59} \text{ кал/м}^2 \text{ час } ^\circ\text{C} \quad (37)$$

(проходное отверстие для воды  $6 \text{ мм}$ , число форсунок  $28 \text{ шт./м}^2$ ).

2. Форсунки Ревтон (Атом)

$$\alpha_F = 258 H_0^{1,125} (\gamma v)^{0,15} \text{ кал/м}^2 \text{ час } ^\circ\text{C} \quad (38)$$

(с проходным отверстием для воды  $2 \text{ мм}$ , число форсунок  $41 \text{ шт./м}^2$ ).

в) Для такой же башни высотой  $1,4 \text{ м}$ .

1. Форсунки Блюма

$$\alpha_F = 117 H_0^{1,125} (\gamma v)^{0,59} \text{ кал/м}^2 \text{ час } ^\circ\text{C}. \quad (39)$$

2. Форсунки Ревтон

$$\alpha_F = 244 H_0^{1,125} (\gamma v)^{0,15} \text{ кал/м}^2 \text{ час } ^\circ\text{C}. \quad (39')$$

Опыты производились в следующих пределах значений величин:

$H_0$  — от 2 до  $4,5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ час}$ ,

$v$  — от 0,8 до  $1,5 \text{ м/сек}$ .

В формулах (37) — (39) приняты следующие обозначения:

$\alpha_F$  — коэффициент теплопередачи в  $\text{кал/час м}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$  на  $1 \text{ м}^2$  горизонтального сечения, отнесенный к передаче видимого тепла,

$H_0$  — высота дождя, т. е. объем воды, отнесенный к единице площади  $\text{м}^3/\text{м}^2 \text{ час} = \text{м/час}$ .

Для того чтобы из этих уравнений найти объемный коэффициент теплопередачи  $\alpha_v$ , нужно подсчитанное значение  $\alpha_F$  разделить на высоту слоя набивки или высоту башни.

52. Коэффициентом диффузии называется количество газа (жидкости) в  $\text{кг}$ , переходящее в единицу времени (1 час) через  $1 \text{ м}^2$  поверхности в случае, если падение концентрации газа (в  $\text{кг/м}^3$ ) на единицу длины по направлению диффузии (в метрах) равно единице.

Размерность коэффициента диффузии

$$\frac{[\text{кг}]}{[\text{м}^2][\text{час}] \left[ \frac{\text{кг/м}^3}{\text{м}} \right]} = \text{м}^2/\text{час}.$$

Коэффициент диффузии газа (пара) находится в следующей зависимости от температуры и давления:

$$D = D_0 \frac{760}{b} \left( \frac{T}{273} \right)^n,$$

где  $D_0$  — значение коэффициента диффузии при  $0^\circ \text{C}$  и давлении  $760 \text{ мм рт. ст.}$ ;  
 $b$  — общее давление в  $\text{мм рт. ст.}$ ;  
 $T$  — абсолютная температура;  
 $n$  лежит между 1,75 и 2.

Значения коэффициентов диффузии для случая диффузии некоторых паров в воздухе таковы: вода 0,0754; спирт 0,0366; эфир 0,028; аммиак 0,0715; бензол 0,0270  $\text{м}^2/\text{час}$ .

## Б. СТАТИКА СУШИЛЬНОГО ПРОЦЕССА

### 1. ФИЗИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА СМЕСИ ГАЗОВ И ВЛАЖНОГО ВОЗДУХА

1. *Закон Дальтона.* Если несколько газов смешаны в одном и том же объеме, то каждый газ находится в таком состоянии, как если бы он один занимал этот объем. Общее давление смеси  $B$  равно сумме парциальных давлений отдельных газов, каждое из которых равно тому давлению, под которым находился бы газ, если бы не было других составных частей смеси. Таким образом имеем

$$B = P_1 + P_2 + P_3 + \dots \quad (40)$$

или

$$V = V_1 + V_2 + V_3 + \dots, \quad (41)$$

где  $V_1, V_2, V_3$  — приведенные объемы составляющих газов при общем давлении смеси.

2. *Уравнение состояния* справедливо и для смеси газа:

$$\left. \begin{aligned} P_1 V &= G_1 R_1 T \\ P_2 V &= G_2 R_2 T \\ P_3 V &= G_3 R_3 T \end{aligned} \right\} BV = (G_1 R_1 + G_2 R_2 + G_3 R_3 + \dots) T = G_{см} R_{см} T.$$

$$\gamma_{см} = \frac{G_{см}}{V} = \frac{B}{R_{см} T}; \quad \gamma_{см} = \gamma_1 + \gamma_2 + \gamma_3 + \dots,$$

где  $\gamma_1, \gamma_2, \gamma_3$  — удельные веса составляющих газов при соответствующих парциальных давлениях, или

$$\gamma_{см} = \frac{\sum G}{\frac{G_1}{\gamma'_1} + \frac{G_2}{\gamma'_2} + \frac{G_3}{\gamma'_3} + \dots}, \quad (42)$$

где  $\gamma'_1, \gamma'_2, \gamma'_3$  — удельные веса, приведенные к  $0^\circ$  и  $760 \text{ мм рт. ст.}$

3. Отдельные *составляющие части газовых смесей* могут быть выражены в весовых

$$a' = \frac{G_1}{G_{см}}; \quad b' = \frac{G_2}{G_{см}} \text{ и т. д.}$$

или объемных долях

$$a = \frac{V_1}{V}; \quad b = \frac{V_2}{V} \text{ и т. д.}$$

Если составные части выражены в объемных долях, то каждая приведена к одинаковому давлению и температуре.

(Если составляющая дана в процентах, то соответственно

$$a' = \frac{G_1}{G_{см}} \cdot 100 \text{ и } a = \frac{V_1}{V} \cdot 100 \text{ и т. д.})$$

По *объемным частям* ( $a, b, c$ ) можно вычислить *весовые* ( $a', b', c'$ ), если известны удельные или молекулярные веса составляющих частей, и наоборот.

Так как удельный вес смеси будет

$$\gamma_{см} = a\gamma'_1 + b\gamma'_2 + c\gamma'_3 + \dots,$$

или

$$\gamma_{см} = \frac{M_{см}}{22,4}, \quad (43)$$

а молекулярный вес смеси выражается следующим образом:

$$M_{см} = aM_1 + bM_2 + cM_3 + \dots, \quad (44)$$

то весовые соотношения будут

$$a' = \frac{a\gamma'_1}{\gamma_{см}} = \frac{aM_1}{M_{см}}; \quad b' = \frac{b\gamma'_2}{\gamma_{см}} = \frac{bM_2}{M_{см}}; \quad c' = \frac{c\gamma'_3}{\gamma_{см}} = \frac{cM_3}{M_{см}}. \quad (45)$$

4. Написав уравнение состояния для составляющего газа и для всей смеси, имеем

$$\begin{aligned} P_1 V &= G_1 R_1 T, \\ BV &= G_{см} R_{см} T, \end{aligned}$$

откуда

$$P_1 = B \frac{G_1}{G_{см}} \cdot \frac{R_1}{R_{см}}, \quad (46)$$

т. е. *парциальное давление* составляющего газа может быть определено, если известны его весовая доля и газовая постоянная. Зная объемную долю, также можно получить  $P_1$ :

$$P_1 = B \cdot a = B \frac{V_1}{V}. \quad (47)$$

5. Зная весовые доли составляющих газов  $a'$ ,  $b'$ ,  $c'$  и т. д., газовая постоянная смеси выразится

$$R_{см} = a'R_1 + b'R_2 + c'R_3. \quad (48)$$

6. Если смесь газов задана весовыми долями  $a'$ ,  $b'$ ,  $c'$  и т. д., то *средняя весовая теплоемкость* определяется по формуле

$$c_{см} = c_1 a' + c_2 b' + c_3 c', \quad (49)$$

где  $c_1$ ,  $c_2$ ,  $c_3$  — теплоемкость составляющих газов *кал/кг °С*.

7. Теплосодержание 1 кг смеси газов может быть выражено формулой

$$i_{см} = i_1 a' + i_2 b' + i_3 c' + \dots, \quad (50)$$

где  $i_1$ ,  $i_2$ ,  $i_3$  — теплосодержание составляющих газов *кал/кг*.

8. В сушильных установках одним из наиболее распространенных видов теплоносителя является атмосферный воздух, представляющий *смесь водяного пара и сухого воздуха* (обычно при атмосферном давлении). Все изложенное выше о газовых смесях распространяется целиком на паро-воздушную смесь.

Для всей смеси и ее составных частей применим закон Дальтона

$$B = P_n + P_v, \quad (40')$$

где  $B$  — барометрическое давление;

$P_n$  — парциальное давление пара;

$P_v$  — парциальное давление воздуха, измеренное в одних и тех же единицах.

9. Количество водяных паров, приходящееся на 1 м<sup>3</sup> влажного воздуха, называется *абсолютной влажностью воздуха*.

Согласно закону Дальтона объем смеси равен объему каждого компонента, а поэтому в 1 м<sup>3</sup> паро-воздушной смеси содержится 1 м<sup>3</sup> водяных паров при своем парциальном давлении. Таким образом *абсолютная влажность* измеряется удельным весом водяного пара в смеси  $\gamma_n$  г/м<sup>3</sup> (ввиду малых абсолютных значений выражается всегда в г).

10. При температурах до ~100° С, точнее при температурах ниже температур насыщения, соответствующих полному давлению смеси (барометрическому давлению), *максимально возможный вес водяного пара в 1 м<sup>3</sup> смеси*  $\gamma_n$  равен удельному весу насыщенного водяного пара, который берется по паровым таблицам (табл. 7).



При  $t$ , большем  $100^\circ \text{C}$ , удельный вес водяного пара по паровым таблицам брать нельзя, так как давление насыщенного пара в смеси с воздухом сохраняет зависимость от температуры до точки кипения при данном барометрическом давлении (при дальнейшем повышении температуры давление насыщенного пара в смеси всегда равняется барометрическому). В этом случае максимально возможный вес водяного пара будет, очевидно,  $\gamma_{\text{max}}$  при давлении  $B = 10\,333 \text{ кг/м}^2$  и данной температуре.

В этот период смесь состоит только из водяного перегретого пара.

11. *Относительной влажностью или степенью насыщения воздуха  $\varphi$*  называется отношение веса водяного пара, заключающегося в  $1 \text{ м}^3$  смеси ( $\gamma_n$ ) к максимально возможному весу водяного пара в  $1 \text{ м}^3$  при той же температуре и общем давлении ( $\gamma_n$ ), т. е.

$$\varphi = \frac{\gamma_n}{\gamma_n}$$

В табл. 13 приведены значения  $\gamma_n$  и  $\gamma_n = \varphi \gamma_n$  при разных температурах и насыщениях воздуха при  $B = 745 \text{ мм рт. ст.}$  по данным паровых таблиц К. Р. Н. (до  $99,4$  значения  $\gamma_n$  взяты непосредственно из таблиц, а лежащие выше подсчитаны по характеристическому уравнению К. Р. Н.). Для температур ниже  $0^\circ \text{C}$  значения удельного веса водяного пара над льдом взяты из опытов Schell и Heuse.<sup>1</sup>

12. Если принять для пара в смеси с воздухом уравнение состояния идеальных газов, то приближенно (с точностью до 2%) получим

$$\varphi = \frac{\gamma_n}{\gamma_n} = \frac{P_n}{P_n}$$

а точнее

$$\varphi = \frac{\gamma_n}{\gamma_n} = \frac{f(P_n, t)}{f(P_n, t)}$$

По этому точному уравнению составлена табл. 14 парциальных давлений пара при разных  $t$  и  $\varphi$ , где связь между  $P_n$  и  $P_n$  выражена уравнением Callendar'a

$$\frac{1}{\gamma} = \frac{47T}{P} + 0,001 - 23,2$$

Многие авторы, в том числе Hirsch и Mollier, принимают  $P_n$  соответствующим температуре смеси также и для случая  $t$  выше  $100^\circ \text{C}$ , т. е., например, условно считают, что при  $t = 120^\circ \text{C}$   $P_n = 20\,250 \text{ кг/м}^2$ . Таким образом величина максимально возможного насыщения воздуха является у них нереальной, и уравнению Дальтона этот случай не удовлетворяет, так как  $B$  меньше  $P_n$ .<sup>3,4</sup> Количество же водяного пара, находящегося в воздухе во всех случаях, определяемых пределом  $B$ , будет значительно ниже условной величины  $\gamma_n$ , и таким образом возможное  $\varphi$  оказывается во всех случаях значительно меньше 100%. Такая предпосылка хотя и не влияет на расчет сушилки, логически не может быть обоснована. При том методе, который применяется нами,  $\gamma_n$  и  $P_n$  — реальные величины и все значения  $\varphi \leq 100\%$  также вполне могут быть достигнуты.<sup>5</sup>

13. При расчете сушилок *удобнее вести все подсчеты на 1 кг сухого воздуха*, так как эта величина при отсутствии промежуточного изменения по весу (утечка или добавка) остается постоянной в процессе сушки и при нагреве воздуха.

14. *Объем влажного воздуха, приходящийся на 1 кг сухого воздуха*, можно определить, найдя удельный объем сухого воздуха в смеси, так как по закону

<sup>1</sup> Gramberg, Technische Messungen, 5 изд., стр. 465.

<sup>2</sup> Подробнее см. „Известия ВТИ“ № 1 (24), стр. 50.

<sup>3</sup> Hirsch, Trockentechnik, 1932 г.

<sup>4</sup> Mollier, Ein neues Diagramm für Dampfluftgemische, VDI № 36, 1923 г.

<sup>5</sup> Chemisches Apparat № 4, 1919 г. Verein Deutscher Eisenhüttenleute, Düsseldorf-Wärmestelle № 8, 1924 г.



Дальтона объем сухого воздуха при соответствующем парциальном давлении равен общему объему всей смеси

$$v_0 = v_e.$$

Объем 1 кг сухого воздуха при соответствующем парциальном давлении  $P_e = B - P_n$  по характеристическому уравнению равен

$$v_e = \frac{R_e T}{P_e} = \frac{29,27 T}{P_e} = v_0 \text{ м}^3/\text{кг}. \quad (51)$$

Значения  $v_0$  для разных  $t$  и  $\varphi$  приведены в табл. 15. Эти таблицы крайне необходимы для выбора вентилятора, так как расчет количества воздуха, нужного для процесса сушки, производится в килограммах сухого воздуха.

15. Влажностью воздуха  $d$  мы называем вес водяного пара, содержащегося в смеси, отнесенный к 1 кг сухого воздуха.

Так как объем смеси на 1 кг сухого воздуха равен  $v_0$  (табл. 15), а в каждом  $\text{м}^3$  смеси содержится  $\gamma_n$  водяного пара (табл. 13), то  $d = v_0 \gamma_n$  г/кг сухого воздуха.

Значения  $d$  при разных температурах и степенях насыщения сведены в табл. 16.

Уравнения состояния в отдельности для пара и воздуха будут

$$P_n V = G_n R_n T;$$

$$P_e V = G_e R_e T,$$

где  $V$  — общий объем смеси;

$P_e$  и  $P_n$  — парциальные давления сухого воздуха и водяных паров;

$G_e$  и  $G_n$  — веса сухого воздуха и водяных паров в данном объеме смеси;

$R_e = 29,27$  и  $R_n = 47,06$  — газовые постоянные.

Разделив первое уравнение на второе, получим

$$\frac{P_n}{P_e} = \frac{G_n R_n}{G_e R_e},$$

или после преобразования

$$\frac{G_n}{G_e} = \frac{P_n R_e}{P_e R_n}.$$

Но  $\frac{G_n}{G_e}$  выражает количество водяных паров в килограммах на 1 кг сухого воздуха:

$$\frac{G_n}{G_e} = \frac{d}{1000} \text{ кг/кг}.$$

Подставляя значение газовых постоянных  $R_e$  и  $R_n$ , получим окончательно

$$\frac{d}{1000} = 0,622 \frac{P_n}{P_e},$$

откуда

$$d = 622 \frac{P_n}{P_e} \text{ г/кг сухого воздуха}, \quad (52)$$

или

$$d = 622 \frac{P_n}{B - P_n} = 622 \frac{\varphi P_n}{B - \varphi P_n} \text{ г/кг сухого воздуха}, \quad (52')$$

т. е. при данном барометрическом давлении влажность воздуха зависит только от парциального давления водяного пара, и наоборот, т. е.

$$P_n = f(d).$$

Если взять для водяного пара уравнение состояния реального газа, то более точно при заданном  $B$  будем иметь  $d = f(p, t)$ , т. е. значения табл. 16.

ТАБЛИЦА 14  
ПАРЦИАЛЬНОЕ ДАВЛЕНИЕ ВОДЯНОГО ПАРА ВО ВЛАЖНОМ ВОЗДУХЕ  $P_n$  кг/м<sup>3</sup>;  $b = 745$  мм рт. ст.

$t^{\circ}\text{C}$	$\varphi\%$										$t^{\circ}\text{C}$	
	100	90	80	70	60	50	40	30	20	10		5
-15	16,85	15,17	13,48	11,80	10,11	8,43	6,74	5,06	3,37	1,69	0,84	-15
-10	26,50	23,85	21,20	18,55	15,90	13,25	10,60	7,95	5,30	2,65	1,33	-10
-5	40,91	36,82	32,73	28,64	24,55	20,46	16,36	12,27	8,18	4,09	2,05	-5
0	62,26	56,04	49,81	43,59	37,36	31,14	24,91	18,68	12,46	6,23	3,11	0
5	88,96	80,07	71,17	62,28	53,39	44,49	35,59	26,70	17,80	8,89	4,45	5
10	125,20	112,69	100,17	87,66	75,14	62,62	50,10	37,58	25,05	12,53	6,26	10
15	173,86	156,49	139,11	121,73	104,35	86,96	69,58	52,19	34,79	17,40	8,70	15
20	238,40	214,58	190,76	166,93	143,10	119,26	95,42	71,57	47,72	23,86	11,93	20
25	322,98	290,72	258,45	226,17	193,89	161,59	129,29	96,98	64,66	32,33	16,17	25
30	432,67	389,46	346,24	303,01	259,77	216,51	173,23	129,94	86,64	43,33	21,67	30
35	573,40	516,16	458,90	401,61	344,31	286,98	229,63	172,25	114,86	57,44	28,72	35
40	752,18	677,12	602,03	526,90	451,74	376,54	301,31	226,03	150,73	75,38	37,69	40
45	977,30	879,82	782,29	684,70	587,05	489,35	391,59	293,78	195,91	97,98	49,00	45
50	1 257,70	1 132,32	1 006,86	881,31	755,67	629,94	504,13	378,23	252,24	126,16	63,09	50
55	1 604,80	1 444,92	1 284,91	1 124,76	964,48	804,07	643,52	482,84	322,03	161,08	80,56	55
60	2 030,90	1 828,71	1 626,32	1 423,73	1 220,94	1 017,95	814,76	611,38	407,78	203,99	102,02	60
65	2 549,80	2 296,14	2 042,19	1 787,96	1 533,42	1 278,59	1 023,46	768,04	512,32	256,31	128,19	65
70	3 177,10	2 861,31	2 545,06	2 228,43	1 911,36	1 593,88	1 275,96	957,61	638,84	319,63	159,87	70
75	3 930,60	3 540,26	3 149,28	2 757,78	2 365,62	1 972,85	1 579,51	1 185,55	790,98	395,79	197,97	75
80	4 828,00	4 349,15	3 869,34	3 388,72	2 907,27	2 424,91	1 941,67	1 457,58	972,60	486,74	243,48	80
85	5 895,00	5 310,81	4 725,52	4 139,08	3 551,43	2 962,52	2 372,43	1 781,14	1 188,64	594,93	297,62	85
90	7 148,00	6 440,82	5 731,87	5 021,26	4 308,98	3 595,04	2 879,40	2 162,12	1 443,12	722,41	361,42	90
95	8 620,00	7 768,43	6 914,60	6 058,50	5 199,85	4 339,11	3 476,02	2 610,54	1 742,71	872,55	436,57	95
99,4	10 128,00	9 129,48	8 127,36	7 122,53	6 114,63	5 103,47	4 089,15	3 071,66	2 050,98	1 027,10	513,95	99,4
100	10 128,00	9 128,41	8 126,20	7 121,01	6 112,82	5 101,51	4 087,21	3 069,98	2 049,71	1 026,38	513,57	100

110	10128,00	9127,04	8123,57	7117,58	6108,70	5097,35	4083,21	3066,50	2047,03	1024,87	512,77	110
120	10128,00	9125,74	8121,42	7114,59	6105,20	5093,69	4079,69	3063,41	2044,67	1023,54	512,07	120
130	10128,00	9124,50	8119,38	7111,76	6102,26	5090,48	4076,61	3060,68	2042,60	1022,37	511,46	130
140	10128,00	9123,75	8117,45	7109,59	6099,48	5087,71	4073,94	3058,37	2040,82	1021,37	510,92	140
150	10128,00	9122,99	8115,85	7107,41	6097,07	5085,20	4071,53	3056,25	2039,20	1020,46	510,44	150
160	10128,00	9121,90	8114,41	7105,69	6095,08	5083,06	4069,51	3054,43	2037,82	1019,68	510,03	160
170	10128,00	9121,27	8113,35	7104,05	6093,18	5081,14	4067,67	3052,83	2036,59	1018,99	509,67	170
180	10128,00	9120,65	8112,33	7102,71	6091,72	5079,55	4066,14	3051,48	2035,57	1018,41	509,36	180
190	10128,00	9120,07	8111,36	7101,44	6090,32	5078,03	4064,68	3050,18	2034,59	1017,86	509,07	190
200	10128,00	9119,88	8110,44	7100,22	6088,98	5076,69	4063,35	3049,07	2033,73	1017,38	508,82	200
210	10128,00	9119,34	8109,84	7099,27	6087,86	5075,52	4062,23	3048,09	2032,98	1016,96	508,59	210
220	10128,00	9118,86	8109,05	7098,45	6086,89	5074,51	4061,26	3047,24	2032,33	1016,59	508,40	220
230	10128,00	9118,71	8108,50	7097,58	6086,01	5073,54	4060,36	3046,41	2031,71	1016,24	508,22	230
240	10128,00	9118,22	8107,97	7096,94	6085,16	5072,71	4059,57	3045,73	2031,18	1015,94	508,06	240
250	10128,00	9118,09	8107,46	7096,34	6084,35	5071,92	4058,81	3045,07	2030,67	1015,66	507,91	250
260	10128,00	9117,66	8107,04	7095,64	6083,82	5071,26	4058,17	3044,49	2030,25	1015,42	507,78	260
270	10128,00	9117,55	8106,57	7095,08	6083,20	5070,62	4057,53	3043,95	2029,84	1015,19	507,66	270
280	10128,00	9117,43	8106,12	7094,73	6082,62	5070,01	4056,97	3043,44	2029,46	1014,97	507,54	280
290	10128,00	9117,04	8105,99	7094,28	6082,14	5069,51	4056,46	3043,02	2029,13	1014,79	507,45	290
300	10128,00	9116,94	8105,56	7093,78	6081,59	5069,04	4056,01	3042,64	2028,83	1014,62	507,36	300
350	10128,00	9116,40	8104,51	7092,39	6080,02	5067,32	4054,39	3041,19	2027,73	1014,00	507,03	350
400	10128,00	9116,00	8103,80	7091,44	6078,92	5066,18	4053,30	3040,24	2027,00	1013,59	506,81	400
450	10128,00	9115,72	8103,32	7090,80	6078,20	5065,43	4052,57	3039,60	2026,52	1013,31	506,67	450
500	10128,00	9115,53	8102,99	7090,38	6077,71	5064,91	4052,08	3039,17	2026,19	1013,13	506,57	500
550	10128,00	9115,43	8102,77	7090,11	6077,39	5064,59	4051,77	3038,90	2025,98	1013,01	506,51	550
600	10128,00	9115,35	8102,64	7089,92	6077,18	5064,37	4051,56	3038,72	2025,84	1012,93	506,47	600
650	10128,00	9115,28	8102,51	7089,75	6077,00	5064,18	4051,37	3038,55	2025,71	1012,86	506,43	650
700	10128,00	9115,23	8102,43	7089,66	6076,88	5064,06	4051,25	3038,45	2025,64	1012,82	506,41	700
750	10128,00	9115,19	8102,37	7089,56	6076,78	5063,95	4051,15	3038,36	2025,57	1012,78	506,39	750
800	10128,00	9115,17	8102,33	7089,52	6076,72	5063,90	4051,10	3038,28	2025,54	1012,76	506,38	800

ТАБЛИЦА 15  
**ОБЪЕМ ВЛАЖНОГО ВОЗДУХА НА 1 м<sup>3</sup> СУХОГО ВОЗДУХА:  $v_0$  м<sup>3</sup>/кг;  $b = 745$  мм рт. ст.**

φ%	t °C										φ%		
	100	90	80	70	60	50	40	30	20	10		5	0
-15	0,7472	0,7470	0,7469	0,7468	0,7467	0,7465	0,7464	0,7463	0,7462	0,7460	0,7460	0,7459	-15
-10	0,7624	0,7622	0,7620	0,7618	0,7616	0,7614	0,7612	0,7610	0,7608	0,7606	0,7605	0,7604	-10
-5	0,7780	0,7776	0,7773	0,7770	0,7767	0,7764	0,7761	0,7558	0,7754	0,7751	0,7750	0,7748	-5
0	0,7941	0,7937	0,7932	0,7927	0,7922	0,7925	0,7912	0,7907	0,7902	0,7897	0,7895	0,7893	0
5	0,8108	0,8101	0,8094	0,8087	0,8080	0,8073	0,8065	0,8058	0,8051	0,8044	0,8041	0,8037	5
10	0,8284	0,8274	0,8263	0,8253	0,8243	0,8233	0,8222	0,8212	0,8202	0,8192	0,8187	0,8182	10
15	0,8472	0,8457	0,8442	0,8427	0,8413	0,8398	0,8384	0,8369	0,8355	0,8340	0,8333	0,8326	15
20	0,8675	0,8654	0,8633	0,8613	0,8592	0,8572	0,8551	0,8531	0,8511	0,8491	0,8481	0,8471	20
25	0,8899	0,8870	0,8841	0,8812	0,8783	0,8755	0,8727	0,8698	0,8670	0,8643	0,8629	0,8615	25
30	0,9151	0,9110	0,9070	0,9030	0,8990	0,8951	0,8912	0,8873	0,8835	0,8797	0,8778	0,8760	30
35	0,9438	0,9382	0,9327	0,9272	0,9217	0,9164	0,9111	0,9058	0,9006	0,8955	0,8929	0,8904	35
40	0,9775	0,9697	0,9620	0,9545	0,9471	0,9398	0,9326	0,9255	0,9189	0,9116	0,9082	0,9049	40
45	1,0175	1,0068	0,9963	0,9860	0,9759	0,9660	0,9563	0,9468	0,9375	0,9283	0,9228	0,9193	45
50	1,0662	1,0513	1,0368	1,0228	1,0090	0,9957	0,9827	0,9700	0,9576	0,9455	0,9396	0,9338	50
55	1,1268	1,1060	1,0860	1,0667	1,0480	1,0300	1,0125	0,9957	0,9794	0,9635	0,9558	0,9482	55
60	1,2041	1,1748	1,1468	1,1201	1,0946	1,0702	1,0469	1,0245	1,0030	0,9824	0,9725	0,9627	60
65	1,3059	1,2636	1,2239	1,1866	1,1514	1,1170	1,0870	1,0573	1,0292	1,0025	0,9896	0,9771	65
70	1,4448	1,3820	1,3244	1,2713	1,2222	1,1754	1,1345	1,0951	1,0583	1,0239	1,0075	0,9916	70
75	1,6441	1,5466	1,4600	1,3824	1,3126	1,2494	1,1919	1,1394	1,0912	1,0469	1,0261	1,0060	75
80	1,9500	1,7885	1,6513	1,5336	1,4313	1,3417	1,2625	1,1920	1,1289	1,0720	1,0456	1,0205	80
85	2,4762	2,1759	1,9401	1,7502	1,5938	1,4628	1,3515	1,2558	1,1725	1,0995	1,0662	1,0349	85
90	3,5664	2,8824	2,4176	2,0812	1,8264	1,6268	1,4662	1,3342	1,2237	1,1300	1,0882	1,0494	90
95	7,1448	4,5662	3,3529	2,6476	2,1863	1,8612	1,6197	1,4332	1,2849	1,1641	1,1117	1,0638	95
99,4	∞	10,9192	5,4498	3,6277	2,7167	2,1700	1,8055	1,5451	1,3482	1,1980	1,1341	1,0765	99,4
100	∞	10,9251	5,4554	3,6318	2,7198	2,1726	1,8078	1,5473	1,3519	1,1999	1,1359	1,0783	100

110	11,2026	5,5943	3,7248	2,7899	2,2290	1,8550	1,5880	1,3876	1,2318	1,1662	1,1072
120	11,4801	5,7342	3,8183	2,8602	2,2855	1,9024	1,6287	1,4234	1,2638	1,1966	1,1361
130	11,7576	5,8741	3,9117	2,9308	2,3422	1,9498	1,6695	1,4593	1,2958	1,2269	1,1650
140	12,0403	6,0140	4,0059	3,0015	2,3990	1,9972	1,7103	1,4951	1,3278	1,2573	1,1939
150	12,3224	6,1547	4,0999	3,0723	2,4558	2,0448	1,7512	1,5310	1,3598	1,2877	1,2228
160	12,6000	6,2956	4,1944	3,1433	2,5128	2,0924	1,7921	1,5667	1,3918	1,3180	1,2517
170	12,8828	6,4376	4,2889	3,2144	2,5698	2,1401	1,8331	1,6029	1,4238	1,3484	1,2806
180	13,1655	6,5796	4,3838	3,2858	2,6270	2,1878	1,8741	1,6388	1,4559	1,3788	1,3095
190	13,4483	6,7216	4,4787	3,3571	2,6842	2,2359	1,9151	1,6748	1,4879	1,4092	1,3384
200	13,7361	6,8636	4,5735	3,4285	2,7414	2,2833	1,9562	1,7108	1,5199	1,4396	1,3673
210	14,0189	7,0066	4,6687	3,5000	2,7987	2,3312	1,9973	1,7468	1,5520	1,4700	1,3962
220	14,3023	7,1488	4,7641	3,5716	2,8561	2,3790	2,0384	1,7828	1,5841	1,5004	1,4251
230	14,5902	7,2918	4,8593	3,6432	2,9134	2,4269	2,0794	1,8188	1,6161	1,5308	1,4540
240	14,8730	7,4348	4,9549	3,7148	2,9708	2,4749	2,1206	1,8549	1,6482	1,5612	1,4829
250	15,1609	7,5778	5,0504	3,7865	3,0283	2,5228	2,1617	1,8909	1,6803	1,5916	1,5118
260	15,4441	7,7210	5,1458	3,8583	3,0858	2,5707	2,2028	1,9269	1,7123	1,6020	1,5407
270	15,7321	7,8640	5,2413	3,9301	3,1432	2,6187	2,2240	1,9630	1,7444	1,6524	1,5696
280	16,0199	8,0070	5,3372	4,0019	3,2007	2,6666	2,2852	1,9990	1,7765	1,6828	1,5985
290	16,3033	8,1513	5,4329	4,0738	3,2583	2,7146	2,3263	2,0351	1,8086	1,7132	1,6274
300	16,5911	8,2943	5,5285	4,1456	3,3158	2,7626	2,3675	2,0712	1,8407	1,7436	1,6563
350	18,0290	9,0132	6,0081	4,5055	3,6039	3,0028	2,5735	2,2515	2,0011	1,8957	1,8008
400	19,4680	9,7330	6,4881	4,8657	3,8922	3,2432	2,7797	2,4320	2,1616	2,0477	1,9453
450	20,9084	10,4536	6,9686	5,2262	4,1807	3,4837	2,9859	2,6125	2,3221	2,1998	2,0898
500	22,3499	11,1746	7,4495	5,5869	4,4693	3,7243	3,1922	2,7930	2,4826	2,3519	2,2343
550	23,7931	11,8960	7,9305	5,9478	4,7581	3,9650	3,3985	2,9736	2,6431	2,5040	2,3788
600	25,2364	12,6178	8,4118	6,3088	5,0469	4,2057	3,6048	3,1542	2,8037	2,6561	2,5233
650	26,6798	13,3396	8,8930	6,6697	5,3357	4,4464	3,8112	3,3348	2,9642	2,8082	2,6678
700	28,1235	14,0615	9,3744	7,0308	5,6246	4,6871	4,0176	3,5154	3,1247	2,9603	2,8123
750	29,5674	14,7836	9,8558	7,3919	5,9135	4,9279	4,2239	3,6959	3,2853	3,1124	2,9568
800	31,0118	15,5058	10,3373	7,7530	6,2024	5,1687	4,4303	3,8766	3,4458	3,2645	3,1013

∞

ТЕПЛОСОДЕРЖАНИЕ *J* И ВЛАГОСОДЕРЖАНИЕ *d* ВЛАЖНОГО ВОЗДУХА НА 1 кг СОДЕРЖА

<i>t</i> °C	100		90		80		70		60		50	
	<i>J</i>	<i>d</i>	<i>J</i>	<i>d</i>	<i>J</i>	<i>d</i>	<i>J</i>	<i>d</i>	<i>J</i>	<i>d</i>	<i>J</i>	<i>d</i>
-15	-2,98	1,04	-3,04	0,94	-3,10	0,83	-3,16	0,73	-3,23	0,62	-3,29	0,52
-10	-1,43	1,63	-1,53	1,47	-1,63	1,30	-1,72	1,14	-1,82	0,98	-1,91	0,82
-5	0,30	2,52	0,15	2,27	0,00	2,02	-0,15	1,76	-0,30	1,51	-0,45	1,26
0	2,30	3,85	2,06	3,46	1,83	3,07	1,61	2,69	1,37	2,30	1,15	1,92
5	4,50	5,51	4,16	4,95	3,83	4,40	3,50	3,85	3,17	3,29	2,84	2,74
10	7,08	7,78	6,60	7,00	6,13	6,21	5,66	5,43	5,19	4,65	4,72	3,87
15	10,15	10,86	9,48	9,76	8,82	8,66	8,16	7,56	7,50	6,47	6,84	5,38
20	13,88	15,00	12,95	13,46	12,02	11,94	11,10	10,42	10,19	8,91	9,28	7,41
25	18,45	20,50	17,17	18,39	15,89	16,29	14,63	14,21	13,37	12,14	12,12	10,08
30	24,14	27,78	22,38	24,89	20,63	22,03	18,90	19,19	17,18	16,37	15,48	13,59
35	31,27	37,37	28,86	33,43	26,48	29,54	24,13	25,70	21,80	21,90	19,50	18,14
40	40,31	49,98	37,02	44,62	33,78	39,35	30,59	34,16	27,45	29,05	24,36	24,0
45	51,86	66,57	47,36	59,28	42,96	52,14	38,65	45,15	34,43	38,31	30,29	31,60
50	66,74	88,42	60,58	78,47	54,59	68,79	48,76	59,38	43,08	50,21	37,56	41,29
55	86,18	117,50	77,69	103,80	69,49	90,60	61,58	77,86	53,94	65,57	46,57	53,70
60	112,05	156,64	100,15	137,54	88,82	119,35	78,01	102,00	67,68	85,44	57,81	69,61
65	147,15	210,31	130,19	183,15	114,27	157,69	99,32	133,77	85,24	111,26	71,90	89,95
70	196,30	285,99	171,37	246,21	148,49	209,73	127,43	176,15	107,98	145,16	89,88	116,33
75	268,20	397,29	229,89	336,37	195,84	282,25	165,37	233,85	137,95	190,31	113,17	150,96
80	380,22	571,34	317,27	471,60	263,90	387,06	218,09	314,53	178,35	251,62	143,54	196,55
85	574,83	874,65	459,03	691,72	368,15	548,25	294,96	432,75	234,77	337,78	184,40	258,35
90	981,06	1 508,85	719,78	1 097,51	542,29	818,24	413,93	616,33	316,82	463,62	240,80	344,13
95	2 320,34	3 601,74	1 344,84	2 071,68	886,03	1 352,19	619,45	934,27	445,27	661,27	322,62	469,12
99,4	∞	∞	3 710,31	5 761,26	1 660,04	2 555,95	977,28	1 488,73	636,11	955,60	431,56	636,07
100	∞	∞	3 707,78	5 754,47	1 659,81	2 554,20	977,26	1 487,82	636,18	955,06	431,68	635,76
110	∞	∞	3 726,23	5 736,61	1 669,34	2 546,41	983,95	1 483,54	641,38	952,42	436,01	634,12
120	∞	∞	3 745,45	5 720,56	1 679,54	2 539,86	990,95	1 479,85	646,79	950,17	440,46	632,71
130	∞	∞	3 765,41	5 706,03	1 690,05	2 533,97	998,12	1 476,53	652,37	948,23	445,01	631,48



ЦА 16

ЩЕГОСЯ В НЕМ СУХОГО ВОЗДУХА ПРИ БАРОМЕТРИЧЕСКОМ ДАВЛЕНИИ 745 мм рт. ст.

40		30		20		10		5		0		φ % t°C
J	d	J	d	J	d	J	d	J	d	J	d	
--3,35	0,42	--3,41	0,31	--3,47	0,21	--3,53	0,10	--3,56	0,05	--3,59	0,00	-15
--2,01	0,65	--2,11	0,49	--2,20	0,33	--2,30	0,16	--2,35	0,08	--2,39	0,00	-10
--0,60	1,01	--0,75	0,75	--0,90	0,50	--1,50	0,25	--1,12	0,13	--1,20	0,00	-5
0,91	1,53	0,69	1,15	0,46	0,77	0,23	0,38	0,11	0,19	0,00	0,00	0
2,51	2,19	2,18	1,64	1,85	1,09	1,53	0,55	1,36	0,27	1,20	0,00	5
4,25	3,09	3,78	2,31	3,32	1,54	2,86	0,77	2,62	0,38	2,39	0,00	10
6,19	4,30	5,54	3,22	4,88	2,14	4,24	1,07	3,91	0,53	3,59	0,00	15
8,37	5,91	7,47	4,42	6,57	2,94	5,68	1,47	5,23	0,73	4,79	0,00	20
10,88	8,04	9,64	6,01	8,42	3,99	7,20	1,99	6,59	0,99	5,99	0,00	25
13,79	10,82	12,12	8,08	10,46	5,36	8,82	2,67	8,00	1,33	7,19	0,00	30
17,23	14,43	14,98	10,76	12,76	7,13	10,56	3,55	9,47	1,77	8,39	0,00	35
21,31	19,07	18,32	14,20	15,37	9,40	12,45	4,66	11,01	2,32	9,58	0,00	40
26,23	25,03	22,25	18,58	18,36	12,27	14,53	6,07	12,65	3,02	10,78	0,00	45
32,18	32,60	26,93	24,13	21,82	15,88	16,84	7,84	14,40	3,90	11,98	0,00	50
39,45	42,24	32,55	31,15	25,89	20,43	19,43	10,05	16,28	4,98	13,18	0,00	55
48,38	54,48	39,33	39,98	30,67	26,10	22,36	12,78	18,33	6,33	14,38	0,00	60
59,43	70,02	47,58	51,08	36,35	33,15	25,70	16,14	20,58	7,97	15,58	0,00	65
73,24	89,83	57,66	65,03	43,13	41,90	29,53	20,27	23,05	9,97	16,78	0,00	70
90,64	115,21	70,09	82,60	51,26	52,74	33,95	25,30	25,81	12,40	17,99	0,00	75
112,82	147,96	85,51	104,77	61,07	66,15	39,08	31,41	28,89	15,32	19,19	0,00	80
141,65	190,95	104,92	133,07	73,02	82,83	45,07	38,84	32,36	18,83	20,39	0,00	85
179,69	248,12	129,53	169,34	87,61	103,54	52,09	47,81	36,28	23,02	21,59	0,00	90
231,61	326,60	161,43	216,75	105,69	129,55	60,35	58,68	40,73	28,02	22,79	0,00	95
295,35	423,39	198,19	271,75	125,31	158,08	68,94	70,23	45,20	33,24	23,85	0,00	99,4
295,50	423,21	198,35	271,66	125,59	158,23	69,10	70,22	45,35	33,24	24,00	0,00	100
299,22	422,19	201,62	271,05	128,51	157,90	71,74	70,09	47,87	33,18	26,40	0,00	110
303,02	421,31	204,94	270,53	131,47	157,62	74,39	69,97	50,40	33,13	28,81	0,00	120
306,88	420,55	208,30	270,07	134,43	157,37	77,06	69,87	52,92	33,08	31,21	0,00	130

$\varphi$ %	100		90		80		70		60		50	
	$J$	$d$	$J$	$d$	$J$	$d$	$J$	$d$	$J$	$d$	$J$	$d$
140	$\infty$	$\infty$	3 787,91	5 695,28	1 700,86	2 528,65	1 005,63	1 473,79	658,06	916,50	449,66	630,42
150	$\infty$	$\infty$	3 810,11	5 685,22	1 712,08	2 524,09	1 013,22	1 471,23	663,87	944,98	454,36	629,47
160	$\infty$	$\infty$	3 831,64	5 674,02	1 723,57	2 520,04	1 021,08	1 469,09	669,80	943,67	459,14	628,64
170	$\infty$	$\infty$	3 855,23	5 665,95	1 735,53	2 516,71	1 029,01	1 467,12	675,79	942,47	463,97	627,90
180	$\infty$	$\infty$	3 879,05	5 658,49	1 747,61	2 513,67	1 037,10	1 465,44	681,90	941,47	468,85	627,26
190	$\infty$	$\infty$	3 903,26	5 651,63	1 759,85	2 510,86	1 045,30	1 463,90	688,06	940,55	473,78	626,67
200	$\infty$	$\infty$	3 929,18	5 647,35	1 772,22	2 508,29	1 053,56	1 462,47	694,28	939,70	478,75	626,15
210	$\infty$	$\infty$	3 953,29	5 641,39	1 784,68	2 506,24	1 061,93	1 461,25	700,45	938,95	483,68	625,68
220	$\infty$	$\infty$	3 979,10	5 636,10	1 797,62	2 504,10	1 070,47	1 460,19	706,89	938,29	488,80	625,27
230	$\infty$	$\infty$	4 005,69	5 632,87	1 810,53	2 502,35	1 078,68	1 459,15	713,27	937,69	493,86	624,88
240	$\infty$	$\infty$	4 029,12	5 627,97	1 823,55	2 500,74	1 087,62	1 458,28	719,69	937,13	498,96	624,54
250	$\infty$	$\infty$	4 058,07	5 625,26	1 836,65	2 499,23	1 096,33	1 457,47	726,14	936,61	504,09	624,22
260	$\infty$	$\infty$	4 084,05	5 621,08	1 849,90	2 497,91	1 105,03	1 456,67	732,66	936,19	509,23	623,94
270	$\infty$	$\infty$	4 111,36	5 618,80	1 863,16	2 496,59	1 113,80	1 455,97	739,19	935,77	514,41	623,68
280	$\infty$	$\infty$	4 138,84	5 616,62	1 876,51	2 495,36	1 122,71	1 455,41	745,76	935,39	519,60	623,44
290	$\infty$	$\infty$	4 165,29	5 613,05	1 890,19	2 494,58	1 131,61	1 454,83	752,35	935,04	524,81	623,22
300	$\infty$	$\infty$	4 193,11	5 611,25	1 903,69	2 493,49	1 140,54	1 454,27	758,98	934,71	530,05	623,02
350	$\infty$	$\infty$	4 333,67	5 603,21	1 972,60	2 489,96	1 186,01	1 452,31	792,58	933,51	556,51	622,25
400	$\infty$	$\infty$	4 477,53	5 597,53	2 043,69	2 487,54	1 232,40	1 450,94	826,78	932,67	583,39	621,72
450	$\infty$	$\infty$	4 624,93	5 593,60	2 116,00	2 485,90	1 279,68	1 450,01	861,54	932,11	610,65	621,36
500	$\infty$	$\infty$	4 775,17	5 590,82	2 189,55	2 484,73	1 327,68	1 449,38	896,74	931,71	638,17	621,11
550	$\infty$	$\infty$	4 928,71	5 589,05	2 264,60	2 483,91	1 376,62	1 448,92	932,64	931,44	666,23	620,94
600	$\infty$	$\infty$	5 084,90	5 587,75	2 340,89	2 483,36	1 426,26	1 448,62	968,95	931,25	694,53	620,81
650	$\infty$	$\infty$	5 243,77	5 586,71	2 418,38	2 482,93	1 476,60	1 448,36	1 005,71	931,08	723,17	620,72
700	$\infty$	$\infty$	5 405,42	5 585,99	2 497,11	2 482,62	1 527,70	1 448,21	1 042,98	930,99	752,14	620,65
750	$\infty$	$\infty$	5 569,80	5 585,44	2 577,07	2 482,40	1 579,51	1 448,08	1 080,72	930,91	781,45	620,61
800	$\infty$	$\infty$	5 736,94	5 585,08	2 658,30	2 482,27	1 632,08	1 448,00	1 118,95	930,86	811,07	620,57

Таблица 16 (продолжение)

40		30		20		10		5		0		φ % t °C
J	d	J	d	J	d	J	d	J	d	J	d	
310,79		211,69		137,43		79,73		55,46		33,62		140
	419,88		269,67		157,16		69,78		33,04		0,00	
314,76		215,11		140,44		82,41		58,00		36,03		150
	419,29		269,32		156,97		69,71		33,01		0,00	
318,77		218,56		143,45		85,10		60,53		38,44		160
	418,78		269,01		156,79		69,64		32,97		0,00	
322,81		222,03		146,50		87,79		63,08		40,86		170
	418,32		268,74		156,66		69,58		32,95		0,00	
326,88		225,52		149,54		90,48		65,63		43,27		180
	417,92		268,50		156,53		69,52		32,92		0,00	
331,03		229,03		152,60		93,19		68,18		45,69		190
	417,62		268,28		156,41		69,48		32,90		0,00	
335,11		232,55		155,66		95,89		70,73		48,10		200
	417,22		268,08		156,30		69,43		32,88		0,00	
339,25		236,06		158,72		98,59		73,28		50,52		210
	416,93		267,91		156,21		69,39		32,86		0,00	
343,44		239,64		161,82		101,32		75,85		52,94		220
	416,67		267,75		156,12		69,36		32,85		0,00	
347,63		243,20		164,91		104,04		78,41		55,35		230
	416,43		267,60		156,04		69,33		32,83		0,00	
351,84		246,78		168,00		106,76		80,97		57,77		240
	416,22		267,48		155,97		69,30		32,82		0,00	
356,09		250,38		171,11		109,48		83,54		60,20		250
	416,02		267,36		155,91		69,27		32,81		0,00	
360,32		253,97		174,22		112,21		86,11		62,62		260
	415,84		267,25		155,85		69,25		32,80		0,00	
364,58		257,57		177,34		114,95		88,68		65,04		270
	415,68		267,15		155,80		69,23		32,79		0,00	
368,85		261,19		180,46		117,68		91,25		67,47		280
	415,52		267,06		155,75		69,20		32,78		0,00	
373,14		264,82		183,59		120,42		93,83		69,89		290
	415,39		266,98		155,70		69,19		32,77		0,00	
377,44		268,46		186,72		123,17		96,40		72,32		300
	415,26		266,90		155,66		69,17		32,76		0,00	
399,14		286,76		202,46		136,91		109,31		84,47		350
	414,77		266,61		155,50		69,10		32,73		0,00	
421,14		305,26		218,34		150,74		122,28		96,66		400
	414,44		266,41		155,39		69,06		32,71		0,00	
443,39		323,92		234,33		164,64		135,29		108,88		450
	414,22		266,27		155,32		69,03		32,70		0,00	
465,80		342,68		250,33		178,50		148,25		121,04		500
	414,06		266,18		155,26		69,00		32,68		0,00	
488,63		361,77		266,61		192,62		161,45		133,41		550
	413,95		266,11		155,22		68,99		32,68		0,00	
511,60		380,93		282,93		206,71		174,61		145,72		600
	413,87		266,05		155,20		68,98		32,67		0,00	
534,81		400,27		299,36		220,87		187,82		158,07		650
	413,81		266,02		155,18		68,97		32,67		0,00	
558,24		419,76		315,88		235,08		201,07		170,45		700
	413,76		266,00		155,16		68,96		32,67		0,00	
581,93		439,40		332,51		249,38		214,37		182,87		750
	413,74		265,97		155,15		68,96		32,66		0,00	
605,83		549,22		349,26		263,73		227,72		195,31		800
	413,72		265,96		155,15		68,95		32,66		0,00	

Из уравнения (52') видно, что с увеличением общего давления смеси ( $B$ ) влагосодержание уменьшается.

Зная  $d$ , объем смеси на 1 кг сухого воздуха, исходя из уравнений (52), (51) может быть определен и по формуле (51')

$$v_0 = \frac{29,27 (d + 622) \cdot T}{622 \cdot B} \quad (51')$$

16. Удельный вес (вес 1 м<sup>3</sup>) смеси складывается из удельного веса сухого воздуха при своем парциальном давлении и удельного веса водяного пара при соответствующей температуре и насыщении воздуха:

$$\gamma_{см} = \gamma_s + \frac{\gamma_n}{1000} = \frac{P_s}{29,27 T} + \frac{\gamma_n}{1000},$$

или

$$\gamma_{см} = \frac{1,293 \cdot P_s \cdot 273,1}{B (273,1 + t)} + \varphi \frac{\gamma_n}{1000} = \frac{1,293 (B - P_n) 273,1}{B (273,1 + t)} + \varphi \frac{\gamma_n}{1000} \text{ кг/м}^3, \quad (53)$$

где 1,293 — удельный вес сухого воздуха в кг/м<sup>3</sup> при 0° и 760 мм рт. ст.;

$P_n$  и  $P_s$  — парциальные давления в кг/м<sup>2</sup> (табл. 14) или в мм рт. ст., а  $\gamma_n$  и  $\gamma_n$  в г берутся из табл. 13.

Иное выражение для  $\gamma_{см}$  (поскольку  $\gamma_s \cdot d = \gamma_n$ ) будет иметь вид

$$\begin{aligned} \gamma_{см} &= \gamma_s + \frac{\gamma_s \cdot d}{1000} = \gamma_s \left(1 + \frac{d}{1000}\right) = \frac{1 + 0,001 d}{v_0}; \\ \gamma_{см} &= \frac{P_s}{R_s T} + \frac{P_n}{R_n T} = \frac{P_s}{R_s T} + \frac{P_n}{R_s T} - \frac{P_n}{R_s T} + \frac{P_n}{R_n T} = \\ &= \frac{B}{R_s T} - \frac{P_n}{T} \left(\frac{1}{R_s} - \frac{1}{R_n}\right) = \frac{B}{R_s T} - \frac{1}{T} \cdot 0,0129 \varphi P_n, \end{aligned} \quad (53')$$

откуда следует, что при той же температуре и общем давлении смеси ее удельный вес уменьшается с увеличением  $\varphi$  и что, кроме того [в уравнении (53')  $\frac{B}{R_s T}$  представляет удельный вес воздуха], при этих условиях влажный воздух легче сухого.

17. Газовая постоянная влажного воздуха

$$R_{см} = \frac{B}{\gamma_{см} (273,1 + t)} \quad (54)$$

18. Количество тепла, которое содержится в смеси воздуха и водяного пара, зависит от температуры и весовых соотношений обеих составляющих и называется *теплосодержанием влажного воздуха или смеси* —  $J$ .

Так же как влагосодержание, теплосодержание влажного воздуха относится на 1 кг заключенного в нем сухого воздуха; отсчитывается оно от 0° С и выражается следующим образом:

$$J = c_s t + \frac{d \cdot i_n}{1000} \text{ кал/кг сухого воздуха}, \quad (55)$$

где  $c_s$  — средняя от 0° до  $t^\circ$  теплоемкость сухого воздуха в кал/кг °С; грубо приближенно  $c_s = 0,24$  кал/кг °С;

$c_s t$  — теплосодержание 1 кг сухого воздуха в калориях;

$i_n$  — теплосодержание 1 кг пара, находящегося в воздухе при соответствующих  $P_n$  и  $t^\circ$  в кал/кг, которое с достаточной практической точностью можно получить из следующего выражения:

$$i_n = 595 + 0,47 t. \quad (55')$$

Теплосодержание пара, находящегося в смеси с воздухом при атмосферном давлении, зависит главным образом от температуры и мало зависит от величины парциального давления  $P_n$ .

(Значения  $i_n$ , полученные по точным характеристическим уравнениям К. Р. Н., приведены в табл. 17.)

ТАБЛИЦА 17

ТЕПЛОСОДЕРЖАНИЕ ВОДЯНОГО ПАРА ВО ВЛАЖНОМ ВОЗДУХЕ  $i_n$  ккал/кг,  
 $b=745$  мм рт. ст.

$t^{\circ}\text{C}$	$\varphi\%$	100	90	80	70	60	50	40	30	20	10	5	$\varphi\%$	$t^{\circ}\text{C}$
-15		587,50	587,50	587,50	587,50	587,50	587,50	587,50	587,50	587,50	587,50	587,50		-15
-10		590,00	590,00	590,00	590,00	590,00	590,00	590,00	590,00	590,00	590,00	590,00		-10
-5		592,50	592,50	592,50	592,50	592,50	592,50	592,50	592,50	592,50	592,50	592,50		-5
0		596,80	596,80	596,81	596,81	596,83	596,83	596,84	596,85	596,85	596,86	596,86		0
5		599,05	599,07	599,08	599,09	599,10	599,11	599,12	599,13	599,14	599,15	599,15		5
10		601,30	601,34	601,35	601,37	601,38	601,39	601,40	601,41	601,42	601,43	601,44		10
15		603,60	603,61	603,62	603,63	603,65	603,66	603,68	603,69	603,71	603,72	603,73		15
20		605,80	605,86	605,88	605,90	605,92	605,94	605,95	605,97	605,98	606,00	606,01		20
25		608,10	608,11	608,14	608,16	608,18	608,20	608,22	608,25	608,27	608,29	608,30		25
30		610,20	610,36	610,38	610,41	610,44	610,47	610,49	610,52	610,54	610,58	610,58		30
35		612,50	612,59	612,63	612,66	612,69	612,72	612,76	612,79	612,82	612,85	612,87		35
40		614,80	614,82	614,86	614,90	614,94	614,98	615,02	615,06	615,09	615,13	615,15		40
45		617,01	617,04	617,07	617,13	617,18	617,23	617,27	617,32	617,37	617,41	617,44		45
50		619,20	619,24	619,30	619,35	619,41	619,46	619,52	619,58	619,63	619,69	619,72		50
55		621,30	621,42	621,49	621,56	621,63	621,70	621,76	621,83	621,90	621,97	622,00		55
60		623,50	623,59	623,68	623,76	623,84	623,92	624,00	624,08	624,16	624,24	624,28		60
65		625,60	625,74	625,84	625,94	626,03	626,13	626,23	626,32	626,42	626,51	626,56		65
70		627,70	627,88	627,99	628,11	628,22	628,33	628,45	628,56	628,67	628,78	628,84		70
75		629,80	629,99	630,12	630,26	630,39	630,52	630,65	630,79	630,92	631,05	631,12		75
80		631,90	632,07	632,23	632,39	632,54	632,70	632,85	633,01	633,16	633,32	633,39		80
85		633,90	634,13	634,31	634,49	634,68	634,86	635,04	635,22	635,40	635,58	635,67		85
90		635,90	636,16	636,37	636,58	636,79	637,00	637,21	637,42	637,63	637,84	637,94		90
95		637,90	638,15	638,40	638,64	638,89	639,13	639,37	639,61	639,85	640,09	640,22		95
99,4		639,59	639,87	640,15	640,43	640,71	640,98	641,26	641,53	641,80	642,08	642,21		99,4
100		639,88	640,16	640,44	640,71	640,99	641,26	641,54	641,81	642,08	642,35	642,48		100
110		644,69	644,95	645,20	645,45	645,70	645,95	646,20	646,45	646,70	646,95	647,07		110
120		649,47	649,70	649,93	650,16	650,39	650,62	650,85	651,08	651,31	651,54	651,65		120
130		654,21	654,43	654,64	654,85	655,07	655,28	655,49	655,70	655,91	656,12	656,23		130
140		658,94	659,14	659,34	659,53	659,73	659,93	660,12	660,32	660,51	660,71	660,81		140
150		663,65	663,84	664,02	664,20	664,39	664,57	664,75	664,93	665,12	665,30	665,39		150
160		668,35	668,52	668,69	668,87	669,04	669,21	669,38	669,55	669,72	669,89	669,98		160
170		673,05	673,21	673,37	673,53	673,69	673,85	674,01	674,16	674,33	674,48	674,56		170
180		677,73	677,88	678,03	678,18	678,33	678,48	678,63	678,78	678,93	679,08	679,16		180
190		682,42	682,56	682,70	682,84	682,98	683,13	683,27	683,41	683,55	683,69	683,76		190
200		687,11	687,24	687,37	687,51	687,64	687,77	687,91	688,04	688,17	688,31	688,37		200
210		691,69	691,81	691,94	692,16	692,19	692,31	692,44	692,57	692,69	692,82	692,88		210
220		696,49	696,61	696,73	696,85	696,96	697,08	697,20	697,32	697,44	697,56	697,62		220
230		701,19	701,30	701,41	701,52	701,64	701,75	701,86	701,97	702,09	702,20	702,26		230
240		705,89	706,00	706,10	706,21	706,32	706,42	706,53	706,64	706,74	706,85	706,91		240
250		710,60	710,70	710,80	710,91	711,01	711,11	711,21	711,31	711,41	711,52	711,57		250
260		715,32	715,42	715,51	715,61	715,71	715,80	715,90	716,00	716,09	716,19	716,24		260
270		720,05	720,14	720,23	720,32	720,42	720,51	720,60	720,69	720,78	720,88	720,92		270
280		724,79	724,88	724,96	725,05	725,14	725,22	725,31	725,40	725,49	725,58	725,62		280
290		729,54	729,62	729,70	729,79	729,87	729,95	730,04	730,12	730,20	730,29	730,33		290
300		734,30	734,38	734,46	734,54	734,62	734,69	734,77	734,85	734,93	735,02	735,06		300
350		758,28	758,35	758,41	758,47	758,54	758,60	758,66	758,73	758,79	758,86	758,89		350
400		782,61	782,66	782,71	782,76	782,82	782,87	782,92	782,97	783,02	783,08	783,10		400
450		807,32	807,36	807,40	807,44	807,48	807,53	807,57	807,61	807,65	807,69	807,72		450
500		832,42	832,46	832,49	832,52	832,56	832,59	832,63	832,66	832,70	832,73	832,75		500
550		857,95	857,98	858,00	858,03	858,06	858,09	858,12	858,14	858,17	858,20	858,21		550
600		883,90	883,93	883,95	883,97	884,00	884,02	884,04	884,06	884,09	884,11	884,12		600
650		910,30	910,32	910,34	910,36	910,38	910,39	910,41	910,43	910,45	910,47	910,48		650
700		937,15	937,16	937,18	937,19	937,21	937,22	937,23	937,25	937,26	937,28	937,29		700
750		964,45	964,46	964,47	964,48	964,49	964,51	964,52	964,53	964,54	964,55	964,55		750
800		992,21	992,22	992,23	992,24	992,24	992,25	992,26	992,27	992,28	992,28	992,29		800

$\frac{i_n d}{1000}$  — теплосодержание водяного пара во влажном воздухе, приходящееся на 1 кг сухого воздуха (кал/кг сухого воздуха).

В табл. 16 даны значения  $J$  при разных  $t$  и  $\varphi$ , подсчитанные по уравнению (55), в котором  $c_a$  взято по точному уравнению Partington'a<sup>1</sup> для пределов 0—1000°С (незначительно отличается от значений табл. 1) и  $i_n$  для всех случаев с учетом перегрева пара взято по уравнению К. Р. Н. табл. 17.

19. *Теплоемкостью влажного воздуха* называется количество тепла, потребное для поднятия температуры 1 кг смеси на 1°С.

$$\frac{c_a + 0,001 d \cdot c_n}{1 + 0,001 d} \text{ кал/кг смеси,}$$

где  $c_n$  — средняя теплоемкость пара (грубо  $\sim 0,47$  кал/кг°С);

$c_a$  — теплоемкость сухого воздуха (грубо  $\sim 0,24$  кал/кг°С в тех же пределах температур).

20. *Условная теплоемкость влажного воздуха* относится на 1 кг сухого воздуха (а не на 1 кг смеси). Это есть количество тепла, нужное, чтобы поднять температуру смеси в количестве, соответствующем 1 кг сухого воздуха, на 1°С:

$$c_{см} = c_a + \frac{d}{1000} c_n \text{ кал/кг сухого воздуха } ^\circ\text{С.} \quad (56)$$

21. *Точкой росы* называется температура, до которой нужно охладить ненасыщенный воздух, чтобы он стал насыщенным ( $\varphi = 100\%$ ). При дальнейшем охлаждении смеси появляются первые признаки конденсации водяного пара в виде капель.

Эту температуру находят из таблиц (табл. 14) как температуру насыщения ( $\varphi = 100\%$ ), соответствующую  $P_n = P_n$  — давлению пара при данных  $t$  и  $\varphi$ .

Например:  $t = 80^\circ$ ;  $\varphi = 40\%$ ;  $P_n = 1\,941,67$  кг/м<sup>2</sup>;

$P_n = 1\,941,67$ ;  $\varphi = 100\%$ ;  $t_p = 59^\circ\text{С}$ .

## II. ДЫМОВЫЕ ГАЗЫ

За последнее время все больше и больше применяется сушка дымовыми газами. Дымовые газы или получают при сжигании топлива в специальной топке или для сушки используются отходящие газы котельной и других тепловых установок.

Дымовые газы состоят из кислорода (O<sub>2</sub>), азота (N<sub>2</sub>), водорода (H<sub>2</sub>), углекислоты (CO<sub>2</sub>), сернистого ангидрида (SO<sub>2</sub>) и водяных паров (H<sub>2</sub>O), полученных из влаги топлива (W<sup>p</sup>) и при соединении кислорода воздуха (O<sub>2</sub>) с водородом топлива (H<sup>p</sup>). При неполном сгорании топлива в газах содержится окись углерода (CO) и углеводороды.

Состав дымовых газов зависит от количества наружного воздуха, подводимого в топку и подмешиваемого к продуктам сгорания для понижения их температуры.

Для подсчета процесса сушки дымовыми газами необходимо знать:

1. *Состав рабочего топлива* (твердого и жидкого), определяемый по формуле:

$$C^p + H^p + O^p + N^p + S_a^p + A^p + W^p = 100\%,$$

где все составляющие выражены в процентах по весу.

Состав (среднее значение для района) некоторых топлив СССР по данным Карелина приведен в табл. 18. (Для точных расчетов необходимо получить состав топлива выбранного месторождения.)

<sup>1</sup> S. Partington and W. Schilling, The Specific Heats of Gases, 1924 г.; инж. М. Ю. Лурье, О теплоемкости газов, „Известия ВТИ“ № 1 (14), стр. 13.

ТАБЛИЦА 18<sup>1</sup>

Наименование топлива	W <sup>p</sup> %	A <sup>p</sup> %	C <sup>p</sup> %	H <sup>p</sup> %	O <sup>p</sup> %	N <sup>p</sup> %	S <sub>2</sub> <sup>p</sup> %	β	RO <sub>2</sub> <sup>max</sup> %
Искапаемые угли									
Подмосковный . . . . .	33,1 (37,0)	17,1 (8,0—26,0)*	34,4	2,5	10,2	0,7	2,0	0,088	19,3
Донецкий антрацит сорт АС . . . . .	5,1 (3,5—8,0)	11,3 (4,0—20,0)	78,3	1,5	1,3	0,8	1,7	0,045	20,05
Донецкий ПЖ энерг. . . . .	4,2 (2,5—12)	16,5 (4—40)	66,6	4,0	3,8	1,2	3,7	0,128	18,6
Донецкий антрацит, сорт „штуб“ (АЗШ) . . . . .	5,4 (3,5—8,0)	14,9 (9,0—24,0)	74,6	1,4	1,2	0,8	1,7	0,045	20,05
Кузнецкий Анжеро- Судженский . . . . .	3,5 (2,0—5,5)	9,3 (6,5—11,0)	79,4	3,7	1,8	1,7	0,6	0,109	18,95
Кузнецкие Кемеровские копи ПСЭН—шахта „Пионер“ . . . . .	5,5 (7,5)	9,9	77,0	3,6	1,7	1,9	0,4	0,109	18,95
То же шахты „Цент- ральная“ и „Октябре- нок“ ПС/ПЖЭН . . . . .	5,3 (7,0)	8,4 (7,0—13,0)	74,6	4,1	5,7	1,5	0,4	0,113	18,85
Кизеловский . . . . .	4,1 (1,5—12,5)	21,5 (15—30)	59,9	4,2	3,7	0,9	5,7	0,148	18,3
Челябинский . . . . .	19,0 (12,0—24,0)	17,1 (10—24)	46,7	3,3	11,8	1,1	1,0	0,097	19,15
Богословский . . . . .	18,0 (25,0—33,0)	9,9 (6—12)	43,5	2,9	14,5	0,9	0,3	0,064	19,7
Егоршинский . . . . .	6,2 (3,5—9,5)	14,5 (9,0—20)	71,7	2,9	3,7	0,5	0,5	0,086	19,35
Украинский бурый, Александрийское месторождение . . . . .	55,0 (40—60)	10,8 (5,0—20,0)	22,8	2,0	7,4	0,3	1,7	0,114	18,8
Тквибульский . . . . .	11,0 (6,0—14,0)	24,3 (10—40)	49,2	3,6	9,7	1,0	1,2	0,120	18,75
Ткварчельский ПЖ . . . . .	6,0 (2,0—9,0)	24,9 (16—28)	56,0	4,0	6,5	1,2	1,4	0,139	18,45
Карагандинский ПС и ПЖЭН . . . . .	6,4 (5—10)	17,4 (14—28)	65,2	4,0	5,3	1,0	0,7	0,126	18,65
Сулуктинский . . . . .	20,0 (12,0—25,5)	6,9 (4—12)	57,0	2,8	12,1	0,6	0,6	0,059	19,85
Кизил-Кийский . . . . .	23,0 (14,5—28,0)	10,8 (6—16)	50,3	2,7	11,4	0,6	1,2	0,065	19,7
Кок-Янгак . . . . .	11,0 (14)	15,0 (11—18)	57,1	3,7	10,8	0,7	1,7	0,102	19,05
Минусинский . . . . .	11,8 (9,4—14,5)	9,1 (3,0—12)	62,5	4,3	9,8	1,8	0,7	0,121	18,7
Черемховский . . . . .	10,0 (5,0—14,0)	12,4 (4,5—16)	60,5	4,4	10,3	1,3	1,1	0,126	18,65
Райчихинский . . . . .	36,0 (34,0—42,5)	6,1 (5,5—7,5)	41,1	2,5	13,4	0,7	0,2	0,052	19,95
Другие виды топлива									
Мазут . . . . .	2,0	0,1	85,2	11,5	0,7	0,5	0,325	15,8	
Торф кусковой . . . . .	33,0	6,3 (2—20)	34,9	3,6	20,5	1,5	0,076	19,5	

<sup>1</sup> А. И. Карелин, Состав и качество топлив СССР, 1938 г., Энергоресурсы СССР, издание Академии наук (печатается).

\* В скобках указаны пределы колебаний влажности и зольности.

Наименование топлива	$W^p$ %	$A^p$ %	$C^p$ %	$H^p$ %	$O^p$ %	$N^p$ %	$S^p$ %	$\beta$	$RO_2^{\max}$ %
Дрова . . . . .	30,0	0,7 (0,2—1,4)	35,3	4,2	29,4	0,4	—	0,041	20,2
Отлудина . . . . .	65,0 (47,0—76,5)	1,8 (0,3—3,0)	17,2	2,0	13,7	0,3	—	0,045	20,05
Чингалак (коробочка хлопчатника) . . . . .	15,0	7,2	38,9	4,8	32,3	1,6	0,2	0,051	19,95
Гузо-пан (стебли хлопчатника) . . . . .	15,0 (13,4—18,2)	3,4	40,0	5,0	36,0	0,5	0,1	0,035	20,25
Кукурузный качан . . . . .	19,0 (11,0—27,0)	1,5 (1,0—2,5)	38,7	4,8	35,8	0,2	0,025	20,45	
Солома . . . . .	10,0	4,0 (2,3—6,0)	43,0	5,3	37,1	0,5	0,1	0,041	20,15
Подсолнечная лузга . . . . .	15,0 (9,0—18,0)	2,4 (1,5—5,0)	42,5	4,9	34,6	0,4	0,2	0,037	20,25
Рисовая шелуха . . . . .	10,0 (7,7—11,0)	18,5	36,0	4,3	30,6	0,5	0,1	0,036	20,25
Костра льняная . . . . .	11,0 (7,5—13,5)	2,8 (1,2—4,7)	43,9	5,3	36,9	0,1	0,042	20,1	
Коксик Кузбасса (15—25 мм) . . . . .	15,0 (19)	11,9 (10—14)	70,2	0,3	1,2	1,0	0,4	0,010	20,75
Коксовая мелочь Кузбасса (0—15 мм) . . . . .	20,0 (18—21)	13,6 (11,0—17,0)	63,1	0,6	1,30	1,1	0,4	0,021	20,5

В состав газообразного топлива входит кроме  $CO_2$ ,  $N_2$ ,  $H_2$ ,  $O_2$  и  $H_2O$  еще окись углерода ( $CO$ ), метан ( $CH_4$ ) и другие сложные углеводороды ( $C_nH_m$ ).

Для газообразного топлива обычно дается состав рабочего топлива в процентах по объему. По объемным соотношениям в процентах можно вычислить весовые в процентах по формуле  $a' = \frac{aM_1}{M_{см}}$  (45), где  $M_1$  — молекулярный вес составляющего газа, а  $M_{см}$  — молекулярный вес смеси.

2. *Высшую и низшую теплотворную способность топлива в кал/кг для твердого и жидкого топлива и в кал/нм<sup>3</sup> газа, т. е. газа при 0° и 760 мм рт. ст. для газообразного топлива.*

Если учесть тепло, содержащееся в парах воды, образующейся за счет водорода и влаги топлива, то получим так называемую *высшую теплотворную способность  $Q_v^p$* .

При обычных условиях сгорания тепло, содержащееся в водяных парах продуктов горения, не может быть использовано, так как водяные пары покидают установку при температуре выше точки росы. Поэтому при оценке топлива тепло, уносимое водяными парами, исключают и получают характеристику  $Q_n^p$  — *низшую теплотворную способность*, выражаемую следующим образом:

$$Q_n^p = Q_v^p - 600G_n^p, \quad (57)$$

где  $G_n^p$  — вес водяного пара, образующегося при полном сгорании 1 кг топлива.

Теплотворную способность твердого и жидкого топлива определяют лабораторным путем при помощи калориметра или вычисляют по элементарному его составу по формуле Менделеева:

$$Q_v^p = 81C^p + 300H^p - 26(O^p - S^p) \text{ кал/кг топлива.} \quad (58)$$



Для газообразного топлива теплотворная способность<sup>7</sup> вычисляется по формуле

$$Q_n^p = Q_n' = 25,8 H_2 + 30,5 CO + 85,3 CH_4 + 140,5 C_2H_4 + 135,0 C_2H_2 \text{ кал/нм}^3, \quad (59)$$

где составляющие — в процентах по объему.

Теплотворная способность газообразного топлива на 1 кг выразится следующим образом:

$$Q_n = \frac{Q_n'}{\gamma_{см}} \text{ кал/кг},$$

где  $\gamma_{см}$  определяется по уравнению (42);

$Q_n^p$  в кал/кг для газообразного топлива определяется из уравнения (57).

3. *Количество кислорода (воздуха), необходимого для процесса горения.* Теоретически необходимое для сжигания 1 кг твердого топлива количество абсолютно сухого воздуха выразится следующей формулой:

$$L_0 = 0,115 C^p + 0,345 H^p - 0,043 (O^p - S_a^p) \text{ кг/кг сожженного топлива}, \quad (60)$$

где величины  $C^p$ ,  $H^p$ ,  $O^p$  и  $S_a^p$  должны быть выражены в процентах по весу.

Для приближенных расчетов служит формула

$$L_0 = \frac{1,1Q_n^p 1,293}{1000} \text{ кг/кг сожженного топлива}. \quad (60')$$

Для газообразного топлива имеем:

$$L_0 = \frac{6,15}{\gamma_{см}} \times \left( \frac{H_2 + CO}{2} + 2 CH_4 + 3 C_2H_4 + 2,5 C_2H_2 + 7,5 C_6H_6 - O_2 \right) \text{ кг/кг топлива}, \quad (61)$$

где составляющие газа — в долях единицы по объему.

4. *Коэффициент избытка воздуха*, т. е. отношение действительно подведенного в топку количества воздуха к теоретически необходимому:

$$\alpha = \frac{L}{L_0}.$$

Кроме воздуха, нужного для горения и подводимого в топку, в камеру смешения для понижения температуры топочных газов также вводится атмосферный воздух.

Распределение воздуха по этим двум направлениям *не влияет* на общие формулы подсчета коэффициента избытка воздуха, лишь бы при этом не нарушалась полнота горения в топке.

5. *Количество водяного пара*, которое образуется при полном сгорании 1 кг твердого и жидкого топлива по формуле

$$G_n^p = \frac{9H^p + W^p}{100} + W_{\phi} \text{ кг/кг топлива}, \quad (62)$$

где  $\frac{9H^p}{100}$  — количество водяного пара, образовавшегося при сжигании водорода топлива в кг/кг топлива;

$\frac{W^p}{100}$  — количество водяного пара, образовавшегося из воды топлива, в кг/кг топлива;

$W_{\phi}$  — вес водяного пара, идущего в некоторых случаях на дутье или распыливание топлива, в кг/кг топлива.

Для газообразного топлива имеем:

$$G_n^p = \sum \frac{0,09y}{12x + y} C_xH_y + W_T \text{ кг/кг топлива}, \quad (63)$$

где  $y$  — знак при Н и  $x$  — знак при С у соответствующих составляющих газообразного топлива ( $C_2H_2$ ,  $CH_4$ , Н,  $C_nH_m$ ), а  $C_xH_y$  — сами составляющие в процентах по весу;  $W_T$  — вес водяных паров в кг, приходящихся на 1 кг газообразного топлива.

6. *Вес водяного пара*, поступающего вместе с рабочим воздухом независимо от места подвода воздуха, определяется из выражения

$$W_e = \frac{\alpha L_0 d_0}{1000} \text{ кг/кг топлива,}$$

где  $\alpha L_0$  — вес сухого воздуха, подводимого для сгорания и охлаждения на 1 кг топлива, и  $d_0$  — влагосодержание этого воздуха г/кг; таким образом полный вес водяных паров выразится

$$G_n = W_e + G_n^p \text{ кг/кг топлива.} \quad (64)$$

7. *Вес сухих газов на 1 кг* твердого или жидкого топлива при полном сгорании вычисляется по формуле

$$G_{c.z} = 1 + \alpha L_0 - \frac{A^p}{100} - \frac{9H^p}{100} - \frac{W^p}{100} \text{ кг/кг топлива,} \quad (65)$$

где  $1 - \frac{A^p}{100}$  — вес топлива, превращенного в газы (считая, что провала и уноса нет).

Для газообразного топлива в формулу (65) вместо  $\frac{9H^p}{100}$  подставляется  $\sum \frac{0,09y}{12x+y} C_xH_y$ , а вместо  $\frac{W^p}{100}$  подставляется  $W_T$  в кг.

8. *Влагосодержание дымовых газов при полном сгорании для твердого и жидкого топлива* вычисляется по формуле

$$d = \frac{1000G_n}{G_{c.z}} = \frac{\left( \frac{9H^p + W^p}{100} + W_e + \frac{\alpha L_0 d_0}{1000} \right)}{1 + \alpha L_0 - \frac{A^p + 9H^p + W^p}{100}} \text{ г/кг сухих газов,} \quad (66)$$

а для газообразного топлива по формуле

$$d = \frac{G_n}{G_{c.z}} = \frac{\left( \frac{\alpha L_0 d_0}{1000} + \sum \frac{0,09y}{12x+y} C_xH_y + W_T \right) 1000}{1 + \alpha L_0 - \left( \sum \frac{0,09y}{12x+y} C_xH_y + W_T \right)} \text{ г/кг сухих газов.} \quad (67)$$

9. *Коэффициент избытка воздуха (общий)  $\alpha$* , который получается следующим путем:

Составив баланс поступления и расхода тепла в топке и смесительной камере (месте, где вводится добавочный воздух для понижения температуры смеси), получаем для 1 кг топлива следующее выражение:

$$Q_e^p \eta_T + c_T t_T + \alpha L_0 J_0 + W_{\phi} i'_n = G_{c.z} c_{c.z} t_e + G_n i_n, \quad (68)$$

откуда после преобразования, заменяя  $G_n$  и  $G_{c.z}$  соответствующими выражениями, получаем

$$\begin{aligned} \alpha &= \frac{Q_e^p \eta_T + c_T t_T - \left( 1 - \frac{9H^p + W^p + A^p}{100} \right) c_{c.z} t_e -}{L_0 \left( c_{c.z} t_e + \frac{i_n d_0}{1000} - J_0 \right)} \leftarrow \\ &\Rightarrow \frac{- \frac{9H^p + W^p}{100} i_n + W_{\phi} (i'_n - i_n)}{L_0 \left( c_{c.z} t_e + \frac{i_n d_0}{1000} - J_0 \right)}, \quad (69) \end{aligned}$$

где  $Q_0^p$  — высшая теплотворная способность топлива (теплосодержание пара, получаемого при сжигании топлива, участвует в общем балансе) в кал/кг;  
 $c_T t_T$  — тепло, вносимое самим топливом, в кал/кг;  
 $aL_0 J_0$  — тепло, внесенное наружным воздухом, поступающим в топку и камеру смешения, в кал/кг;  
 $G_{c.2} t_2 c_{c.2}$  — тепло сухих газов в кал/кг;  
 $G_n i_n$  — тепло водяных паров, содержащихся в газах, в кал/кг;  
 $W_{\phi} i_n$  — тепло, заключенное в дутьевом и форсуночном паре, в кал/кг;  
 $\eta_T$  — к. п. д. топки, учитывающий потерю в окружающую среду самой топки ( $q_3^T$ ) и физическое тепло шлака или золы, теряемое при выгребе, отнесенный к  $Q_0^p$ .

Имеющиеся почти всегда потери в топке  $q_3$  и  $q_4$  (химическая и механическая неполнота сгорания) не должны вводиться в  $\eta_T$ , так как подсчеты  $G_{c.2}$  и  $G_n$  были сделаны в предположении полного сгорания. Эти потери следует только добавить далее при учете полного расхода топлива и тепла на сушку.

Ведя расчет таким образом, мы принимаем, что в провале и уносе содержится полный состав рабочего топлива, а не только углерод (таким образом не учитывается выделение газов из провала).

Подсчитав общий коэффициент избытка воздуха и задаваясь коэффициентом избытка воздуха в топке (в зависимости от рода топлива и условий горения), получаем количество воздуха, поступающего в смесительную камеру.

Для газообразного топлива после преобразования уравнения (68) получим

$$\alpha = \frac{Q_0 \eta_T + c_T t_T - \left(1 - \sum \frac{0,09y}{12x + y} C_x H_y + W_T\right) c_{c.2} t_2 - L_0 \left(c_{c.2} t_2 + \frac{i_n d_0}{1000} - J_0\right)}{L_0 \left(c_{c.2} t_2 + \frac{i_n d_0}{1000} - J_0\right) - \left(\sum \frac{0,09y}{12x + y} C_x H_y + W_T\right) i_n} \quad (70)$$

#### 10. Состав сухих газов, определяемый указанным ниже путем.

Если в уравнении (69) принять  $i_n = 595 + 0,47t_2$  и задаться  $c_{c.2}$ , то при заданной  $t_2$  неизвестным является только  $\alpha$ . Обычно  $c_{c.2}$  принимают равным  $c_0$ , после чего, найдя  $\alpha$ , определяют состав газов, их весовое соотношение в смеси и точное значение теплоемкости смеси; подставляя новое значение  $c_{c.2}$  в уравнение (69), снова находят  $\alpha$ . Так поступают до тех пор, пока уравнение (69) не будет удовлетворено по  $\alpha$  и  $c_{c.2}$ .

Состав сухих газов по весу будет:

Для твердого и жидкого топлива	Для газообразного топлива	кг/кг топлива.
$G_{CO_2} = 3,67 \frac{C^p}{100}$	$= \frac{CO_2}{100} + \frac{1,57}{100} CO + \frac{44}{12x + y} \frac{C_x H_y}{100}$	
$G_{SO_2} = \frac{2S_a^p}{100}$		
$G_{N_2} = aL_0 0,768 + \frac{N^p}{100}$	$= aL_0 0,768 + \frac{N}{100}$	
$G_{O_2} = (\alpha - 1) 0,232L_0$	$= (\alpha - 1) 0,232L_0$	
Здесь $C^p$ , $S_a^p$ , $N^p$ — составляющие топлива в процентах по весу	Здесь CO, CO <sub>2</sub> , C <sub>x</sub> H <sub>y</sub> , N — составляющие газа в процентах по весу	

Теплоемкость смеси сухих газов по правилу Richman'a

$$c_{c.2} = c_{c.m} = \frac{G_{CO_2} c_{CO_2} + G_{SO_2} c_{SO_2} + G_{O_2} c_{O_2} + G_{N_2} c_{N_2}}{G_{c.2}} \text{ кал/кг}^\circ\text{C.} \quad (71)$$

Значения средних теплоемкостей составляющих газов при постоянном давлении в кал/кг берутся в пределах от 0° до 2000°С по табл. 1—2.

Значение молекулярной теплоемкости для SO<sub>2</sub> ввиду отсутствия соответствующих опытов при высоких температурах можно принять равным теплоемкости CO<sub>2</sub>.

В этом случае

$$c_{\text{SO}_2} = \frac{c_{\text{CO}_2} M_{\text{CO}_2}}{M_{\text{SO}_2}}.$$

11. Условную теплоемкость смеси на 1 кг сухих газов [по уравнению (56)] из выражения

$$c'_{\text{см}} = c_{\text{с. г}} + c_n \frac{d}{1000} \text{ кал/кг сухих газов } ^\circ\text{С}.$$

12. Теплосодержание дымовых газов, относя его на 1 кг сухих газов, которое находим по следующим формулам: для твердого и жидкого топлива

$$J' = \frac{Q_0^p \eta_T + c_T t_T + \alpha L_0 J_0 + W_{\phi} t_n}{1 + \alpha L - \left( \frac{9H^p + W^p + A^p}{100} \right)} \text{ кал/кг сухих газов}, \quad (72)$$

для газообразного

$$J' = \frac{Q_0^p \eta + c_T t_T + \alpha L_0 J_0}{1 + \alpha L_0 - \left( \sum \frac{0,09y}{12x + y} C_x H_y + W_T \right)} \text{ кал/кг сухих газов}. \quad (72')$$

13. Состав сухих газов в процентах по объему, который можно определить, зная  $\alpha$ , по следующим формулам:

$$\alpha = \frac{\frac{79}{RO_2} + \beta}{\frac{79}{RO_2^{\text{max}}} + \beta}, \quad (73)$$

где  $\beta$  и  $RO_2$  — характеристики топлива ( $RO_2 = CO_2 + SO_2$ ),  $RO_2^{\text{max}} = \frac{21}{1 + \beta}$ .

$$\beta = 2,38 \frac{H^p - \frac{O^p}{8}}{C^p + 0,368S_2^p} + 0,005. \quad (74)$$

Значения  $\beta$  для разных топлив СССР приведены в табл. 18.

Определив по уравнению (73)  $RO_2$ , находим  $O_2$  и  $N_2$  из уравнений (74') и (74'')

$$RO_2 + O_2 = 21 - \beta RO_2 \text{ (полное сгорание);} \quad (74')$$

$$N_2 = 100 - (RO_2 + O_2). \quad (74'')$$

14. Удельный вес смеси, который можно определить по уравнениям (43) и (44), зная состав газов в процентах по объему и их удельные веса при 0°С и 760 мм рт. ст.

$$\begin{aligned} \gamma_{\text{см}} &= a\gamma_1' + b\gamma_2' + c\gamma_3'; \\ M_{\text{см}} &= aM_1 + bM_2 + cM_3; \\ \gamma_{\text{см}} &= \frac{M_{\text{см}}}{22,4}. \end{aligned}$$

15. Объем сухих дымовых газов при 0°С и 760 мм рт. ст. для твердого и жидкого топлива, определяемый по формуле

$$V_{\text{с. г}} = \frac{G_{\text{с. г}}}{\gamma_{\text{см}}} = \frac{1 + \alpha L_0 - \frac{9H^p + W^p + A^p}{100}}{\gamma_{\text{см}}} \text{ м}^3/\text{кг топлива}, \quad (75)$$

а для газообразного по формуле

$$V_{c. \text{г}} = \frac{G_{c. \text{г}}}{\gamma_{c. \text{м}}} = \frac{1 + aL_0 - \left( \sum \frac{0,09y}{12x + y} C_x H_y + W_T \right)}{\gamma_{c. \text{м}}} \quad (76)$$

16. Полный вес газов в общей форме, определяемый из выражения

$$G_2 = 1 + aL_0 + \frac{aL_0 d_0}{1000} - \frac{A^p}{100} + W_{\phi} \text{ кг/кг топлива.}$$

17. Полный объем газов при 0° С и 760 мм рт. ст., который можно определить, если принять удельный вес водяного пара в пределах температур от 100 до 600° С и парциальных давлений, имеющих место в сушилках, равным 0,805 кг/м<sup>3</sup> (0/760), по формулам для твердого и жидкого топлива

$$V_2 = \frac{G_{c. \text{г}}}{\gamma_{c. \text{м}}} + \frac{G_n}{0,805} = \frac{1 + aL_0 - \frac{9H^p + W^p + A^p}{100}}{\gamma_{c. \text{м}}} + \frac{\frac{9H^p + W^p}{100} + \frac{aL_0 d_0}{1000} + W_{\phi}}{0,805} \text{ м}^3/\text{кг топлива,} \quad (77)$$

а для газообразного топлива

$$V_2 = \frac{G_{c. \text{г}}}{\gamma_{c. \text{м}}} + \frac{G_n}{0,805} = \frac{1 + aL_0 - \left( \sum \frac{0,09y}{12x + y} C_x H_y + W_T \right)}{\gamma_{c. \text{м}}} + \frac{\frac{aL_0 d_0}{1000} + \sum \frac{0,09y}{12x + y} C_x H_y + W_T}{0,805} \text{ м}^3/\text{кг топлива.} \quad (78)$$

18. Объем смеси на 1 кг сухих газов по формуле

$$v_2 = \frac{V_2}{G_{c. \text{г}}},$$

где  $V_2$  берется по уравнениям (77), (78);

$G_{c. \text{г}}$  берется по уравнению (65).

Учитывая, что все таблицы и графики для расчета сушилок построены для сушки воздухом, чрезвычайно важно выяснить, как отличаются полученные значения при дымовых газах от соответствующих значений при сушке воздухом.

Оказывается, что:

1.  $d$  при дымовых газах всегда больше, чем у сушилок, работающих на воздухе при той же температуре.

2. При заданных  $d$  и  $t$  значение  $J' = c_{c. \text{г}} t + \frac{d \cdot i_n}{1000}$  кал/кг при дымовых газах отличается от значения для воздуха при тех же  $d$  и  $t$  за счет иных значений  $c_{c. \text{г}}$ .

3. Объем смеси на 1 кг сухих газов отличается от объема на 1 кг сухого воздуха за счет иного  $R_{c. \text{м}}$ .

Для того чтобы показать пределы расхождения значений  $J$  для воздуха и дымовых газов, на фиг. 5 приведены кривые значений  $J'$  и  $J$  в зависимости от температуры для абсолютно сухой смеси при  $\alpha = 1$  и абсолютно сухого воздуха при  $\alpha = \infty$ . На той же фиг. 5 нанесены значения

$$\frac{(J' - J)}{J} 100 \%.$$

Из этих графиков мы видим, что максимальное расхождение при использовании газов от самостоятельной точки доходит до 2%.

При влажных смесях обе кривые  $J'$  и  $J$  еще больше сблизятся, и разница  $\frac{J'-J}{J} 100$  будет еще меньше.

Таким образом в пределах температур 100—800°С с достаточной технической точностью можно для упрощения всех подсчетов и графического построения процесса сушки принять следующие положения:

а) При определении коэффициента избытка воздуха по уравнению (12) вместо теплоемкости сухих газов брать теплоемкость воздуха при той же температуре.

б) Теплосодержание дымовых газов в зависимости от найденного по уравнению (67) влагосодержания дымовых газов  $d$  и заданной температуры смешения  $t_2$  брать по табл. 16.

в) Объем влажных дымовых газов на 1 кг сухих брать по табл. 15, определив  $\varphi$  по  $t_2$  и  $d$  из табл. 16.

Для удобства подсчетов на фиг. 6а и 6б даны кривые изменений значения  $d$  в зависимости от  $t_2$  для некоторых топлив СССР (при наличии отдельной топки без парового дутья) для зимних и летних условий.

Таким образом, зная  $t_2$ , можно без нахождения  $\alpha$  найти по этому графику  $d$ ; теплосодержание и все другие характеристики дымовых газов тогда определяются по  $d$  и  $t_2$ .

Для выяснения характеристики отходящих дымовых газов, поступающих в сушилку из котельной или другой установки, предварительно определяют по анализу газов избытки воздуха при полном сгорании при помощи следующей формулы:

$$\alpha = \frac{79 + \beta RO_2}{(79 + 100\beta) RO_2} \cdot 21.$$

После этого влагосодержание смеси определится при заданных характеристиках топлива по уравнениям (66) и (67).

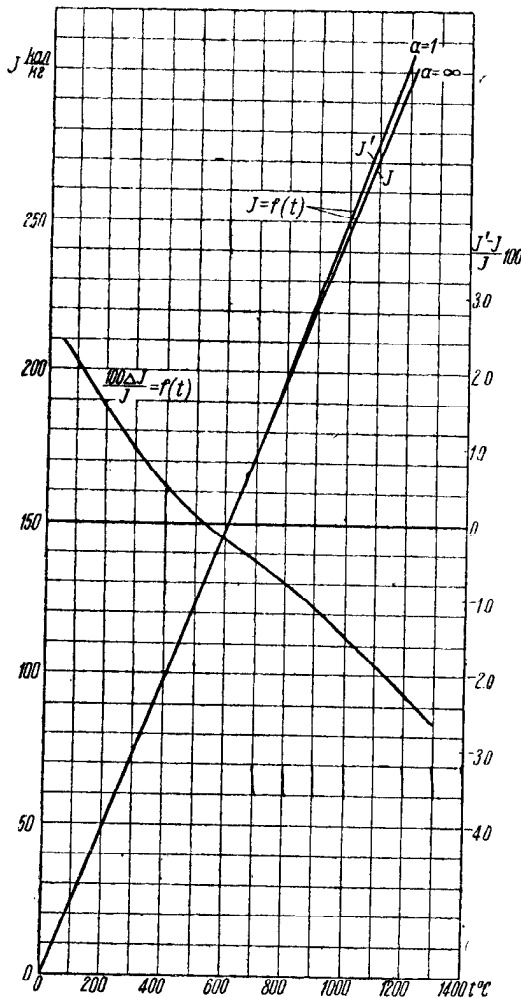
Для определения теплосодержания смеси по уравнениям (72') и (72) нужно в числителе вместо  $Q_6^p \eta_T + c_T t_T + \alpha L_0 J_0$  подставить

$$Q_n^p q_2 + \alpha L_0 J_0 + (G_n^p - W_\phi) \cdot 600, \quad (79)$$

т. е. тепло уходящих газов и тепло воздуха, поступающего в топку (исключаемое при подсчете потерь с отходящими газами), и тепло водяных паров воздуха и топлива (проходящее транзитом, поскольку при подсчете  $d$  и  $J$  в сушилках мы учитываем высшую теплотворную способность  $Q_6^p$ ).

Если  $q_2$  не дано, то по значению  $\alpha$  находят полный состав сухих газов в процентах по объему по уравнению (74'), а затем в процентах по весу по уравнению (45); далее находят  $c_{с.г} = c_{с.г}$  и по уравнению (55)

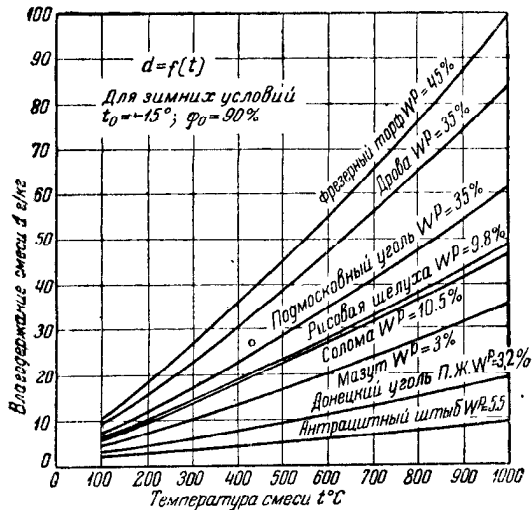
$$J' = c_{с.г} t + \frac{d \cdot i_n}{1000}.$$



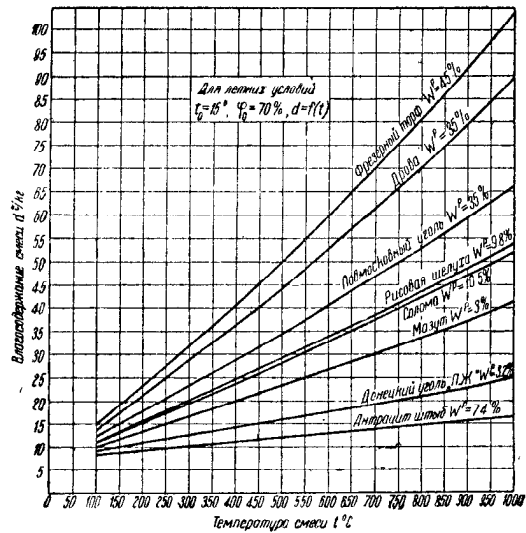
Фиг. 5.

При использовании отходящих газов влагосодержание смеси при тех же температурах значительно повышается, растет при этом и теплосодержание газов.

За счет малого разбавления топочных газов воздухом даже при низких температурах смеси расхождение между значениями  $J'$  и  $J$  (фиг. 5) будет максимальным (примерно в пределах  $\alpha = 2$ ). Однако этими расхождениями и здесь с некоторой погрешностью, но с приемлемой технической точностью можно пренебречь и считать  $J'$  и  $c_{см}$  по воздуху.



Фиг. 6а.

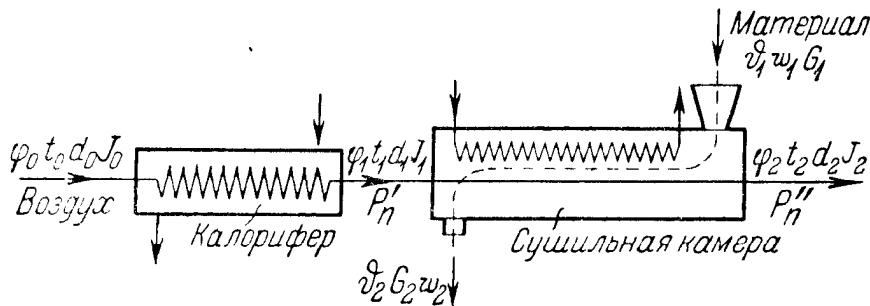


Фиг. 6б.

### III. БАЛАНС СУШИЛОК

#### 1. СХЕМА СУШИЛКИ

Аппарат или машина, в которой происходит процесс сушки, называется сушилкой или сушильной установкой. Каждая сушилка в основном состоит из



Фиг. 7.

двух, рабочих частей (фиг. 7, 8): калорифера, в котором происходит нагрев воздуха, или топки, где получают продукты сгорания (дымовые газы), и сушильной камеры, где происходит непосредственно уже сама сушка материала. Сушильная камера иногда имеет дополнительный источник тепла в виде внутренней поверхности нагрева, иногда же все тепло, необходимое для сушки, сообщается в самой камере, т. е. калорифер совмещен с камерой.

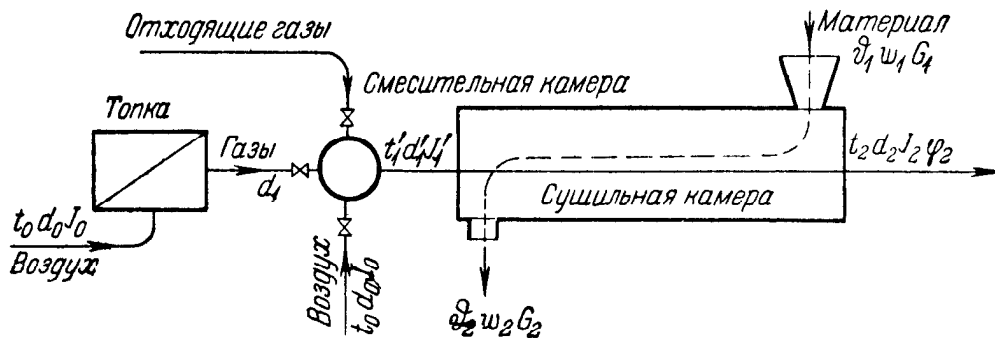
При сушке непосредственно дымовыми газами калориферная установка заменена топкой, где происходит сжигание топлива и получение дымовых газов высокой температуры, и камерой смешения, где эти газы смешиваются с наружным

воздухом для понижения температуры (фиг. 8). Иногда в камеру смешения подводится отходящие газы котельной или иной тепловой установки, и тогда топка или отсутствует или сохраняется, и отходящие газы или смешиваются с топочными газами или поступают прямо в сушилку.

Направления движения воздуха, дымовых газов и материала показаны на чертеже стрелками и могут быть различными при разных конструкциях: например, *противоток* возникает в том случае, если движение газов и материалов идет в разных направлениях, а *параллельный ток*, если они двигаются в одном направлении.

Состояние смеси воздуха (дымовых газов) и водяного пара в разных частях сушильной установки характеризуется величинами  $t, \varphi, d, J$ . Индексы для наружного воздуха 0, для воздуха или дымовых газов при входе в сушилку (или при выходе из калорифера) 1 и при выходе из сушилки 2.

Процесс, представленный на фиг. 7 и 8, т. е. когда наружный воздух, подогретый в калорифере, или дымовые газы, пройдя сушилку, уходят в атмо-



Фиг. 8.

сферу, унося с собой влагу материала, и подогрева в сушильной камере нет, называют *нормальным сушильным процессом*. Бывают различные иные варианты сушильного процесса, о которых будет сказано ниже.

## 2. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС СУШИЛКИ

При сушке материала из него удаляется только влага, а количество абсолютно сухого вещества остается постоянным (если отсутствует потеря вещества в виде уноса).

При этом изменяется вес материала  $G$ , его влажность  $w$  и температура  $\vartheta$ . Индексы 1 и 2 на фиг. 7 и 8 соответствуют значению величин до и после сушки.

Если обозначим через:

- $G_1$  — количество сырого материала, поступающего в сушилку, в кг/час;
- $G_2$  — количество высушенного материала, выходящего из сушилки, в кг/час;
- $G_c$  — количество абсолютно сухого вещества в материале в кг/час;
- $w_1$  — начальную влажность (относительную) материала, т. е. количество влаги в процентах, отнесенное к весу сырого материала;
- $w_2$  — конечную влажность (относительную) материала, т. е. количество влаги в процентах, отнесенное к весу высушенного продукта;
- $W$  — количество испаренной влаги в час,

то

а) количество влаги, содержащейся в сыром и высушенном материале, будет выражаться так:

$$\frac{G_1 w_1}{100} \text{ и } \frac{G_2 w_2}{100} \text{ кг;}$$



б) количество испаренной в сушилке влаги в час будет

$$W = G_1 - G_2 = \frac{G_1 w_1 - G_2 w_2}{100} \text{ кг/час}; \quad (80)$$

в) вес абсолютно сухого вещества, прошедшего через сушилку в час до и после сушки (постоянный), будет

$$G_c = \frac{G_1(100 - w_1)}{100} = \frac{G_2(100 - w_2)}{100} \text{ кг/час},$$

откуда

$$\frac{G_1}{G_2} = \frac{100 - w_2}{100 - w_1}; \quad (80')$$

г) количество испаренной в сушилке влаги на 1 кг влажного и сухого материала [преобразованием уравнений (80) и (80')] выразится

$$\frac{W}{G_1} = \frac{w_1 - w_2}{100 - w_2} \text{ кг/кг влажного материала},$$

$$\frac{W}{G_2} = \frac{w_1 - w_2}{100 - w_1} \text{ кг/кг сухого материала},$$

откуда соответственно получим иное выражение для количества испаренной влаги в час

$$W = G_1 \frac{w_1 - w_2}{100 - w_2} = G_2 \frac{w_1 - w_2}{100 - w_1} \text{ кг/час}. \quad (81)$$

Все приведенные уравнения позволяют при заданных значениях влажностей и весе сырого продукта определить вес сухого продукта, количество испаренной влаги, и обратно.

При потере вещества при сушке

$$G_2 = \xi G_1 \frac{100 - w_1}{100 - w_2} \text{ кг/час},$$

где  $(1 - \xi)$  — потеря в долях высушенного продукта и

$\xi$  — коэффициент сохранения материала ( $\xi$  — меньше единицы).

Часто в технической литературе применяется понятие абсолютной влажности, т. е. количество влаги в процентах, отнесенное к весу абсолютно сухого вещества ( $w^a$ ).

Если примем те же обозначения, то

а) количество влаги, содержащейся в сыром и высушенном материале, будет

$$\frac{G_c w_1^a}{100} \text{ и } \frac{G_c w_2^a}{100} \text{ кг};$$

б) количество испаренной в сушилке влаги в час будет

$$W = G_1 - G_2 = G_c (w_1^a - w_2^a) \text{ кг/час}. \quad (82)$$

Формула перехода от относительной влажности к абсолютной такова:

$$w^a = \frac{100 \cdot w}{100 - w}. \quad (83)$$

Так как обе влажности встречаются одинаково часто, необходимо всегда детально выяснять размерность, так как иначе это может повлечь большую разницу в величине  $W$ .

Для упрощения пересчета в табл. 19 приведены параллельные значения  $w^a$  и  $w$ .

ТАБЛИЦА 19

$w$	$w^a$	$w$	$w^a$	$w$	$w^a$	$w$	$w^a$	$w$	$w^a$
%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
1	1,01	21	26,6	41	69,9	61	156,5	81	426
2	2,02	22	28,2	42	72,5	62	163	82	456
3	3,10	23	29,9	43	75,4	63	170	83	488
4	4,17	24	31,6	44	78,6	64	177,5	84	526
5	5,27	25	33,3	45	81,8	65	185,5	85	566
6	6,38	26	35,1	46	85,2	66	194,5	86	614
7	7,53	27	37,0	47	88,7	67	203	87	669
8	8,70	28	38,9	48	92,3	68	210	88	732
9	9,88	29	40,8	49	96,1	69	223	89	808
10	11,1	30	42,8	50	100	70	233	90	900
11	12,35	31	44,95	51	104,1	71	245	91	1 012
12	13,65	32	47,1	52	108,3	72	257	92	1 152
13	14,95	33	49,3	53	112,5	73	270	93	1 290
14	16,3	34	51,5	54	117,5	74	285	94	1 565
15	17,65	35	53,8	55	122,2	75	300	95	1 900
16	19,05	36	56,3	56	127,2	76	317	96	2 400
17	20,05	37	58,8	57	132,5	77	335	97	3 230
18	21,95	38	61,3	58	138,0	78	355	98	4 900
19	28,50	39	63,8	59	143,5	79	377	99	9 900
20	25	40	66,6	60	150	80	400		

### 3. БАЛАНС ВЛАГИ И РАСХОД ВОЗДУХА

Как вес абсолютно сухого вещества в теоретическом случае остается постоянным во время процесса сушки, так и вес абсолютно сухого воздуха при отсутствии утечки также остается неизменным, являясь носителем тепла и влаги. Поэтому очень удобно относить все расчеты на 1 кг сухого воздуха.

При установившемся процессе сушки количество влаги, поступившей в сушилку с материалом и воздухом, должно быть равно количеству влаги, остающейся в материале после сушки, и влаги, ушедшей с воздухом из сушилки.

Если  $\frac{G_1 w_1}{100}$  и  $\frac{G_2 w_2}{100}$  — количество влаги в материале до и после сушки,

$L \frac{d_1}{1000}$  и  $L \frac{d_2}{1000}$  — количество влаги в воздухе при входе и выходе из сушилки и

$L$  — часовое количество воздуха, необходимое для сушки,

то

$$\frac{G_1 w_1}{100} + L \frac{d_1}{1000} = \frac{G_2 w_2}{100} + \frac{L d_2}{1000};$$

так как

$$\frac{G_1 w_1}{100} - \frac{G_2 w_2}{100} = W, \text{ то } L = \frac{1000 \cdot W}{d_2 - d_1}.$$

Обозначая через  $l = \frac{L}{W}$  расход воздуха на 1 кг испаренной влаги, получим

$$l = \frac{1000}{d_2 - d_1} \text{ кг/кг влаги.} \quad (84')$$

Но так как при проходе воздуха через калорифер его влагосодержание не меняется, т. е.  $d_0 = d_1$ , то

$$l = \frac{1000}{d_2 - d_0} \text{ кг/кг влаги.} \quad (84)$$

Расход воздуха уменьшается при увеличении  $t_2$ ,  $\varphi_2$  и  $d_2$  и увеличивается при прочих равных условиях с увеличением  $d_0$ .

Таким образом, выбирая вентилятор для сушилки, следует рассчитывать его на условия работы при максимальном значении  $d_0$  (летние условия) (табл. 20).

ТАБЛИЦА 20

Наименование пункта	Январь		Июль		Январь. Сред- ний минимум (за 10 лет °С)	Наименование пункта	Январь		Июль		Январь. Сред- ний минимум (за 10 лет °С)
	$t_0$ °С	$\varphi_0$ %	$t_0$ °С	$\varphi_0$ %			$t_0$ °С	$\varphi_0$ %	$t_0$ °С	$\varphi_0$ %	
Акмолинск . . . . .	-17,0	85	20,3	59	-38,3	Минск . . . . .	-6,8	88	17,5	78	-26,2
Алма-Ата . . . . .	-8,6	87	22,1	56	-28,2	Москва . . . . .	-10,8	88	18,0	70	-33,7
Архангельск . . . . .	-13,3	88	15,3	79	-35,6	Николаев . . . . .	-4,0	88	23,1	63	-20,5
Астрахань . . . . .	-7,1	91	25,2	58	-24,6	Новгород . . . . .	-8,4	88	17,6	78	-31,8
Ашхабад . . . . .	-0,4	86	29,6	41	-15,0	Новоросси́йск . . . . .	-2,0	75	23,6	68	-14,7
Баку . . . . .	3,4	82	25,3	65	-5,4	Одесса . . . . .	-3,1	88	22,6	61	-18,5
Батуми . . . . .	6,3	78	23,1	84	-3,9	Омск . . . . .	-19,6	85	19,1	70	-40,6
Благовещенск . . . . .	-24,2	78	21,2	72	-38	Орел . . . . .	-9,5	92	18,6	77	-30,6
Брянск . . . . .	-8,8	88	18,2	74	-30,4	Пенза . . . . .	-12,5	85	20,0	66	-31,6
Владивосток . . . . .	-13,7	74	20,6	77	-26,2	Пермь . . . . .	-16,0	84	18,0	72	-36,9
Орджоникидзе (Владикавказ) . . . . .	-4,4	87	20,4	74	-19,9	Псков . . . . .	-7,1	86	17,5	72	-26,8
Владимир . . . . .	-11,7	89	18,3	69	-32,3	Ростов н/Д . . . . .	-6,1	89	23,7	59	-23,0
Вологда . . . . .	-12,0	85	17,6	70	-31,9	Самарканд . . . . .	0,2	92	24,8	47	-34,1
Воронеж . . . . .	-9,8	90	20,6	62	-31,9	Саратов . . . . .	-11,3	84	23,1	53	-29,8
Киров (Вятка) . . . . .	-15,1	86	18,1	71	-35,6	Свердловск . . . . .	-16,2	84	17,2	70	-36,0
Горький . . . . .	-12,2	89	19,4	68	-31,8	Севастополь . . . . .	2,0	83	23,3	68	-13,9
Грозный . . . . .	-4,9	93	23,9	70	-23,7	Семипалатинск . . . . .	-16,0	83	21,8	56	-40,7
Днепропетровск . . . . .	-6,0	88	22,3	60	-22,9	Смоленск . . . . .	-8,4	88	17,6	78	-29
Кирово . . . . .	-5,8	88	20,9	60	-24,2	Сталинград . . . . .	-9,9	85	24,7	50	-28
Иваново . . . . .	-12,0	90	18,8	71	-34,1	Тамбов . . . . .	-11,1	88	20,0	68	-31,8
Иркутск . . . . .	-20,9	85	17,2	72	-41,7	Ташкент . . . . .	-1,3	81	26,8	46	-19,5
Казань . . . . .	-13,6	86	19,9	63	-33,4	Тбилиси . . . . .	-1,0	80	24,6	51	-10,9
Калуга . . . . .	-9,7	89	18,4	68	-29,1	Томск . . . . .	-19,4	82	18,8	76	-44,1
Керчь . . . . .	-1,3	88	23,4	68	-14,5	Уральск . . . . .	-14,0	85	23,5	47	-32,5
Киев . . . . .	-6,0	89	19,3	69	-33,7	Уфа . . . . .	-15,0	86	19,4	67	-33,9
Кострома . . . . .	-12,3	85	18,2	71	-33,3	Харьков . . . . .	-7,7	88	20,6	65	-28,7
Красноводск . . . . .	-2,4	78	28,6	46	-9,2	Херсон . . . . .	-3,4	89	23,3	62	-21,0
Краснодар . . . . .	-2,1	90	23,7	67	-20,2	Челябинск . . . . .	-16,2	84	18,6	72	-36,3
Красноярск . . . . .	-18,2	81	19,3	72	-40,5	Чита . . . . .	-27,4	82	18,7	65	-44,0
Курск . . . . .	-9,3	88	19,4	67	-28,1	Ереван . . . . .	-5,8	89	25,0	50	-18,7
Кутанси . . . . .	-4,4	75	23,8	73	-7,1	Ялта . . . . .	3,7	76	24,1	60	-8,2
Ленинград . . . . .	-7,7	87	17,5	69	-25,7	Новосибирск . . . . .	-19,3	83	18,7	59	-44,5
Ворошиловград (Луганск) . . . . .	-7,0	84	22,2	59	-27,2						

Так как  $d = \frac{622 P_n}{B - P_n} \cdot z / \text{кг}$  сухого воздуха (52'), то  $l$  также падает с уменьшением  $B$  и увеличивается с его увеличением.

Общий вес смеси будет до сушки  $L + Ld_0$  кг/час, т. е. абсолютно сухой воздух + водяные пары воздуха, а после сушки  $L + Ld_0 + W$  кг/час, т. е. абсолютно сухой воздух + водяные пары воздуха + испаренная влага.

#### 4. БАЛАНС ТЕПЛА

**а) Сушилка без потерь.** Когда сушилка работает без потерь и дополнительного подвода тепла и когда в процессе сушки материал, а следовательно, и вода, находящаяся в нем, не повышают свою температуру и  $\vartheta_1 = \vartheta_2$  не равны нулю, мы можем написать нижеследующее выражение баланса тепла, поступающего и выходящего из сушильной камеры, при отсчете всех теплосодержаний от 0°С ( $\vartheta$  — температура материала)

$$LJ_0 + Q + W\vartheta_1 = LJ_2,$$

где  $L$  — расход абсолютно сухого воздуха в кг/час;

$W$  — количество испаренной воды в кг/час;

$Q$  — полный расход тепла на сушку в кал/час,

откуда

$$Q = L(J_2 - J_0) - W\vartheta_1.$$

Разделив на  $W$  и обозначив через  $q = \frac{Q}{W}$  расход тепла на 1 кг испаряемой влаги (кал/кг), получаем

$$q = l(J_2 - J_0) - \vartheta_1. \quad (85)$$

С другой стороны, все тепло, затрачиваемое на сушку, в рассматриваемом случае сообщается воздуху (при установившемся состоянии) только в калорифере, т. е.  $Q = Q_k$ , где  $Q_k$  — расход тепла в калорифере кал/час.

Так как  $Q_k = L(J_1 - J_0)$ , то  $L(J_1 - J_0) = L(J_2 - J_0) - W\vartheta_1$ , или, разделив на  $W$ , получим

$$lJ_1 + \vartheta_1 = lJ_2. \quad (86)$$

Это основное уравнение, представляющее тепловой баланс сушилки при  $\vartheta_1 = \vartheta_2 \neq 0$ , показывает, что по мере испарения влаги и при отсчете всех теплосодержаний от  $0^\circ\text{C}$  воздуху сообщается еще дополнительное количество тепла за счет испарения части воды, заключенной в материале.

При  $\vartheta_1 = \vartheta_2 = 0$  из уравнения (23) следует, что  $J_1 = J_2$ , т. е. в этом случае процесс в сушилке протекает при постоянном теплосодержании.

Такая сушилка называется теоретической.

Если заменить в уравнении (86)  $J_2$  и  $J_1$  их выражениями из уравнения (55), то после преобразования получим

$$q = (i''_n - \vartheta) + l[c_s(t_2 - t_0) + 0,001 d_0(i''_n - i^n_0)] \text{ кал/кг испаренной влаги,}$$

где  $i''_n$  и  $i^n_0$  — теплосодержание пара в воздухе соответственно при выходе из сушилки и при входе в калорифер.

Таким образом из этой формулы видно, что тепло затрачивается на

- 1) испарение влаги ( $i''_n - \vartheta$ );
- 2) потери с уходящим воздухом<sup>1</sup>

$$l[c_s(t_2 - t_0) + 0,001 d_0(i''_n - i^n_0)].$$

Действительно при сушке без потерь тепло тратится на испарение воды из материала, причем количество этого тепла соответствует теплосодержанию уходящего с воздухом пара  $i''_n$  без теплоты жидкости  $\vartheta_1$ , и на подогрев воздуха, проходящего транзитом через сушилку. Но так как наружный воздух приносит с собой определенное количество водяного пара, то этот пар при повышении температуры транзитного воздуха перегревается, и его теплосодержание повышается с  $i^n_0$  до  $i''_n$ .

Таким образом потери тепла с уходящим воздухом складываются из тепла, затраченного на перегрев пара воздуха,

$$0,001 d \cdot l(i''_n - i^n_0),$$

и тепла, затраченного на подогрев абсолютно сухого воздуха с  $t_0$  до  $t_2$ ,

$$l \cdot c_s(t_2 - t_0).$$

Приближенно можно считать

$$c_s = 0,24 \text{ кал/кг} \text{ и } i''_n - i^n_0 = 595 + 0,47 t_2 - 595 - 0,47 t_0 = \\ = 0,47(t_2 - t_0) = c_n(t_2 - t_0) \text{ [см. (55')],}$$

тогда

$$q = i''_n - \vartheta_1 + l(0,24 + 0,47 d_0 \cdot 0,001)(t_2 - t_0) = i''_n - \vartheta_1 + l c_{см}(t_2 - t_0), \quad (87)$$

где  $c_{см}$  берется по уравнению (56).

Из уравнения (86) путем некоторых допущений<sup>2</sup> получаем

$$l = \frac{i''_n - \vartheta_1}{c_{см}(t_1 - t_2)}, \quad (88)$$

<sup>1</sup> Чем выше  $d_2$ , тем меньше расход воздуха, тем, стало быть, меньше расход тепла. При  $d = \infty$   $q$  приближается к  $i''_n - \vartheta_1$ .

<sup>2</sup> „Известия ВТИ“ № 1 (24), стр. 15.

которое совместно с уравнением (84) показывает, что при сушке количество воздуха должно быть достаточным не только для того, чтобы унести испаряемую влагу, но также и для того, чтобы внести необходимое для испарения влаги тепло, выделяемое воздухом при охлаждении в сушильной камере от температуры  $t_1$  до  $t_2$ .

б) Действительная сушилка. Действительная сушилка отличается от сушилки без потерь тем, что в ней осуществляется дополнительный подвод тепла в самой сушильной камере и в ней имеют место дополнительные расходы тепла на подогрев высушенного материала, на подогрев транспорта и на потери в окружающую среду (иногда и другие потери согласно указаниям следующих пунктов).

Относя эти потери к 1 кг испаренной влаги, получаем следующие величины:

а) Расход тепла на подогрев высушенного продукта равняется

$$q_{np} = \frac{G_2}{W} c'_m (\vartheta_2 - \vartheta_1) \text{ кал/кг влаги,} \quad (89)$$

где  $\frac{G_2}{W}$  — вес высушенного продукта на 1 кг испаренной в сушилке влаги;  $\vartheta_1$  и  $\vartheta_2$  — температура материала при входе и выходе из сушилки;  $c'_m$  — теплоемкость высушенного материала при влажности  $W_2$ , т. е. расход тепла  $q_{np}$  тем выше, чем ниже влажность, выше теплоемкость, меньше испаряется в сушилке влаги и чем выше  $\vartheta_2$ .

Если теплоемкость абсолютно сухого вещества будет  $c_c$ , то при влажности  $w$  его теплоемкость выразится

$$c_m = c_c \frac{100 - w}{100} + \frac{w}{100} \text{ кал/кг } ^\circ\text{C.} \quad (90)$$

Некоторые значения  $c_c$  сведены в табл. 21. Величина  $c_c$  зависит для некоторых материалов от температуры, плотности и других физических свойств. Пределы колебания указаны в соответствующих строках.

Для угля безводного и беззольного зависимость  $c_c = f\left(\frac{C^e}{H^e}\right)$  и приведена на

фиг. 9, где  $H^e$  и  $C^e$  — содержание водорода и углерода в горючей массе топлива.

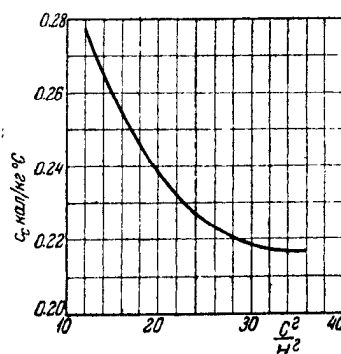
Если в материале остается после сушки большое количество влаги, то часть тепла  $q_{np}$  идет при охлаждении на испарение этой влаги и, стало быть, полезно используется (см. далее расчет холодильника, стр. 111).

Температура материала при выходе из сушилки  $\vartheta_2$  обычно устанавливается на основании опыта; она зависит от режима сушки и конструкции сушилки. Эта температура обычно ниже, чем температура омывающего воздуха. При наличии влаги в материале эта (средняя) температура не бывает выше  $100^\circ\text{C}$  (подробности см. в главе о температуре материала).

Температура материала при входе в сушилку  $\vartheta_1$  не всегда равна температуре воздуха  $t_0$ , которую мы принимаем при расчете. Она зависит от длительности лежания материала, от места добычи (например, рудника), от предшествующего сушке процесса (например, фильтрация) и т. д. По наблюдениям Schöne<sup>1</sup> для немецких бурых углей, поступающих на сушилку прямо из рудника, где температура угля примерно круглый год колеблется от  $8$  до  $10^\circ\text{C}$ , имеют место следующие значения температуры материала:

$t_0^\circ\text{C}$	$\vartheta^\circ\text{C}$	$t_0^\circ\text{C}$	$\vartheta^\circ\text{C}$
0	11,0	15	15,0
5	12,5	20	16,5
10	13,5	25	18,0

<sup>1</sup> O. Schöne, Grundlagen für den Entwurf von Braunkohlenbrikettfabriken, 1930 г.



Фиг. 9.

б) *Расход тепла на подогрев* транспортирующих устройств, несущих материал во время сушки, выражается следующим образом:

$$q_{тр} = \frac{T}{W} c_{тр} (\vartheta''_{тр} - \vartheta'_{тр}) \text{ кал/кг испаренной влаги,} \quad (91)$$

где  $\frac{T}{W}$  — вес транспортных приспособлений, выходящих из сушилки, в кг/кг испаренной влаги;

$c_{тр}$  — теплоемкость материала, из которого выполнен транспорт (табл. 21);  $\vartheta'_{тр}$  и  $\vartheta''_{тр}$  — температура транспортирующего устройства до и после сушки.

Если транспортное приспособление движется только в одной сушильной камере, то  $\vartheta'_{тр} = \vartheta''_{тр}$ ; если материал движется навстречу воздуху (противоток), то можно считать  $\vartheta'_{тр} \approx t_1$ ; если же параллельно, то  $\vartheta'_{тр} = t_2$ .<sup>1</sup>  $\vartheta''_{тр}$  обычно равно температуре цеха.

ТАБЛИЦА 21  
ТЕПЛОЕМКОСТЬ НЕКОТОРЫХ СУХИХ МАТЕРИАЛОВ  $c_c$

Наименование материала	$c_c$	Наименование материала	$c_c$
Асбест . . . . .	0,2	Константан . . . . .	0,10
Асфальт . . . . .	0,22	Колчедан . . . . .	0,13
Алюминий . . . . .	0,22	Коксовая пыль . . . . .	0,2
Аммоний сернистый . . . . .	0,35	Крахмал . . . . .	0,27
Бетон . . . . .	0,16—0,21	Кизельгур . . . . .	0,2
Бронза . . . . .	0,09	Кремнезем . . . . .	0,17
Бумага . . . . .	0,32	Магнезия . . . . .	0,25
Бура . . . . .	0,23	Марганец . . . . .	0,12
Вата . . . . .	0,32	Магnezит . . . . .	0,30
Гипс . . . . .	0,26	Медь . . . . .	0,09
Глина . . . . .	0,20	Мел . . . . .	0,21
Глинозем . . . . .	0,20	Оxись цинка . . . . .	0,13
Графит . . . . .	0,20	Оxись магнезия . . . . .	0,24
Дерево . . . . .	0,33	Песок . . . . .	0,17—0,22
Динас . . . . .	0,20—0,24	Пробковая плита . . . . .	0,3—0,45
Древесная масса . . . . .	0,33	Сахар . . . . .	0,27—0,30
Древесный уголь . . . . .	0,24	Свинец . . . . .	0,03
Железо . . . . .	0,12	Сода . . . . .	0,23
Железная руда . . . . .	0,16	Соль . . . . .	0,21—0,22
Жом . . . . .	0,32	Свекла . . . . .	0,27
Зола . . . . .	0,17—0,2	Стекло . . . . .	0,2
Зерно . . . . .	0,37	Фарфор . . . . .	0,22
Известь . . . . .	0,19—0,22	Хлопок . . . . .	0,3
Кальций углекислый и серни- кислый . . . . .	0,2—0,21	Цемент . . . . .	0,2
Каолин . . . . .	0,22	Цинк . . . . .	0,09
Кварц . . . . .	0,19	Шерсть . . . . .	0,25—0,34
Кирпич красный . . . . .	0,22	Шамот . . . . .	0,28
Кирпич огнеупорный . . . . .	0,21—0,24	Шлак . . . . .	0,2
Кожа . . . . .	0,33—0,35	Шпат полевой . . . . .	0,19
		Уголь (беззольный) . . . . .	см. фиг. 9

в) *Потери сушильной камеры в окружающую среду*

$$q_5 = \frac{\sum (F \cdot k \cdot \Delta t_{cp})}{W} \text{ кал/кг испаренной влаги,} \quad (92)$$

Здесь  $F$  — наружная поверхность сушилки в  $m^2$ ;

$k$  — соответствующие общие коэффициенты теплопередачи  $\text{кал}/m^2 \cdot \text{час} \cdot ^\circ C$ .

<sup>1</sup> Такое допущение несколько увеличивает потерю  $q_{тр}$ , поскольку некоторые поверхности транспорта имеют температуру, близкую к температуре материала, которая ниже  $t_2$  или  $t_1$ . В зависимости от местных условий можно принять

$$\vartheta''_{тр} = \frac{\vartheta_1 + t_2}{2} \text{ или } \frac{\vartheta_2 + t_2}{2}.$$

Эти последние подсчитываются для плоской стенки обычно по уравнению

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2},$$

где  $\lambda$  — коэффициент теплопроводности (табл. 4) в  $\text{кал/м час } ^\circ\text{C}$ ;  
 $\delta$  — толщина стенки в  $\text{м}$ ;

$\Delta t_{cp} = \frac{t_1 + t_2}{2} - t_0$  — средняя разность температур каждого участка (детальнее о средней разности температур см. далее в главе о калориферах);

$\alpha_1$  — внутренний коэффициент теплоотдачи от газов или воздуха к внутренней стенке; пренебрегая в условиях невысоких разностей температур внутри сушилки лучеиспусканием, теплоотдачу конвекцией можно подсчитать по точным и упрощенным уравнениям (21), (21'), (21''), (23), (23'), (24), (24'), (24''), (24'''), (25), (25'), (25''), (26), (26'), (26'').

В случае высоких температур газов внутри сушилки, когда имеется излучение  $\text{H}_2\text{O}$  и  $\text{CO}_2$ , необходимо подсчитать  $\alpha_c$  по уравнениям (27) и (28) и графикам фиг. 1 и 2, и тогда

$$\alpha_1 = \alpha_c + \alpha_s.$$

Наружный коэффициент теплоотдачи от ограждающих стенок к окружающему воздуху подсчитывают аналогично  $\alpha_1$ , т. е.

$$\alpha_2 = \alpha_c + \alpha_s,$$

где  $\alpha_c$  и  $\alpha_s$  подсчитываются по тем же уравнениям раздела „Основные понятия“, что и для  $\alpha_1$ .

При подсчетах сначала задаются температурой стенки со стороны наружного воздуха и затем определяют коэффициенты теплоотдачи и общий коэффициент теплопередачи, после чего проверяют температуру стенки по формуле (11').

Для приближенных подсчетов  $\alpha_2 = \alpha_c + \alpha_s$  можно принять равными 6—9  $\text{кал/м}^2 \text{ час } ^\circ\text{C}$ .

Теплоотдачу поверхности пола сушилки, расположенной непосредственно на грунте, можно определить методом, данным Мачинским в книге „Теплотехнические основы гражданского строительства“ (стр. 58—60). С целью упростить расчеты в табл. 22 приведены потери тепла полом, причем приняты: коэффициент теплоотдачи от воздуха к полу  $\alpha_1 = 8,0 \text{ кал/м}^2 \text{ час } ^\circ\text{C}$ ;  $\lambda$  грунта = 1,0  $\text{кал/м час } ^\circ\text{C}$ ; глубина промерзания  $H = 1,5 \text{ м}$  и температура на поверхности грунта вне здания — 15° С. Подсчет был сделан для температур внутри сушилки ( $t$ ) от 20 до 250° С и для расстояний от наружной стены  $x = 1,0 - 5,0 \text{ м}$ .

ТАБЛИЦА 22

ПОТЕРИ ТЕПЛА ПОЛОМ  $Q_5^n$   $\text{кал/час м}^2$

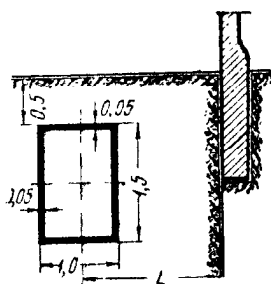
$x \text{ м} \backslash t \text{ } ^\circ\text{C}$	20	40	60	80	100	150	250
1	18,9	30,1	41,7	53,0	64,0	92,5	149,1
2	15,4	23,9	33,5	42,4	51,3	74,1	118,6
4	13,1	20,1	27,4	34,5	41,4	59,5	94,7
5	13,0	19,6	26,6	33,2	39,1	57,3	90,2

Если сушилка в направлении, перпендикулярном к оси наружной стены, узкая, то для подсчета потерь берется среднее арифметическое из значений  $x$  для обеих сторон, при большей ширине сушилки подсчет потерь ведется по частям, принимая для каждой части среднееарифметическое из соответствующих значений  $x$ .

При расстоянии участков пола сушилки больше чем 5 м от холодной стены, как видно из таблицы, потери этих участков остаются постоянными.

Потери через каналы или трубы, расположенные в грунте, зависят от глубины заложения и расстояния их от наружных стен зданий. Потери для канала,

представленного на фиг. 10, подсчитанные для разных расстояний от стены и разных температур газов внутри сушилки, указаны в табл. 23—25.



Фиг. 10.

Подсчеты сделаны также по методу, изложенному в книге Мачинского (стр. 249—253).

При подсчетах принято (фиг. 10):

Коэффициент теплоотдачи пола  $\alpha_n = 8,0 \text{ кал/м}^2 \text{ час } ^\circ\text{C}$

Коэффициент теплоотдачи внутри канала  $\alpha_1 = 40,0 \text{ кал/м}^2 \text{ час } ^\circ\text{C}$

Коэффициент теплопроводности грунта  $\lambda_{гр} = 1,0 \text{ кал/м час } ^\circ\text{C}$

Коэффициент теплопроводности стенок канала  $\lambda_{кан} = 1,0 \text{ кал/м час } ^\circ\text{C}$

Глубина промерзания  $H = 1,5 \text{ м}$

Температура внутри помещения  $+10^\circ\text{C}$

Температура на поверхности грунта вне здания  $-15^\circ\text{C}$

ТАБЛИЦА 23

ПОТЕРИ ТЕПЛА НА 1 ПОГ. М КАНАЛА ПРИ  $L = 2,0 \text{ м}$

$t_k$	$\Sigma Q$	%	$\frac{\Sigma Q}{t_k - t_g}$
100	484	100	5,36
200	1 016	210	5,36
500	2 615	548	5,35
750	3 920	810	5,30

ТАБЛИЦА 24

ПОТЕРИ ТЕПЛА НА 1 ПОГ. М КАНАЛА ПРИ  $t = 500^\circ\text{C}$ ,  $L = 2,0 \text{ м}$

$\lambda_{гр}$	$\Sigma Q$	%
1,0	2 615	100
1,5	2 875	110
2,0	3 085	117,5

ТАБЛИЦА 25

ПОТЕРИ ТЕПЛА НА 1 ПОГ. М КАНАЛА ПРИ  $t = 500^\circ\text{C}$ ,  $\lambda = 1,0$

$L$	$\Sigma Q$	%
2	2 615	100
5	2 415	92,3
10	2 340	89,6

Увеличение теплопроводности грунта увеличивает потери канала. Это видно из табл. 24.

Потери тепла каналом уменьшаются при удалении канала от наружной стены ( $L$ ).

Подсчитанные потери тепла верны только для указанных условий. Для грубой оценки потерь тепла каналом при других условиях можно воспользоваться приведенными значениями потерь, изменив их пропорционально изменению периметра  $S$  рассматриваемого канала. Таким образом для грубой оценки потерь тепла каналом можно воспользоваться формулой (см. табл. 23)

$$\Sigma Q_k = 5,35 (t_k - t_g) \frac{S}{5} = 1,07 S (t_k - t_g) \text{ кал/час на 1 пог. м канала.}$$

Здесь  $S$  — периметр канала в м.

Формула верна при  $\lambda = 1,0 \text{ кал/м час } ^\circ\text{C}$  и  $L = 2,0 \text{ м}$  и глубине заложения  $0,5 \text{ м}$ .

Влиянием других значений  $\lambda$  и  $L$  можно учесть, воспользовавшись последними двумя таблицами.

Для цилиндрической стенки небольшого диаметра до  $300 \text{ мм}$  (например, паропроводы)  $k$  подсчитывается по уравнениям (12) и (12'), используя для подсчета коэффициента теплоотдачи конвекцией  $\alpha_c$  к стенке и от стенки соответствующие формулы [(21), (21''), (25), (25'), (25''), (26), (26'), (26'')].

Для труб большого диаметра с достаточной технической точностью можно принимать  $\alpha$ , как и для плоской стенки.

Потери тепла  $q_n$  можно подсчитывать по формуле (92) только для сушилки при установившемся тепловом режиме.

Для того чтобы привести сушилку в такое состояние, необходимо затратить значительное количество тепла на прогрев пола и стен, которое зависит от их толщины, начальной температуры и температуропроводности.

Подсчет этого количества тепла довольно сложен, и поэтому обычно принимают для каждой конструкции сушилки свое время прогрева, сохраняя при этом среднюю рабочую тепловую нагрузку.



Для периодически действующих сушилок, которые каждый раз во время выгрузки и загрузки материала охлаждаются, необходимо учесть дополнительные потери тепла в окружающую среду за счет охлаждения ограждения.

Эти потери тепла будут

$$q'_5 = \frac{G \cdot c}{W} (t'_{cm} - t''_{cm}) \text{ кал/кг испаренной влаги,}$$

где  $G$  — вес ограждения в кг;

$c$  — теплоемкость ограждения в кал/кг °С;

$t'_{cm}$  и  $t''_{cm}$  — средняя температура ограждения до и после сушки.

Этот расход тепла может быть очень большим и являться главной составляющей  $q_5$ .

Общий расход тепла на неустановившееся тепловое состояние  $q_5$  тем меньше, чем тоньше стенка и ниже коэффициент теплопроводности и чем больше время собственно сушки по сравнению с временем загрузки и выгрузки. Рациональность применения в некоторых случаях для периодически действующих сушилок тонких стен из изоляционных материалов видна из приводимой ниже таблицы, где даны расходы тепла для сушильной камеры для литейных форм и стержней при длительности сушки в 16 час. при различной изоляции.

Толщина стенки из кирпича	Изоляция в мм	Потеря $Q_5$	Аккумуляровано тепла	Всего в кал
		(за 16 час.) в кал		
1 кирпич . . . . .	—	5 760	11 700	17 460
1 $\frac{1}{2}$ кирпича . . . . .	—	2 700	18 700	21 480
2 $\frac{1}{2}$ кирпича . . . . .	—	1 990	28 840	30 880
1 $\frac{1}{2}$ кирпича . . . . .	50	1 990	15 150	17 150
—	100	4 380	1 940	6 300
—	150	3 180	2 920	6 100

Если добавочное количество тепла, сообщенное в сушильной камере, обозначить через  $q_d$  кал/кг испаренной влаги, то полный расход тепла в действительной сушилке будет

$$q = q_k + q_d.$$

Уравнение теплового баланса для действительной сушки будет тогда

$$Q_k + LJ_0 + W\vartheta_1 + G_2 c''_m \vartheta_1 + T c_{mp} \vartheta'_{mp} + Q_d = LJ_2 + G_2 c''_m \vartheta_2 + T c_{mp} \vartheta''_{mp} + Q_5. \quad (93)$$

Разделив обе части на  $W$  и сделав преобразования, получим

$$q_k = l(J_2 - J_0) + \frac{G_2}{W} c''_m (\vartheta_2 - \vartheta_1) + \frac{T}{W} c_{mp} (\vartheta'_{mp} - \vartheta''_{mp}) + q_5 - \vartheta_1 - q_d = l(J_1 - J_0)$$

в предположении установившегося процесса или в связи с уравнениями (89), (91) и (92)

$$q_k = l(J_1 - J_0) = l(J_2 - J_0) + q_{np} + q_{mp} + q_5 - \vartheta_1 - q_d,$$

откуда

$$l(J_1 - J_2) = q_{np} + q_{mp} + q_5 - \vartheta_1 - q_d, \quad (94)$$

или

$$\begin{aligned} l(J_2 - J_1) &= (\vartheta_1 + q_d) - (q_{np} + q_{mp} + q_5) = \\ &= (\vartheta_1 + q_d) - \sum q = \Delta \text{ кал/кг влаги.} \end{aligned} \quad (95)$$

$$J_2 = J_1 + \frac{\Delta}{l}.$$

Таким образом теплосодержание смеси в действительной сушилке при выходе меньше или больше теплосодержания при входе в зависимости от знака у  $\Delta$ . Знак у  $\Delta$  зависит в свою очередь от величины  $q_d$ .

Таким образом тепловой баланс действительной сушилки на 1 кг испаренной влаги будет:

- 1) на испарение влаги  $i''_n - \vartheta_1$ ;
- 2) с уходящим сухим воздухом  $l \cdot c_a (t_2 - t_0)$ ;
- 3) на перегрев пара воздуха  $0,001 d_0 (i''_n - i''_n)$ ;
- 4) на подогрев материала  $\frac{G_2}{W} c'_m (\vartheta_2 - \vartheta_1)$ ;
- 5) на подогрев транспорта  $\frac{T}{W} c_{mp} (\vartheta'_{mp} - \vartheta'_{mp})$ ;
- 6) на потери в окружающую среду  $\frac{\sum Fk \Delta t_{cp}}{W}$ .

При составлении баланса не учтены утечки воздуха, которые в зависимости от конструкции сушилки могут в той или иной степени увеличивать общий расход воздуха и тепла.

Обычно утечки  $l_{ym}$  оценивают в процентах от общего количества выходящего воздуха и на эту величину увеличивают подачу воздуха.

Расход тепла, а следовательно, и зависящая от этого производительность калориферов увеличивается на величину  $l_{ym} (J_1 - J_0)$ , которая соответственно и может быть включена в баланс.

Присосы воздуха, если они имеют место на пути от калорифера к сушилке, не влияют на общий расход тепла и воздуха, поскольку этот воздух используется как рабочий; температура воздуха до смешения с присосом должна быть в этом случае несколько выше. Присосы после сушилки нагружают только вентилятор и в балансе не участвуют.

Баланс тепла должен быть составлен на 1 кг испаренной в сушилке влаги, и поэтому если имеет место унос сухого продукта, то это отзовется лишь на *удельных расходах тепла*.

В том случае, когда материал поступает в сушилку при температуре ниже  $0^\circ$ , часть воды будет заключаться в материале в виде льда. Количество замерзшей влаги зависит от свойства материала и всегда меньше общего количества всей заключенной в материале влаги (часть влаги, таким образом, переохлаждена).

Опытами сушильной лаборатории ВТИ, установлено,<sup>1</sup> что для подмосковного угля при  $w_1 = 35\%$  замерзает лишь вода сверх  $22\%$ ; для фрезерного торфа сверх  $33\%$ , а остальная влага находится в переохлажденном состоянии.

Для других материалов предполагают, что замерзает вода при влажности сверх гигроскопической.

Для размораживания влаги требуется дополнительный расход тепла на подогрев льда до  $0^\circ \text{C}$  и превращение его в воду при  $0^\circ$  ( $80 \text{ кал/кг}$ ). Тогда уравнение (93) преобразуется так:

$$Q_k + LJ_0 + G_2 c'_m \vartheta_1 + T c_{mp} \vartheta'_{mp} + Q_d + W' \vartheta_1 - W'' (80 - 0,5 \vartheta_1) = LJ_2 + G_2 c'_m \vartheta_2 + T c_{mp} \vartheta'_{mp} + Q_5, \quad (96)$$

где  $W''$  — влага замерзшая и  $W'$  — влага переохлажденная, т. е. добавочное тепло на размораживание выразится

$$q_{раз} = \frac{W''}{W} (80 + 0,5 \vartheta_1) \text{ кал/кг влаги},$$

или если относить тепло размораживания к  $q_{np}$ , то в уравнении (94) вместо  $q_{np} - \vartheta_1$  нужно вставить выражение

$$\begin{aligned} & \frac{G_2}{W} c'_m (\vartheta_2 - \vartheta_1) - \vartheta_1 \left( \frac{W - W''}{W} + 0,5 \frac{W''}{W} \right) + \frac{W'' \cdot 80}{W} = \\ & = \frac{G_2}{W} c'_m (\vartheta_2 - \vartheta_1) - \vartheta_1 \left( 1 - 0,5 \frac{W''}{W} \right) + \frac{W''}{W} 80, \end{aligned} \quad (93'')$$

причем

$$W'' = \frac{G_1 (w_1 - w'_1)}{100 - w'_1},$$

<sup>1</sup> „Известия ВТИ“ № 1, 1934 г.

где  $w'_1$  — относительная влажность материала, ниже которой влага не замораживается, а сверх которой вся вода находится в состоянии льда.

Если сушилка стоит в помещении, из которого берется воздух, то часть тепла, отдаваемого сушилкой в окружающую среду, возвращается снова к вентилятору.

Если предположить, что весь воздух равномерно подогревается за счет потери тепла ограждением, то расход тепла калориферами составит

$$q'_k = l(J_2 - J_1) + \sum q - \vartheta_1 - q_0 \text{ кал/кг},$$

где  $J'_1 > J_0$  — теплосодержание воздуха при входе в сушилку.

Если воздух забирается снаружи, то мы имеем

$$q_k = l(J_2 - J_0) + \sum q - \vartheta_1 - q_0 \text{ кал/кг},$$

и экономия в тепле выразится

$$q_k - q'_k = l(J'_1 - J_0) \text{ кал/кг}.$$

Таким образом в некоторых конструкциях сушилок потери  $q_5$  не увеличивают общий расход тепла, уменьшая при этом необходимость устройства более дорогой изоляции.

Как видно из всех приведенных в этой главе формул, максимальный расход тепла на сушилку бывает зимой; на эти условия и должен быть рассчитан калорифер и топка при сушке дымовыми газами (табл. 20).

В табл. 20 приведены значения  $t_0$  и  $\varphi_0$  для различных районов СССР для самого холодного месяца (январь) и самого жаркого, имеющего максимальное  $d$  (июль). Первые значения необходимы для расчетов расходов тепла и калориферов, вторые для расчета количества воздуха и вентиляторов. Все приведенные значения являются среднемесячными.

Так как в отдельные зимние дни температура бывает еще ниже, чем указано в графе 2 табл. 20, то калориферы и топки, рассчитанные по  $t_0$  и  $\varphi_0$ , приведенным в таблице, могут в отдельные дни и часы оказаться недостаточными, и температура смеси для сушилки снизится; следовательно, в эти периоды будет несколько снижаться производительность сушилки (см. далее калориферы и топки стр. 338—348). В тех случаях, когда это недопустимо, расчет калориферов и топок следует производить по графе 5, где даны средние значения из абсолютных минимумов января (за 10 лет).

Чем меньше удельные расходы воздуха, тем меньше сказывается на экономичности сушилки влияние температуры наружного воздуха. При  $l = 0$  расход тепла остается постоянным и равным  $i''_n - \vartheta + \sum q$ .

#### IV. $Jd$ -ДИАГРАММА ДЛЯ ВЛАЖНОГО ВОЗДУХА И ПОСТРОЕНИЕ ОСНОВНОГО ПРОЦЕССА

##### 1. СВОЙСТВА $Jd$ -ДИАГРАММЫ

Аналитический расчет сушилок требует большой счетной работы, так как, производя его, приходится решать несколько уравнений совместно, и даже наличие готовых таблиц лишь незначительно облегчает эту задачу. Значительное упрощение во все расчеты вносит приложенная к настоящей книге  $Jd$ -диаграмма. В этой диаграмме на оси абсцисс откладывается влагосодержание воздуха при  $b = 745$  мм рт. ст., а на оси ординат его теплосодержание. Выбранное барометрическое давление соответствует примерно среднему годовому давлению в центральном промышленном районе; ввиду незначительного изменения  $d$  и  $J$  при иных давлениях этой диаграммой можно пользоваться с достаточной технической точностью во всех практических случаях расчета сушилок, работающих при атмосферном давлении.

Угол между осями координат для улучшения развертывания линии  $\varphi = \text{const}$  взят равным  $135^\circ$ .

Как было видно из предыдущего,

$$l = f(d); \quad q = f(d, J),$$

и процесс подогрева воздуха в калорифере характеризуется уравнением  $d = \text{const}$ , а процесс сушки в теоретической сушилке ( $\vartheta = 0$ ) — уравнением  $J = \text{const}$ .

В  $Jd$ -диаграмме процесс подогрева изображается, таким образом, линией  $d = \text{const}$ , параллельной оси ординат, процесс же сушки, т. е. испарения влаги в сушильной камере, для теоретической сушилки — линиями  $J = \text{const}$ , т. е. прямыми, параллельными развернутой оси абсцисс.

На  $Jd$ -диаграмме нанесены изотермы, т. е. линии  $t = \text{const}$ , соединяющие точки постоянной температуры при разных  $J$  и  $d$ , и кривые  $\varphi = \text{const}$ , соединяющие точки с одним и тем же значением  $\varphi$ , но при разных  $d$  и  $J$ .

Изотермы очень близки к прямым линиям, так как они представляют зависимость  $J$  от  $d$  при  $t = \text{const}$ , т. е. характеризуются уравнением

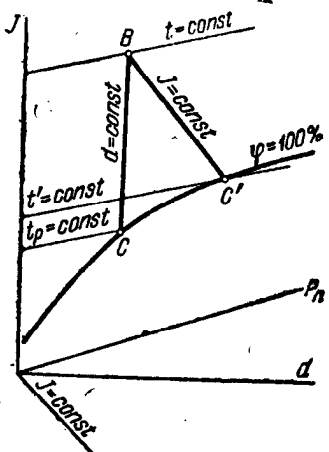
$$J = c_{st} + \frac{d \cdot i_n}{1000}.$$

Угол наклона изотерм несколько возрастает с увеличением температуры за счет увеличения  $i_n$ ; при  $t = \text{const}$  величина  $i_n$  очень мало меняется с изменением  $d$ .

Кривые  $\varphi = \text{const}$  имеют резкий перелом при температуре  $99,4^\circ \text{C}$ , соответствующей барометрическому давлению  $745 \text{ мм рт. ст.}$  в соответствии с принятыми нами положением о связи между  $P$  и  $t$  при температурах выше  $100^\circ \text{C}$  (см. стр. 33).

Линии  $\varphi = \text{const}$  для  $t > 99,4^\circ \text{C}$  имеют небольшой наклон по отношению к линиям  $d = \text{const}$ , поскольку подсчет сделан по точным уравнениям (К. Р. Н.).

Если бы принять  $\varphi = \frac{P_n}{P} = \frac{P_n}{B}$  для  $t \geq 99,4$ , то эти линии должны были бы быть строго вертикальными.



Фиг. 11.

На  $Jd$ -диаграмме нанесены парциальные давления пара  $P_n$ , представляющие с некоторым допущением функцию одного лишь влагосодержания [см. уравнение (52)]. Таким образом в диаграмме можно найти любую точку, характеризующую состояние влажного воздуха пятью величинами:  $t, J, d, \varphi, P_n$ . Зная два значения из четырех  $J, d, t, \varphi$ , мы на пересечении соответствующих кривых и прямых находим остальные два значения, а по величине  $d$  определяется  $P_n = f(d)$ .

Кривая  $\varphi = 100\%$  разделяет площадь диаграммы на две части: верхнюю, где влажный воздух представляет собой смесь абсолютно сухого воздуха и водяного пара, и нижнюю, где водяной пар частично конденсируется в воду. Поэтому, например, для нахождения по  $Jd$ -диаграмме точки росы (фиг. 11), соответствующей какому-либо состоянию воздуха, представленному в  $Jd$ -диаграмме точкой  $B$ , достаточно провести из этой точки линию  $d = \text{const}$  до пересечения с линией  $\varphi = 100\%$ .

Изотерма, проходящая через точку этого пересечения ( $d = \text{const}$  и  $\varphi = 100\%$ ), дает искомую температуру (точка  $C$ ). Эту температуру не следует смешивать с температурой  $t'$  предела охлаждения воздуха при сушке. Эту последнюю получаем как пересечение линии  $J = \text{const}$ , проходящей через заданную точку  $B$ , с линией  $\varphi = 100\%$ . Температура предела охлаждения  $t'$  при  $\varphi = \text{const}$  всегда выше (точка  $C'$ ), чем температура точки росы (точка  $C$ , фиг. 11).

## 2. ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ СУШИЛКА В $Jd$ -ДИАГРАММЕ

В теоретической сушилке, как мы уже видели,  $\vartheta_1 = \vartheta_2 = 0$ ,  $J_2 = J_0$  и  $d_2 = d_0$ ; это дает возможность чрезвычайно просто представить графически процесс, протекающий в калорифере и в самой сушильной камере.

Начальное состояние воздуха перед калорифером характеризуется на  $Jd$ -диаграмме точкой пересечения изотермы  $t_0 = \text{const}$  и линии  $\varphi_0 = \text{const}$  (фиг. 12, точка  $A$ ). Процесс в калорифере, как протекающий при  $d = \text{const}$ , изобразится линией  $AB$ , параллельной оси ординат ( $d_0 = d_1$ ). Конечная точка  $B$  дает состояние воздуха при входе в сушильную камеру ( $t_1, \varphi_1, d_1, J_1$ ); она получается пересечением линии  $AB$  с изотермой  $t_1 = \text{const}$ . Процесс в сушильной камере, как протекающий при  $J = \text{const}$  ( $J_1 = J_2$ ), изображается линией  $BC$ , параллельной развернутой оси абсцисс; конечная точка  $C$  состояния воздуха при выходе из сушилки находится на пересечении линии  $BC$  с линией заданной конечной температуры процесса, т. е. изотермой  $t_2 = \text{const}$  или с линией  $\varphi_2 = \text{const}$  заданного конечного насыщения  $\varphi_2$ . Точка  $C$  в  $Jd$ -диаграмме определяет остальные характеристики воздуха ( $d_2$  и  $t_2$  или  $d_2$  и  $\varphi_2$ ).

Так как расход воздуха на 1 кг испаренной в сушилке влаги выражается уравнением

$$l = \frac{100}{d_2 - d_0} \text{ кг/кг влаги,}$$

то, построив процесс, мы определяем  $l$  по значениям  $d_2$  и  $d_0$ , взятым из  $Jd$ -диаграммы.

Кроме того, отрезок  $DC$  выражает в масштабе диаграммы разность  $d_2 - d_0$ , и тогда для теоретической сушилки имеем

$$l = \frac{100}{M_d \cdot DC} \text{ кг/кг влаги,}$$

где  $DC$  выражено в  $mm$ , а  $M_d$  г/мм — масштаб влагосодержания. Для большой диаграммы  $M_d = 0,5$ , для малой  $M_d = 0,2$ , для средней  $M_d = 1$ .

Так как расход тепла на сушку при теоретической сушилке выражается уравнением

$$q = l(J_2 - J_0) = l(J_1 - J_0) \text{ кал/кг испаренной влаги,}$$

то, построив в  $Jd$ -диаграмме процесс  $ABC$ , мы определяем  $q$  (зная  $l$ ) по значениям  $J_0$  и  $J_1$ , прочитанным для точек  $A$  и  $B$  или  $C$ .

Так как отрезок  $AB$  выражает в масштабе диаграммы разность  $J_1 - J_0$ , то

$$q = l \cdot AB \cdot M_i \text{ кал/кг влаги,}$$

где  $AB$  выражено в  $mm$ , а  $M_i$  кал/мм — масштаб теплосодержания. Для большой диаграммы  $M_i = 0,2$ , для малой  $M_i = 0,1$ , для средней  $M_i = 0,5$ .

Подставляя вместо  $l$  его значение, получаем

$$q = \frac{1000}{DC \cdot M_d} AB \cdot M_i = \frac{M_i}{M_d} \cdot 1000 \frac{AB}{DC} \text{ кал/кг влаги.}$$

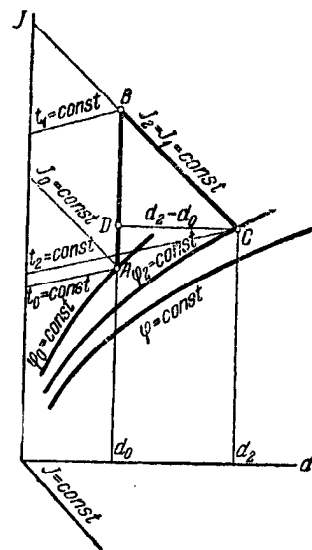
Таким образом для приложенных к книге диаграмм

$$q = m \frac{AB}{DC},$$

где

$$m = \frac{M_i}{M_d} 1000.$$

$m = 500$  для малой диаграммы (до  $t = 200^\circ$ ),  
 $m = 400$  для большой диаграммы (до  $t = 450^\circ$ ),  
 $m = 500$  для средней диаграммы (до  $t = 1200^\circ$ ).  
 На каждой диаграмме указано свое значение  $m$ .



Фиг. 12.

Изображение процесса теоретической сушки в  $Jd$ -диаграмме показывает что величина  $t_2$  не может быть задана ниже предела охлаждения (фиг. 11 точка  $C'$ ).

### 3. ВЛИЯНИЕ БАРОМЕТРИЧЕСКОГО ДАВЛЕНИЯ ПРИ ПОСТРОЕНИИ ПРОЦЕССА В $Jd$ -ДИАГРАММЕ

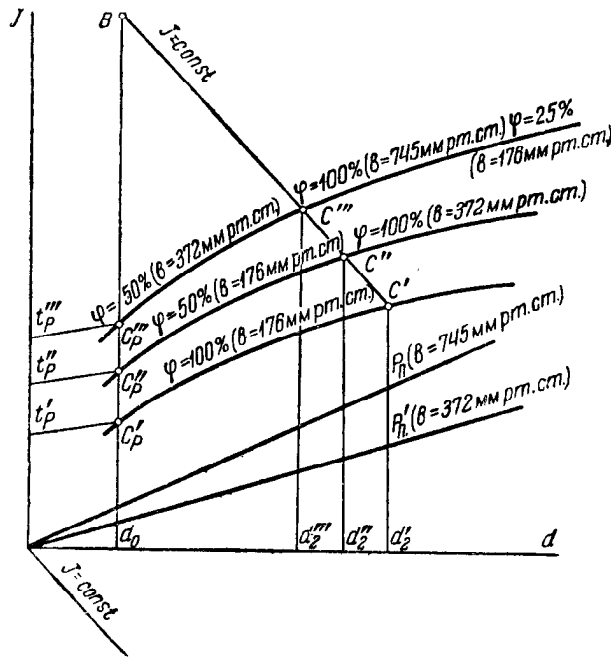
При снижении барометрического давления  $B$  линии  $\varphi = \text{const} = 100\%$  [как следует из уравнения (52'),  $d = 622 \frac{\varphi P_n}{B - \varphi P_n}$ ] будут располагаться ниже линии  $\varphi = 100\%$  при  $b = 745$  мм рт. ст., поскольку при тех же температурах воздуха  $d$  растет с уменьшением  $B$ .

Весь пучок линии  $\varphi = \text{const}$  при одном каком-либо давлении расположится вверх от соответствующей линии  $\varphi = 100\%$ , как и в случае  $b = 745$  мм рт. ст.

Если написать уравнение (52') для разных  $B$  и  $\varphi$  для одного значения  $d$  и  $t$ , то получим

$$d = 622 \frac{\varphi' P_n}{B - \varphi' P_n} = 622 \frac{\varphi'' P_n}{B' - \varphi'' P_n},$$

откуда следует, что линия  $\varphi = 50\%$  для  $b = 0,5 \cdot 745 = 372$  мм рт. ст. и линия  $\varphi = 25\%$  для  $b = 0,25 \cdot 745 = 176$  мм рт. ст. будут соответствовать линии  $\varphi = 100\%$  для  $b = 745$  мм рт. ст. Линия  $\varphi = 50\%$  для  $b = 0,25 \times 745 = 176$  мм рт. ст. будет соответствовать линии  $\varphi = 100\%$  для  $b = 372$  мм рт. ст. и т. д. (фиг. 13).



Фиг. 13.

Как видно из фиг. 13, где нанесены на  $Jd$ -диаграмме линии  $\varphi = 100\%$  при разных значениях  $B \leq 745$  мм рт. ст., с понижением барометрического давления понижается температура точки росы  $t_p$ ,  $t_p'$  и  $t_p''$ , а также падает температура предела охлаждения  $C$ ,  $C''$ ,  $C'''$ . Таким образом, чем ниже барометрическое давление, тем позже наступит конденсация водяного пара, тем лучше можно использовать располагаемое тепло воздуха, тем больше разница  $d_2 - d_0$  и тем меньший расход воздуха и тепла мы будем иметь для сушки при тех же пределах насыщения  $\varphi_2$  (фиг. 13).

При небольших отклонениях барометрического давления от  $b = 745$  мм рт. ст., как уже указывалось, можно с достаточной технической точностью пользоваться  $Jd$ -диаграммой и линией  $\varphi = \text{const}$  для  $b = 745$  мм рт. ст., однако в тех случаях, когда имеет место большое колебание  $B$  и когда тепло воздуха используется до предела охлаждения, важно во избежание конденсации все расчеты производить при максимальном значении  $B$ , нанеся для этого случая линию  $\varphi = 100\%$  на приложенную к книге диаграмму.

Нанеся линии  $\varphi = \text{const}$  при  $b < 745$  мм рт. ст.,  $Jd$ -диаграммой можно пользоваться и при расчете вакуумсушилок, где за счет глубокого вакуума ( $b \approx 35$  мм рт. ст.) те незначительные количества воздуха, которые поступают с присосом через неплотность, уже в состоянии забрать с собой огромные количе-

ства влаги, так как в этом случае  $d_{\max}$  приближается асимптотически к бесконечности.

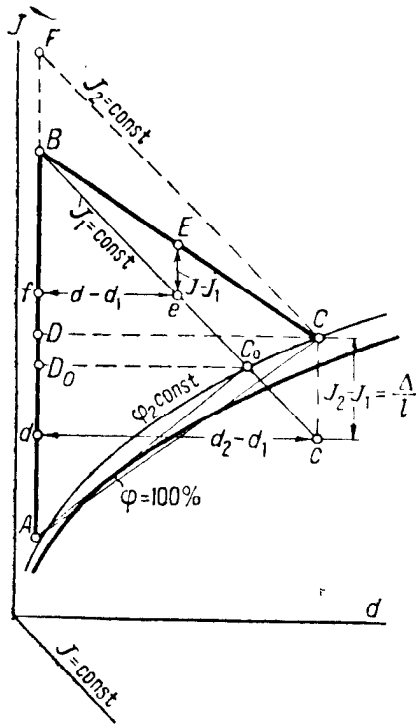
Расход тепла теоретической сушилки в этом случае приближается к величине  $i_n'' - \vartheta_1$  (см. главу о вакуумсушилках).

Линия парциальных давлений пара  $P_n$  (нанесенная на диаграмме для воздуха при  $b = 745$  мм рт. ст.) при изменении  $b$  будет менять свой угол наклона или масштаб, поскольку в уравнении (52') изменяется постоянный коэффициент  $B$ .

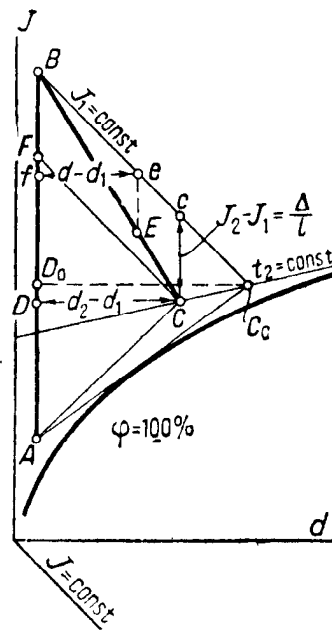
#### 4. ДЕЙСТВИТЕЛЬНАЯ СУШИЛКА

Действительная сушилка, как уже указывалось, отличается от теоретической наличием добавочного сообщения и потерь тепла.

При построении в  $Jd$ -диаграмме процесса в действительной сушилке исходят из процесса в теоретической сушилке, работающей в тех же пределах рабочего



Фиг. 14.



Фиг. 15.

процесса, как действительная, т. е. при тех же  $t_0$ ,  $\varphi_0$ ,  $t_1$ ,  $\varphi_2$  или  $t_2$  и из величины  $\Delta$ , вычисленной для действительной сушилки

$$\Delta = (\vartheta_1 + q_d) - (q_{np} + q_{mp} + q_s) \text{ кал/кг.}$$

Процесс в теоретической сушилке представлен на фиг. 14 линией  $ABC_0$ , причем  $BC_0$  представляет линию  $J = \text{const}$ . В зависимости от того, будет ли  $\Delta > 0$  или  $< 0$ , процесс сушки будет идти в действительной сушилке от той же начальной точки  $B$  не по линии  $BC_0$ , а по  $BC$ , лежащей выше или ниже ее, в зависимости от того, больше (фиг. 14) или меньше (фиг. 15) теплосодержание уходящего воздуха  $J_2$ , чем теплосодержание воздуха  $J_1$  при входе в сушилку.

Как мы видели, для действительной сушилки

$$l(J_2 - J_1) = \Delta, \quad (97)$$

или

$$J_2 - J_1 = \frac{\Delta}{l},$$

т. е.  $J_2 > J_1$  при  $\Delta > 0$ , т. е. когда количество тепла, сообщенное в сушильной камере  $q_\partial + \vartheta$ , больше всех потерь сушилки,

$$\Sigma q = q_\partial + q_{mp} + q_{np},$$

и  $J_1 < J_2$  при  $\Delta < 0$ , т. е. когда потери в сушильной камере больше, чем количество сообщенного тепла.

Таким образом графическое построение процесса действительной сушилки сводится к определению наклона линии  $BC$ .

Для любой произвольной точки  $E$  с координатами  $J$  и  $d$  можно на основании уравнения (97) написать

$$\frac{(J - J_1) 1000}{d - d_1} = \Delta,$$

или так как

$$J - J_1 = EeM_i$$

и

$$d - d_1 = efM_d,$$

то получим

$$\frac{Ee}{ef} \cdot \frac{M_i}{M_d} \cdot 1000 = \Delta,$$

или

$$Ee = ef \frac{\Delta}{m}, \quad (98)$$

где

$$m = \frac{M_i}{M_d} \cdot 1000.$$

Отрезок  $Ee$  и определяет требуемый наклон луча  $BC$ .

Итак, для построения линии  $BC$  на луче  $BC_0$  теоретической сушилки из произвольной точки  $e$  проводим линию, перпендикулярную оси абсцисс, и откладываем вверх (если  $> 0$ , фиг. 14) или вниз (если  $< 0$ , фиг. 15) отрезок

$$eE = ef \frac{\Delta}{m}.$$

Через полученную точку  $E$  проводят луч  $BE$  до пересечения с заданным значением  $\varphi_2$  или  $t_2$  (на фиг. 15 заданным является  $t_2$ , а на фиг. 14  $\varphi_2$ ). Точка пересечения  $C$  является конечной точкой действительного процесса  $ABC$ .

Если заданными являются конечная  $C$  и начальная  $A$  точки процесса (фиг. 14 и 15), то откладывают вниз ( $\Delta > 0$ ) или вверх ( $\Delta < 0$ ) отрезок  $\frac{\Delta}{l}$  в масштабе теплосодержания ( $Cc$ ), где  $l = \frac{1000}{d_2 - d_1}$ . Из точки  $c$  проводят линию  $J = \text{const}$  и находят точку  $B$  на ее пересечении с линией  $AB$  ( $d = \text{const}$ ), проходящей через точку  $A$ . Действительный процесс изобразится линией  $BC$ .

Отрезок  $\frac{\Delta}{l}$  выражает изменение теплосодержания 1 кг сухого воздуха при прохождении его через действительную сушилку.

Построив в  $Jd$ -диаграмме процесс такой действительной сушилки, находим для нее расход воздуха и тепла обычным, рассмотренным выше графическим приемом:

$$l = \frac{1000}{M_d DC} \text{ кг/кг влаги,}$$

$$q_k = q = \frac{M_i}{M_d} \cdot 1000 \frac{AB}{DC} = m \frac{AB}{DC} \text{ кал/кг влаги.}$$

Это количество тепла вводится в сушильную камеру из калорифера. Полный же расход тепла будет  $q_k + q_\partial$ , или так как

$$BF \cdot M_i = J_2 - J_1 = \frac{\Delta}{l} = \frac{\Delta \cdot DC \cdot M_d}{1000} = \frac{(q_\partial - \Sigma q + \vartheta_1)}{1000} DC \cdot M_d$$



и

$$q_d = \frac{BF}{CD} m + \sum q - \vartheta_1, \quad (99)$$

то полный расход тепла будет

$$q_k + q_d = \frac{AB}{DC} m + \frac{BF}{DC} m + \sum q - \vartheta_1 = m \frac{AB}{CD} + q_d = m \frac{AF}{DC} + \sum q - \vartheta_1. \quad (100)$$

Отрезок  $BF$  (фиг. 14 и 15) откладывается вниз, если  $J_2 < J_1$ , и вверх, если  $J_2 > J_1$ , или можно считать его отрицательным при  $\Delta < 0$  и положительным при  $\Delta > 0$ . Уравнения (99) и (100) во всех этих случаях сохраняют свою силу.

Расход тепла пара на сушку выразится

$$q_{пар} = \frac{q_k + q_d}{\eta_k},$$

где  $\eta_k$  — коэффициент полезного действия парового калорифера, равный приблизительно 0,98—0,95%.

Расход тепла топлива на сушку будет

$$q_{топ} = \frac{q_k + q_d}{\eta'_k},$$

где  $\eta'_k$  — общий к. п. д. котельной, паропровода и калорифера.

Расход тепла топлива для огневого калорифера, т. е. при поверхностном подогреве воздуха дымовыми газами от специальной топки (см. стр. 342—345) будет

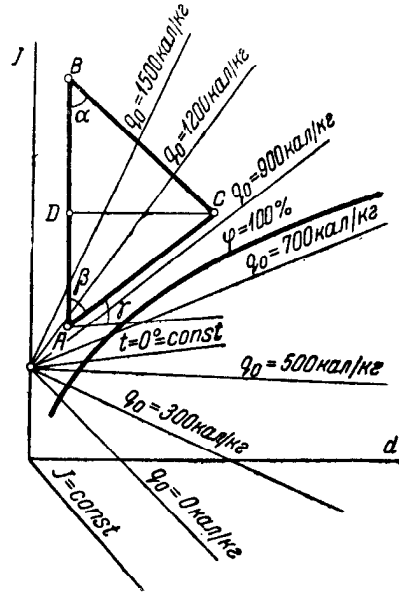
$$q_{топ} = \frac{q_k + q_d}{\eta''_k},$$

где  $\eta''_k$  — коэффициент полезного действия огневого калорифера, равный

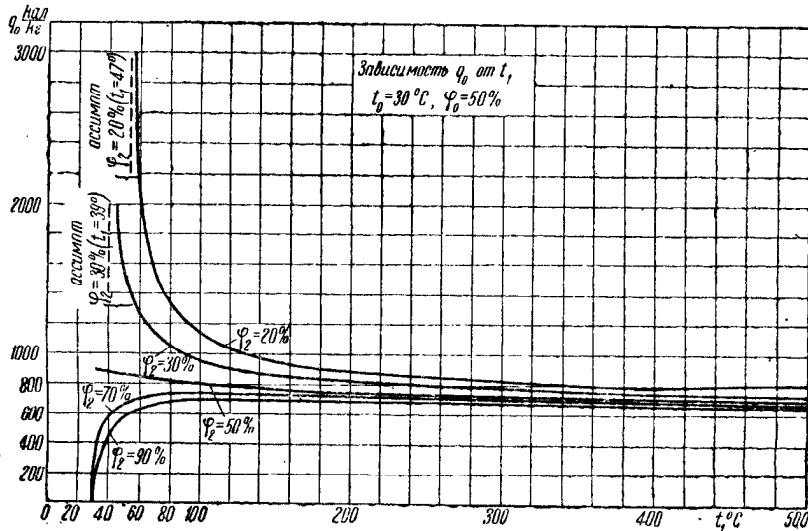
$$\eta''_k = 1 - q_2 - q_3 - q_4 - q_5^k,$$

где  $q_2$  — потеря в калорифере с уходящими газами, равная

$$\frac{\sum V_a \cdot c_a (t_{yx} - t_a)}{Q_H^D};$$



Фиг. 16.



Фиг. 17.

- $q_3$  — потери от химической неполноты горения;
- $q_4$  — потери от механической неполноты горения;
- $q_5^c$  — потери калорифера в окружающую среду.

В своей работе проф. R. Mollier<sup>1</sup> указал еще на одно свойство  $Jd$ -диаграммы, а именно на то, что расход тепла  $q_0$  для теоретической сушилки находится в однозначной зависимости от угла наклона линии  $AC$ , соединяющей начальную  $A$  и конечную  $C$  точки процесса, причем расход тепла возрастает с увеличением угла  $\gamma$  (фиг. 16):

$$q_0 = m \frac{AB}{DC} = m \left( \frac{BD}{DC} + \frac{AD}{DC} \right) = m (\operatorname{ctg} \alpha + \operatorname{ctg} \beta) = m (1 + \operatorname{tg} \gamma).$$

В  $Jd$ -диаграмме Mollier проведены под разными углами лучи из точки  $d_0 = 0$ ,  $t_0 = 0^\circ \text{C}$ , каждому из которых отвечает определенный расход тепла. Для нахождения расхода тепла теоретической сушилки достаточно из этой диаграммы подобрать луч, параллельный линии  $AC$ , соединяющей начальную  $A$  и конечную  $C$  точки процесса.

При нахождении по той же диаграмме расхода тепла действительной сушилки луч, параллельный линии  $AC$ , дает расход тепла теоретической сушилки с соответствующими пределами рабочего процесса, как у действительной, и тогда

$$q = q_0 + \sum q - \phi_1,$$

причем здесь не фигурирует уже  $q_\partial$ , ибо, как ясно из самого построения отрезка  $BF$  (фиг. 15, 14), луч, параллельный  $AC$ , уже определяет расход тепла, включая и  $q_\partial$ .

Таким образом лучи, нанесенные на  $Jd$ -диаграмме, хотя и не имеют большого практического значения, но все же дают при расчете ясную картину возможности изменения пределов рабочего процесса в сторону уменьшения расходов тепла. Например,

ясно, что при повышении  $\varphi_2$  или  $t_2$  при том же  $\varphi_2$  луч поворачивается вниз, т. е. уменьшается  $q_0$ ; при увеличении  $t_0$  и уменьшении  $\varphi_0$  также уменьшается  $q_0$ ; повышение температуры  $t_1$ , а стало быть, сдвиг линии  $BC$  вправо при тех же  $\varphi_2$  или  $t_2$  дает уменьшение расхода тепла и т. д.

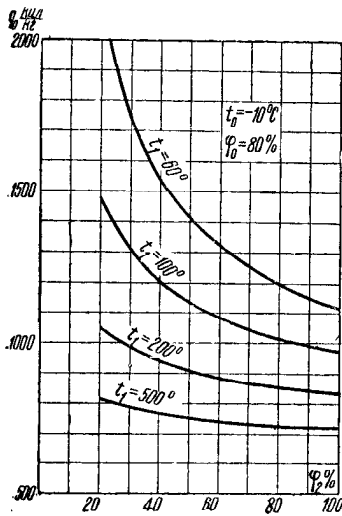
На фиг. 17 нанесены изменения расхода тепла  $q_0$  при теоретической сушилке в зависимости от начальной температуры воздуха  $t_1$ , при  $t_0 = 30^\circ \text{C}$ ,  $\varphi_0 = 50\%$  и при разных  $\varphi_2$ .

Из диаграммы видно, что с увеличением температуры расход тепла падает, причем, начиная от  $200^\circ \text{C}$ , он остается в пределах  $700-900 \text{ кал/кг}$  испаренной влаги. При  $\varphi_2 = 20\%$  и  $\varphi_2 = 30\%$  расход тепла с уменьшением температуры растет, приближаясь к бесконечности соответственно при  $t_1 = 47^\circ$  и  $39^\circ \text{C}$ .

Наоборот, при  $\varphi_2 = 70\%$  и  $90\%$  с уменьшением  $t_1$  расход тепла падает, приближаясь к нулю при  $t = 30^\circ \text{C}$ . В этом случае сушка идет за счет тепла наружного воздуха.

На фиг. 18 нанесены кривые изменения расхода тепла  $q_0$  при теоретической сушилке в зависимости от  $\varphi_2$  при разных температурах воздуха при входе в сушилку  $t_1 = 60, 100, 200, 500^\circ \text{C}$ . Из этих кривых мы видим, что чем выше температура сушки, тем слабее сказывается влияние  $\varphi_2$ ; например, при  $t_1 = 500^\circ$  это влияние почти совсем отсутствует.

Расход тепла составляет в пределах  $t_1 = 200-500^\circ \text{C}$  величину  $700-1000 \text{ кал/кг}$  влаги.



Фиг. 18.

<sup>1</sup> R. Mollier, Ein neues Diagramm für Dampf-luftgemische, VDI № 36, 1923 г.

## 5. ПРОЦЕСС ВЗАИМОДЕЙСТВИЯ МЕЖДУ ВОЗДУХОМ И ВОДОЙ В $Jd$ -ДИАГРАММЕ

При построении процесса сушки без потерь ( $\vartheta_1 = \vartheta_2 \neq 0$ ,  $\sum q = 0$ ) в  $Jd$ -диаграмме мы исходили из предположения, что температура воды в процессе сушки остается постоянной. В обычных условиях сушки, когда количество остающейся в материале воды невелико по сравнению с количеством испаренной воды, ошибка, вызываемая этим допущением, незначительна.

Иные условия имеют, однако, место в процессе взаимодействия воды с воздухом, когда лишь некоторая часть воды забирается воздухом. Точное уравнение теплового баланса ( $\sum q = 0$ ) в этом случае будет иметь вид

$$L(J_1 - J_2) = W_0(\vartheta_2 - \vartheta_1) - W\vartheta_1, \quad (101)$$

или

$$J_1 - J_2 = \frac{W_0}{L}(\vartheta_2 - \vartheta_1) - \frac{W}{L}\vartheta_1, \quad (101')$$

где  $W_0$  — количество транзитной и  $W$  — испаренной (сконденсированной) воды, а  $\vartheta_1$  и  $\vartheta_2$  — начальная и конечная температуры воды.

Заменяя в уравнении (101)  $L$  через его значение  $L = \frac{1000}{d_2 - d_1}$ , получим:

$$1000 \frac{\Delta J}{\Delta d} = \frac{1000(J_2 - J_1)}{d_2 - d_1} = \frac{W_0}{W}(\vartheta_1 - \vartheta_2) + \vartheta_1. \quad (102)$$

Это уравнение показывает, что изменение параметров воздуха в общем случае взаимодействия воздуха и воды будет зависеть не только от начального состояния жидкости  $\vartheta_1$ , но и от соотношения между количествами испаренной воды  $W$  и транзитной  $W_0$ , от нагрева воды в процессе взаимодействия, а также от величины  $\frac{W_0}{L}$  [уравнение (101')]; чем больше величина  $\frac{W_0}{L}$ , тем больше отклоняется значение  $J_2$  от линии  $J = \text{const}$  (при  $W_0 = 0$ ,  $J_2 - J_1 = \frac{W}{L}\vartheta_1$ ).

Кроме того, при некоторых значениях  $\vartheta_2$  и  $\vartheta_1$  разность  $d_2 - d_1$  [уравнение (102)] может быть меньше нуля, т. е. величина  $W$  может быть не только положительной (*испарение*), но и отрицательной (*конденсация*).

При испарении как воды, так и влаги из влажного материала и ничтожно малых величинах  $\frac{W_0}{L}$  температуры материала и воды быстро приближаются, как будет изложено в разделе „Динамика сушки“, к температуре мокрого термометра психрометра ( $t_m$ ) и в случае, если изменение состояния воздуха происходит по адиабате, остаются неизменными почти в течение всего периода испарения (при испарении влаги из материала только до определенной влажности материала).

Таким образом если не принимать во внимание процесс прогрева воды во время сушки до температуры  $\vartheta = \vartheta_2 = \vartheta_m$  (от  $\vartheta_1$ ) и считать  $\vartheta$  за начальную температуру, то согласно уравнению (86)  $1000 \frac{\Delta J}{\Delta d} = \vartheta$ .

Так как мы можем написать это уравнение для любого состояния  $J_2$  воздуха, т. е.

$$1000 \frac{J_2 - J_1}{d_2 - d_1} = 1000 \frac{J_2 - J_1}{d_2 - d_1} = \vartheta_m,$$

то изменение состояния воздуха в  $Jd$ -диаграмме в этом случае происходит *по прямой, соединяющей точку В* (начало процесса) и *точку С, соответствующую температуре мокрого термометра психрометра* (при  $\varphi = 100\%$ ).

Если величина  $\frac{W_0}{L}$  велика, то температура жидкости приближается к температуре мокрого термометра психрометра только при *достаточно большой поверхности теплообмена*, медленно проходя все промежуточные стадии между начальной температурой и температурой установившегося состояния. Однако и в этом случае изменение состояния воздуха происходит в  $Jd$ -диаграмме *по прямой, соединяющей*

точки состояния воздуха и точку на линии насыщения, соответствующей температуре воды  $C'$  в данный момент, т. е.

$$1000 \frac{\Delta J}{\Delta d} = \vartheta_{\text{воды}}.$$

Так как температура воды в процессе взаимодействия при больших  $\frac{W_0}{L}$  изменяется, направление линии также изменяется.

Для построения процесса взаимодействия воды с воздухом в  $Jd$ -диаграмме в общем случае рекомендуется применение следующего графического метода.

Перепад температур между водой и воздухом, соответствующий началу процесса, делится на некоторое число  $n$  (10—20 и т. д.) равных частей и затем на линии, соединяющей точку начального состояния воздуха ( $J_1 \cdot d_1$ ) с точкой, соответствующей начальной температуре воды ( $\vartheta_1$  или  $\vartheta_2$ ) на линии  $\varphi = 100\%$ , отмечается точка, соответствующая температуре воздуха

$$t' = t_1 - \frac{t_1 - \vartheta_{1(2)}}{n}$$

[( $t_1 - \vartheta_1$ ) при параллельном токе и ( $t_1 - \vartheta_2$ ) при противотоке], характеризующаяся координатами  $J'$ ,  $d'$ . Температура воды, соответствующая новому состоянию воздуха при  $J'$  и  $d'$ , определяется из уравнения теплового баланса (101). Заменяя  $W$  через  $L$  и  $d$ , по уравнению (84): для параллельного тока

$$\vartheta' = \frac{L(J_1 - J') + W_1 \vartheta_1}{W_1 + \frac{L}{1000}(d_1 - d')} \quad (102)$$

для противотока

$$\vartheta' = \frac{L(J' - J_1) + W_1 \vartheta_2}{W_1 + \frac{L}{1000}(d' - d_1)} \quad (102')$$

Здесь  $W_1$  — для параллельного тока полное количество поступающей воды, равное  $W_0 + W$  при испарении и  $W_0$  при конденсации; для противотока  $W_1$  —

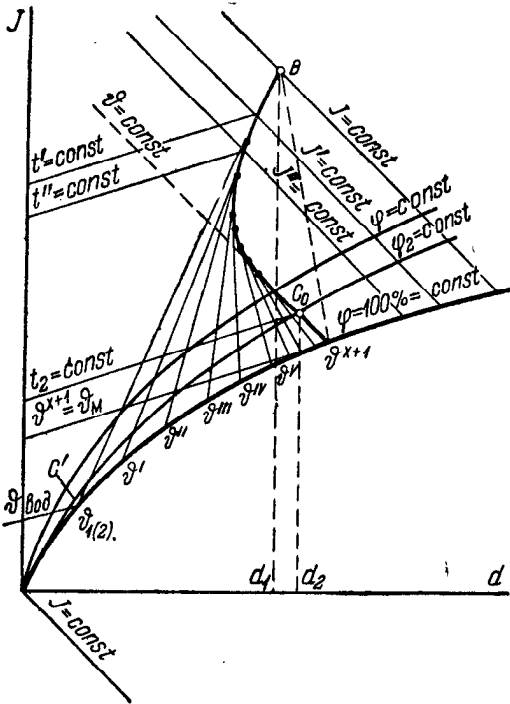
полное количество уходящей воды, равное  $W_0 + W$  при конденсации и  $W_0$  при испарении.

Соединяя точку  $J'$ ,  $d'$  с точкой  $\vartheta'$  на линии насыщения и найдя на полученной линии точку, соответствующую температуре воздуха  $t'' = t' - \frac{t' - \vartheta'}{n}$  с координатами  $J''$ ,  $d''$ , будем иметь вторую точку изменения состояния воздуха, для которой из уравнения теплового баланса найдем температуру воды равной: для параллельного тока

$$\vartheta'' = \frac{L(J' - J'') + \left(W_1 + L \frac{d_1 - d'}{1000}\right) \vartheta'}{W_1 + L \frac{d_1 - d''}{1000}} \quad (103)$$

для противотока

$$\vartheta'' = \frac{L(J'' - J') + \left(W_1 + L \frac{d' - d_1}{1000}\right) \vartheta'}{W_1 + L \frac{d'' - d_1}{1000}} \quad (103')$$



Фиг. 19.

Аналогичным образом построение продолжается и дальше, для чего соединяются точки  $t^n (J^n, d^n)$  и  $\vartheta^n$ ,  $t^{n+1} (J^{n+1}, d^{n+1})$  и  $\vartheta^{n+1}$ , ...,  $t^x (J^x, d^x)$  и  $\vartheta^x$ , на полученных линиях находятся точки с температурой  $t^{x+1} = t^x - \frac{t^x - \vartheta^x}{n}$  и соответствующие им координаты  $J^{x+1}$ ,  $d^{x+1}$ , и наконец, определяется температура воды по формулам (103) и (103')

для параллельного тока

$$\vartheta^{x+1} = \frac{L(J^x - J^{x+1}) + \left(W_1 + L \frac{d_1 - d^x}{1000}\right) \vartheta^x}{W_1 + L \frac{d_1 - d^{x+1}}{1000}} \quad (103')$$

и для противотока

$$\vartheta^{x+1} = \frac{L(J^{x+1} - J^x) + \left(W_1 + L \frac{d^x - d_1}{1000}\right) \vartheta^x}{W_1 + L \frac{d^{x+1} - d_1}{1000}}. \quad (103'')$$

Так как при большой величине  $n$  и больших значениях величины  $\frac{W_0}{W}$  отношения

$$\frac{W_1 + L \frac{d_1 - d^x}{1000}}{W_1 + L \frac{d_1 - d^{x+1}}{1000}}$$

близки к единице, можно с достаточной точностью пользоваться упрощенными формулами:

для параллельного тока

$$\vartheta^{x+1} = \vartheta^x + \frac{L(J^x - J^{x+1})}{W_1 + L \frac{d_1 - d^{x+1}}{1000}} \quad (104)$$

и для противотока

$$\vartheta^{x+1} = \vartheta^x + \frac{L(J^{x+1} - J^x)}{W_1 + L \frac{d^{x+1} - d_1}{1000}},$$

причем для первого участка ( $x = 0$ ) можно принять для параллельного тока

$$\vartheta' = \vartheta_1 + \frac{L(J_1 - J')}{W_1} \quad (104')$$

и для противотока

$$\vartheta' = \vartheta_2 + \frac{L(J' - J_1)}{W_1}. \quad (104'')$$

Изменение направления линии, характеризующей процесс в  $Jd$ -диаграмме, будет продолжаться до тех пор, пока температура воды не сделается равной температуре мокрого термометра, определяемой по линии  $\vartheta = \text{const}$  в  $Jd$ -диаграмме (см. раздел „Динамика сушки“, стр. 128). В дальнейшем изменение состояния воздуха вплоть до  $\varphi = 100\%$  будет проходить по линии  $\vartheta = \text{const}$ , температура же воды будет оставаться постоянной.

Для того чтобы получить необходимый объем установки или необходимую поверхность соприкосновения жидкости с воздухом, при заданных конечных параметрах воздуха (точка  $C_0$ ) (аналогично расчету сушилки)  $\varphi_2$ ,  $d_2$  находят характеризующую интенсивность процесса среднюю разность температур между водой и воздухом  $(t - \vartheta)_{cp}$ .

Зная среднюю разность температур, необходимую поверхность или объем определяют по уравнениям

$$F = \frac{Q}{\alpha_F (t - \vartheta)_{cp}} \quad \text{или} \quad V = \frac{Q}{\alpha_V (t - \vartheta)_{cp}},$$

где  $Q = L \cdot c_{см} (t_1 - t_2)$  — количество отданного воздухом видимого тепла (без учета тепла конденсации или испарения).

Коэффициенты  $\alpha_F$  и  $\alpha_V$  подсчитываются по формулам (34), (35), (36), (37).

Полное количество отданного воздухом тепла  $L (J_1 - J_2)$  может быть больше или меньше величины  $Q$  в зависимости от количества испаренной или сконденсированной в процессе влаги.

Необходимым условием для испарения является превышение влагосодержания воздуха, насыщенного при температуре воды, над наличным влагосодержанием воздуха. Конденсация имеет место, напротив, при превышении наличного влагосодержания над влагосодержанием, соответствующим температуре воды, независимо от относительного насыщения воздуха, что видно из описанного выше метода построения процесса взаимодействия в  $Jd$ -диаграмме. Таким образом конденсация влаги из воздуха может происходить и при  $\varphi < 100\%$ , что имеет большое практическое значение.

В зависимости от начальных и конечных температур воздуха и воды процесс может идти частично с испарением, частично с конденсацией влаги из воздуха. Конечный эффект процесса определяется в этом случае только разностью влагосодержаний воздуха до и после процесса.

Полное количество тепла, отданное воздухом, может быть представлено в виде суммы

$$L (J_1 - J_2) = Q + Q_{исп},$$

где

$$Q_{исп} \approx W \cdot r,$$

причем  $Q$  и  $Q_{исп}$  могут быть как положительными, так и отрицательными в зависимости от знака

$$(t_1 - t_2) \text{ и } (d_1 - d_2).$$

Так как

$$L (J_1 - J_2) = W_0 (\vartheta_2 - \vartheta_1) - W \cdot \vartheta_1,$$

$$Q \approx W_0 (\vartheta_2 - \vartheta_1) - W \cdot \vartheta_1 - W \cdot r,$$

откуда

$$\frac{Q}{Q_{исп}} = \frac{W_0 (\vartheta_2 - \vartheta_1)}{W \cdot r} - \frac{\vartheta_1}{r} - 1 = -\frac{1}{r} \left[ \frac{W_0}{W} (\vartheta_2 - \vartheta_1) - \vartheta_1 \right] - 1, \quad (105)$$

или по уравнению (102)

$$\frac{Q}{Q_{исп}} = - \left( \frac{1000}{r} \frac{\Delta J}{\Delta d} + 1 \right). \quad (106)$$

Приближенное уравнение (106) позволяет определить отношение переданного видимого тепла к переданному скрытому теплу по величине  $\frac{\Delta J}{\Delta d}$ .

В заключение отметим, что описанный метод графического расчета процесса взаимодействия между водой и воздухом применим лишь в тех случаях, когда вода распределяется настолько тонкими слоями (каплями), что температуру воды в слое можно считать равной температуре на поверхности, и когда тепло передается воде от воздуха только через поверхность воды, а не через смачиваемые водой сухие поверхности. Первое условие в обычных в практике аппаратах чаще всего выполняется; однако второе условие может не иметь места (например, в аппаратах с насадками, когда не вся поверхность насадки смачивается водой).

## 6. СУШКА ДЫМОВЫМИ ГАЗАМИ И $Jd$ -ДИАГРАММА

При сушке дымовыми газами от отдельной топки или отходящими газами котельной или любой иной тепловой установки можно также пользоваться с достаточной технической точностью  $Jd$ -диаграммой для воздуха.

На диаграмме фиг. 5 мы уже показали пределы расхождения теплосодержаний смеси дымовых газов и воздуха при одинаковых  $t$ , подтверждающие возможность нахождения теплосодержания дымовых газов  $J_1$  по  $Jd$ -диаграмме в точке пе-

пересечения изотермы  $t = \text{const}$  и линии  $d = \text{const}$  вместо сложного подсчета по формуле (72). Кроме того, и сам процесс сушки независимо от состава газов в теоретической сушилке протекает по линии  $J = \text{const}$ , направление которой определено углом разветвления  $Jd$ -диаграммы.

Процесс подогрева сушильного агента при сушке дымовыми газами отсутствует, но зато есть процесс сгорания, в результате которого благодаря содержанию влаги в топливе, а также образованию добавочной влаги при сгорании водорода топлива получается смесь с влагосодержанием, значительно более высоким (в зависимости от избытка воздуха), чем влагосодержание наружного воздуха, догретого до той же температуры, как и смесь, и с достаточным теплосодержанием, необходимым для процесса сушки.

Если на  $Jd$ -диаграмме для воздуха (фиг. 20) точка  $A$  определяет состояние наружного воздуха, поступающего в топку и камеру смешения, точка  $B_1$  есть пересечение ординаты, соответствующей значению  $d_1$ , подсчитанному по уравнениям (66), (67), и линии  $t_1$ , заданной для данного процесса, точка  $C_0$  есть пересечение линии  $J = \text{const}$  с линией заданной температуры или насыщения в конце процесса сушки, то расход сухих дымовых газов для теоретической сушилки будет

$$l = \frac{1000}{d_2 - d_1} = \frac{1000}{M_a \cdot D_0 C_0} \text{ кг/кг влаги,}$$

а расход тепла в общей форме выразится

$$q = lJ_1 - l_0J_0,$$

где  $J_1$  и  $J_0$  — соответствующие теплосодержания сухих дымовых газов при входе в сушилку и воздуха при входе в топку или камеру смешения, а  $l$  и  $l_0$  — расход сухих газов и наружного воздуха, отнесенный на 1 кг испаренной влаги.

Весовые количества  $l$  и  $l_0$  мало отличаются друг от друга, особенно при больших  $\alpha$ , с которыми приходится иметь дело при сушке. Прирост или уменьшение веса сухих газов против веса сухого воздуха, идущего на сгорание и смешение на 1 кг топлива, будет

$$G_{\text{с.г.}} - \alpha L_0 = 1 + \alpha L_0 - \frac{9H^p + W^p + A^p}{100} - \alpha L_0 = 1 - \frac{9H^p + W^p + A^p}{100}.$$

Эта величина в зависимости от состава топлива колеблется в широких пределах, имея как максимум значение 20% от веса атмосферного воздуха.

Если пренебречь разницей весов  $l$  и  $l_0$ , то расход тепла на сушку по  $Jd$ -диаграмме для теоретической сушилки выразится:

$$q = l(J_1 - J_0) = m \cdot \frac{AB}{D_0 C_0} \text{ кал/кг влаги.}$$

Построение процесса действительной сушилки в зависимости от знака  $\Delta$  ( $<$  или  $>$ ) проводится уже рассмотренным порядком путем построения луча  $B_1C$  (фиг. 20) при  $\Delta < 0$ .

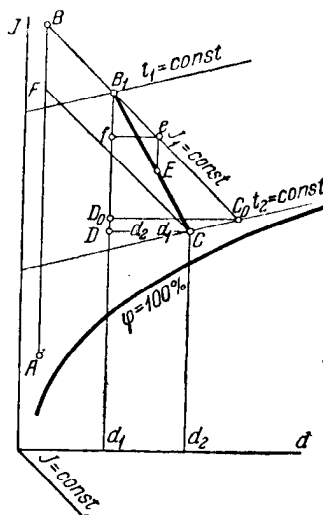
Расход сухих дымовых газов и полный расход тепла

$$l = \frac{1000}{M_a \cdot DC} \text{ кг/кг влаги}$$

и

$$q = m \frac{AF}{CD} + \sum q - \vartheta_1 = m \frac{AB}{DC} + q_0 \text{ кал/кг влаги.} \quad (107)$$

Зная характеристики, соответствующие точке  $B_1$  по влагосодержанию и температуре (в зависимости от  $\alpha$ ) как при смешении дымовых газов с воздухом, так и при отходящих газах, в  $Jd$ -диаграмме легко найти точку росы, как и для воз-



Фиг. 20.

духа (фиг. 11), проведя из  $B$ , соответствующей точке  $B_1$  фиг. 20, линию  $d = \text{const}$  до пересечения с  $\varphi = 100\%$  (точка  $C_p$ ). Изотерма, проходящая через точку  $C_p$ , дает искомую температуру точки росы.

Расход топлива <sup>1</sup> в топке сушилки при работе от отдельной топки равняется

$$B = \frac{l}{\sigma_{с.з}} \quad \text{или} \quad B = \frac{q}{\eta_T Q_p^p} \quad \text{кг/кг} \quad \text{влаги.}$$

Расход тепла топлива в топке, выраженный через рабочую теплотворную способность  $Q_n^p$ , будет

$$q'_{\text{топ}} = B \cdot Q_n^p \quad \text{кал/кг} \quad \text{влаги} \quad (108)$$

или выраженный через  $Q_p^p$  будет

$$q'_{\text{топ}} = B \cdot Q_p^p \quad \text{кал/кг} \quad \text{влаги.} \quad (108')$$

Значения  $q'_{\text{топ}}$  по формуле (108) всегда меньше значения  $q'_{\text{топ}}$  по формуле (108'), учитывающей теплосодержание пара, полученного при сгорании топлива.

С достаточной технической точностью для определения объема смеси на 1 кг сухих газов можно пользоваться табл. 15, составленной для воздуха.

$v_0$  для дымовых газов несколько отличаются от  $v_0$  для воздуха за счет иного значения газовой постоянной в уравнении (1).

Как видно было на фиг. 6а и 6б, сжигая различные топлива в отдельной топке и разбавляя газы воздухом до различных температур смеси, мы получаем различные значения  $d$ , повышающиеся при повышении температуры.

На  $Jd$ -диаграмме все точки, характеризующие состояние смеси дымовых газов и воздуха для определенного топлива, лежат на одной прямой  $AB$  (фиг. 21). При различных составах топлива меняется угол наклона луча  $AB$ , причем, чем ниже значение  $G_n$  [уравнение (64)] и выше  $G_{с.з}$ , тем ближе приближается луч  $AB$  к линии  $AF$  процесса подогрева воздуха в калорифере.

Если мы построим графически процессы в сушилках с постоянными (фиг. 21) характеристиками воздуха при входе в топку и камеру смешения (точка  $A$ ) и постоянными характеристиками отходящих газов (точка  $C$ ), но для различных составов топлива, то расход тепла в этом случае не будет определяться наклоном луча  $AC$  (фиг. 16), как при сушке воздухом; расход тепла будет расти с увеличением наклона луча  $AB'$  (так как  $q' = m \frac{AF}{CD}$ ;  $q'' = m \frac{AF'}{CD'}$  и т. д.), т. е. с увеличением величины  $G_n$  и уменьшением  $G_{с.з}$ .

Таким образом при сушке дымовыми газами расход тепла всегда выше, чем при сушке воздухом за счет увеличенного расхода газа. Это, однако, ни в коем случае не уменьшает преимуществ сушки дымовыми газами, поскольку расход топлива при сушке воздухом

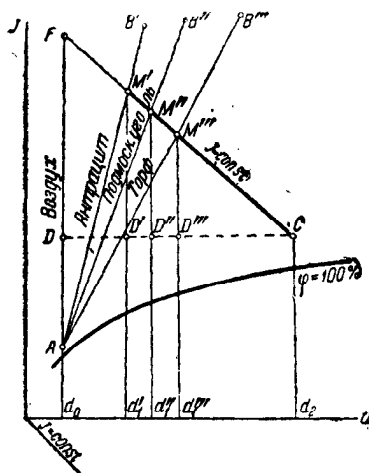
$$\frac{q}{\eta_{к} Q_n^p}$$

больше, чем расход топлива при сушке дымовыми газами

$$\frac{q}{\eta_T Q_p^p}$$

<sup>1</sup> Исходя из условий

$$q_{\text{топ}} = \frac{q}{\eta_T}$$



Фиг. 21.



## V. ВАРИАНТЫ НОРМАЛЬНОГО СУШИЛЬНОГО ПРОЦЕССА

### 1. СУШКА ВОЗДУХОМ

Рассмотренный выше сушильный процесс называется „нормальным“. Существуют различные варианты и комбинации этого процесса, которые рассматриваются далее.

а) Сушилка с подогревом в сушильной камере. В этом случае  $q_d$ , т. е. часть или все тепло, необходимое для сушки, сообщается в самой сушильной камере. Таким образом (фиг. 22) здесь мы имеем частный случай действительной сушилки, у которой  $q_d > 0$ . Так как мы видели, что в  $Jd$ -диаграмме при  $\sum b - \vartheta_1 = 0$ ,  $q_d = \frac{BF}{CD} m$  [фиг. 14 и 15, уравнение (99)], то мы можем прийти в ту же точку  $C$  при различных направлениях и значениях отрезков  $BF$ , т. е. при разных  $q_d$ . Таким образом мы можем осуществить, например, четыре равноценных (фиг. 22) по расходу тепла и воздуха процесса:  $ABC$ ,  $AB_1C$ ,  $AB'C$  и  $AC$  в зависимости от соотношения расходов тепла в калорифере  $q_k$  и сушильной камере  $q_d$ , причем при  $\sum q - \vartheta_1 = 0$  сумма  $q = q_k + q_d$  остается всегда постоянной. Отличительная особенность этих сушилок заключается в том, что расход воздуха и тепла на 1 кг испаренной влаги для них тот же, что и для сушилки без подогрева, при тех же конечных значениях  $t_2$  и  $\varphi_2$ , но при более низких значениях  $t_1$ , и что при этих сушилках можно достигнуть высоких насыщений и температур отходящего воздуха независимо от температуры  $t_1$  (при соответствующем внутреннем подогреве).

Например, для процесса  $ABC$  имеем:

$$q_k = m \frac{AB}{DC}; \quad q = m \frac{AB}{DC};$$

$$q_d = 0; \quad t_1^{\max} = 95^\circ \text{C}$$

(случай сушилки без подогрева в сушильной камере).

Для процесса  $AB'C$ :

$$q_k = m \frac{AB'}{DC}; \quad q = m \frac{AB}{DC};$$

$$q_d = m \frac{BB'}{DC}; \quad t_1^{\max} = 50^\circ \text{C}.$$

Для процесса  $AB_1C$ :

$$q_k = m \frac{AB_1}{CD}; \quad q = m \frac{AB}{DC};$$

$$q_d = m \frac{BB_1}{CD}; \quad t_1^{\max} = 35^\circ \text{C} = \text{const.}$$

Для процесса  $AC$ :

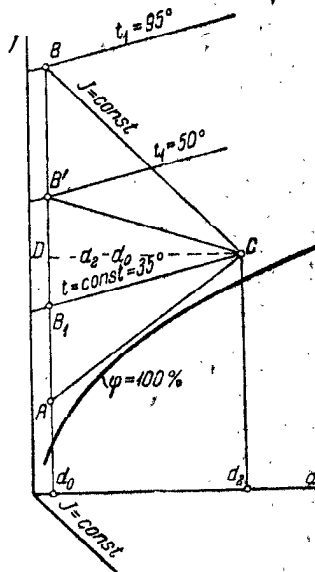
$$q_k = 0; \quad q = m \frac{AB}{DC};$$

$$q_d = m \frac{AB}{DC}; \quad t_1^{\max} = 35^\circ \text{C}$$

(процесс — с повышающейся температурой воздуха; случай сушки — только с подогревом в сушильной камере).

Понижение максимально допустимой температуры сушки, сопровождающее процесс с подогревом в камере, особенно ценно для материалов, не допускающих применения высоких температур.

Для нахождения по  $Jd$ -диаграмме расходов воздуха  $l$  и тепла  $q$  действительной сушилки, т. е. при  $\sum q - \vartheta \neq 0$ , достаточно определить их для процесса  $ABC$ ,



Фиг. 22.

учитывая лишь, что для всех четырех случаев величина  $\sum q - \vartheta_1$  будет различной ввиду различных средних температур в сушильной камере.

$$t_1^{\max} = 95, 50 \text{ и } 35^\circ \text{С.}$$

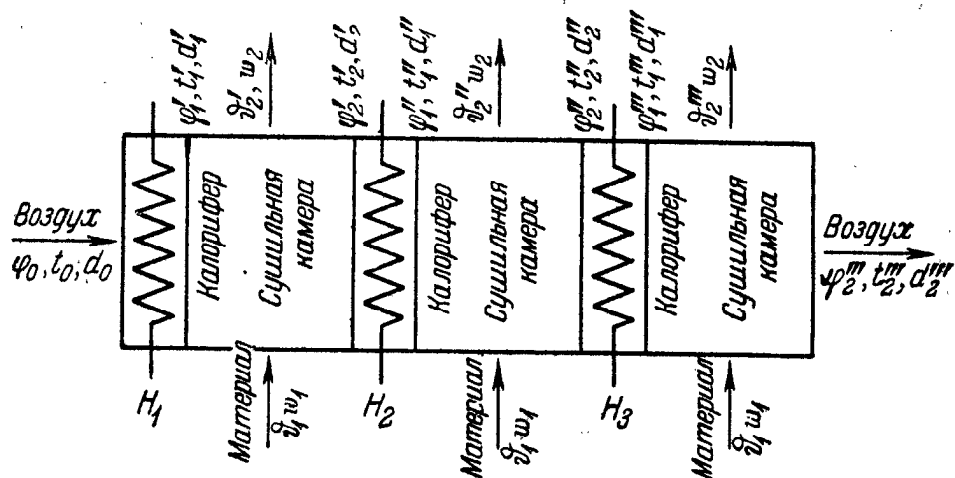
Для процесса  $ABC$  имеем

$$l = \frac{1000}{M_a DC} \text{ ккал/кг влаги.}$$

$$q = m \frac{AB}{DC} + \sum q - \vartheta_1 \text{ ккал/кг влаги.}$$

Построение действительного процесса такой сушилки при заданных точках  $A$  и  $C$  производится следующим образом:

Из точки  $C$  проводят линию  $J = \text{const}$ , а из точки  $A$  — линию  $d = \text{const}$  до пересечения их в точке  $B$ . Из точки  $C$  проводят прямую  $CB_1$  таким образом, чтобы температура процесса подогрева воздуха была заключена в нужных, допустимых для данного материала пределах.



Фиг. 23.

Тогда

$$q_k = m \frac{AB_1}{CD}; \quad q_d = m \frac{BB_1}{CD} + \sum q - \vartheta_1 \text{ ккал/кг влаги.}$$

Очень часто бывает нужно установить распределение поверхности нагрева (т. е. распределение тепла) не только по максимальной температуре, но и в зависимости от конструктивного оформления сушилки, так как желаемая поверхность не всегда может быть размещена.

Необходимо отметить, что с точки зрения конструкции сушилки несомненно всегда удобнее, чтобы процесс протекал по линии  $AC$ , т. е. сосредоточивать весь подогрев в сушильной камере, что мы и имеем обычно в промышленных сушилках (трубчатые, тарельчатые и другие сушилки).

**б) Сушилка с промежуточным подогревом воздуха.** Эта сушилка состоит из нескольких зон, в каждой из которых воздух совершает основной рабочий процесс (нормальный сушильный процесс), подогреваясь на промежуточных поверхностях нагрева  $H_1, H_2$  и  $H_3$  до нужных начальных температур  $t_1, t_1', t_1''$  (фиг. 23).

В сушилке этого типа так же, как и в сушилке с подогревом в сушильной камере, преследуется цель понижения максимальной температуры воздуха.

Процесс в такой теоретической сушилке изображается в  $Jd$ -диаграмме ломаной линией  $AB'C'B''C''B'''C$  (3 зоны). Процессы  $B'C', B''C'', B'''C$  протекают по линии  $J = \text{const}$  (фиг. 24), процессы подогрева — по линиям  $d = \text{const}$  ( $AB', C'B'', C''B'''$ ). Экономичность всего процесса равна экономичности процесса  $ABC$ , так как  $q$  и в этом случае равно  $q = m \frac{AB}{DC}$  ккал/кг влаги. Однако максимальная температура воздуха для этого процесса будет равна  $t_1'$  вместо  $t$  при процессе  $ABC$ .

Расчетный для всей сушилки расход воздуха  $l = \frac{1000}{M_a \cdot DC}$  кг/кг влаги одина-

ков и для всех ступеней (зон) сушилки.

Ход процесса сушки, т. е. промежуточные температуры и степени насыщения воздуха, может быть выбран произвольно, по заданию или в связи с конструкцией сушилки. Желательно, однако, при наличии данных опыта увязать выбор этих величин с динамикой сушильного процесса.<sup>1</sup>

Из фиг. 24 ясно, что  $d_0 = d'_1$ ;  $d'_2 = d''_1$  и  $d''_2 = d'''_1$ .

Общий расход тепла на всю сушилку равен  $q = l(J_2 - J_0)$ , где  $J_2$  — теплосодержание выходящего воздуха, а  $J_0$  — теплосодержание наружного воздуха. По  $Jd$  диаграмме имеем

$$q = m \frac{AB}{DC} =$$

$$= m \frac{AB'}{DC} + m \frac{C'B''}{DC} + m \frac{C''B'''}{CD} \text{ кал/кг влаги,}$$

где каждое из слагаемых определяет соответственно расходы тепла в первом и промежуточных калориферах  $H_1$ ,  $H_2$  и  $H_3$ , давая необходимые величины для расчета их поверхностей нагрева.

Для построения действительного процесса исходят из процесса теоретической сушилки, работающей в тех же пределах рабочего процесса. Например, на фиг. 25 приведено построение в  $Jd$ -диаграмме процесса действительной сушилки при  $\Delta < 0$  и  $t_2 = \text{const}$ . Заданными являются конечные точки процесса  $C'$ ,  $C''$  и  $C$ .

От каждой точки  $C$  откладывают вверх соответствующие отрезки  $\frac{\Delta_1}{l}$ ,  $\frac{\Delta_2}{l}$ ,  $\frac{\Delta_3}{l}$  в масштабе теплосодержания, где  $\Delta_1$ ,  $\Delta_2$  и  $\Delta_3$  отнесены к 1 кг влаги, испаренной во всей сушилке, например,  $\Delta_1 = q'_0 - \sum q' + \frac{W_1}{W} \vartheta_1$ , где  $\sum q'$  — сумма потерь первой зоны, отнесенная к 1 кг влаги, испаренной во всей сушилке, а  $l = \frac{1000}{M_a DC}$ ; из полученных точек  $C_0$ ,  $C'_0$

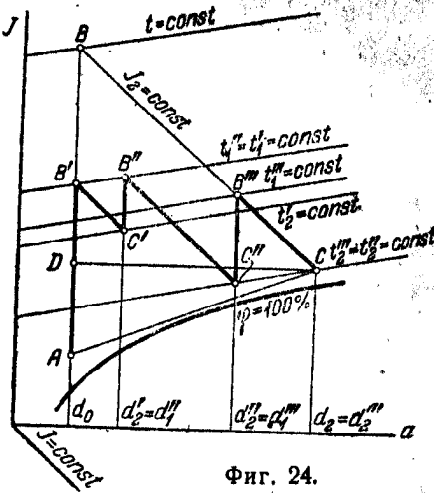
и  $C''_0$  проводят линии  $J = \text{const}$  до пересечения с соответствующими линиями  $d = \text{const}$  ( $AB'$ ,  $C'B''$ ,  $C''B'''$ ) и полученные точки  $B'$ ,  $B''$  и  $B'''$  соединяют прямыми с точками  $C'$ ,  $C''$  и  $C$ .

Процесс действительной сушилки будет тогда изображаться ломаной линией  $AB'C'B''C''B'''C$ .

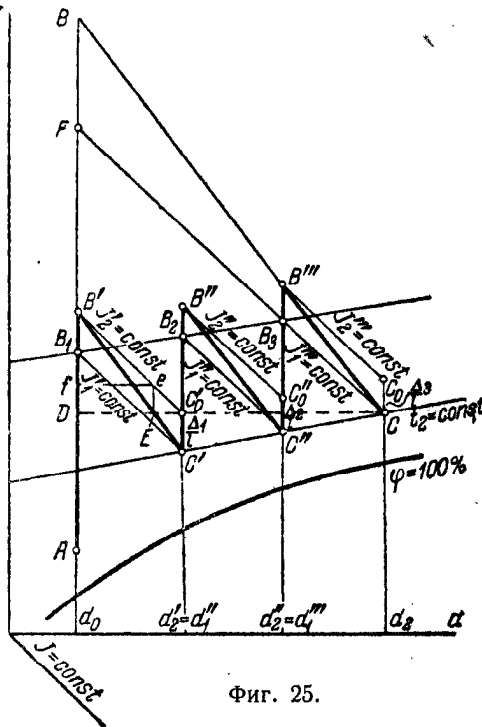
Расход тепла на каждый килограмм влаги, испаренной во всей сушилке, будет

$$q = m \frac{AF}{DC} + \sum q - \vartheta_1 \text{ кал/кг влаги,}$$

<sup>1</sup> Подробнее см. статью автора «Сушилки для полиграфических красок», Известия теп. ин-та, № 10 (33). Там же приведен расчет сушилки с промежуточным подогревом воздуха.



Фиг. 24.



Фиг. 25.

или

$$q = m \frac{AB}{DC} + q_0 \text{ кал/кг влаги,}$$

где  $\sum q$  — сумма потерь всей сушилки, отнесенная к 1 кг влаги, испаренной во всей сушилке.

Для промежуточной ступени расход тепла будет подсчитываться по уравнению

$$q'' = m \frac{C'B_2}{CD} + \sum q'' - \vartheta_1^* \frac{W_2}{W} \text{ кал/кг влаги,}$$

где  $q''$  — расход тепла во второй зоне на каждый килограмм испаренной во всей сушилке влаги;

$\sum q''$  — сумма потерь во второй зоне, отнесенная к килограмму влаги, испаренной во всей сушилке;

$\vartheta_1^*$  — температура материала при входе в зону;

$W_2$  — количество влаги, испаренной во второй зоне;

$W$  — количество влаги, испаренной во всей сушилке.

Если заданными являются точки  $B'$ ,  $B''$  и  $B'''$ , — характеристики воздуха при входе в зоны, и необходимо установить наклон линии  $B'C'B''C''B'''C'''$  действительных процессов, проводят из точки  $B$  линию (например, для первой зоны)  $J = \text{const}$ , и из любой точки ее  $e$  откладываются вниз или вверх (1 зона) ( $\Delta \leq 0$ ) отрезок  $Ee = ef \frac{\Delta_1}{m} \frac{W}{W_1}$ ; через точку  $E$  проводят луч  $B'C'$  до пересечения с заданной линией  $t_2 = \text{const}$ . Процесс действительной сушилки изобразится линией  $AB'C'B''C''B'''C'''$ . Это же построение луча  $B'C'$  и т. д. может быть сделано и иным способом. Поскольку через каждую зону проходит весь воздух, можно отнести потери зоны к этому количеству воздуха и к количеству влаги, испаренной в соответствующих зонах; тогда  $Ee = ef \frac{\Delta}{m}$ , где  $\Delta = \sum q' - \vartheta_1$  — потери тепла (1 зона) на 1 кг влаги, испаренной в соответствующей зоне, а  $m = \frac{M_d}{M_i}$ .

В том и другом случае лучи  $B'C'$ ,  $B''C''$ ,  $B'''C'''$  сохраняют одно и то же направление, по-разному лишь подсчитывается тот же отрезок  $Ee$ .

Рассматривая процессы по вариантам 1 и 2, мы видим, что при заданных  $\sum q$  и  $\vartheta$  расходы воздуха и тепла зависят только от взаимного расположения точек  $A$  и  $C$  и не зависят от протекания процесса между этими точками.

**в) Сушилка с возвратом отработанного воздуха.** На фиг. 26 представлена схема такой сушилки. По выходе из сушилки поток отработанного влажного воздуха с характеристиками  $t_2$ ,  $d_2$ ,  $\varphi_2$  и  $J_2$  разветвляется, часть выпускается в атмосферу, а другая — идет снова к вентилятору. Вместо выброшенного отработанного воздуха подается дополнительно такое же количество воздуха с характеристиками  $t_0$ ,  $d_0$ ,  $J_0$ ,  $\varphi_0$ . Свежий воздух смешивается с отработанным, и полученная смесь с характеристиками  $J_c$ ,  $t_c$ ,  $d_c$  и  $\varphi_c$  нагревается до температуры  $t_1^{\circ} C$ , проходит через калорифер и поступает в сушильную камеру. По выходе из сушильной камеры поток смеси снова разветвляется и т. д.

Для расчета и построения в  $Jd$ -диаграмме процесса такой сушилки необходимо знать кроме  $t_0$ ,  $\varphi_0$ ,  $t_2$  и  $\varphi_2$  или  $t_0$ ,  $\varphi_0$ ,  $t_1$  и  $\varphi_2$  или  $t_2$  еще характеристику смеси, т. е.  $d_c$  и  $J_c$ .

Если на 1 кг абсолютно сухого наружного воздуха (точка  $A$  фиг. 27) добавляется  $n$  кг абсолютно сухого воздуха, содержащегося в отработанном (точка  $C$ ), то характеристика смеси будет

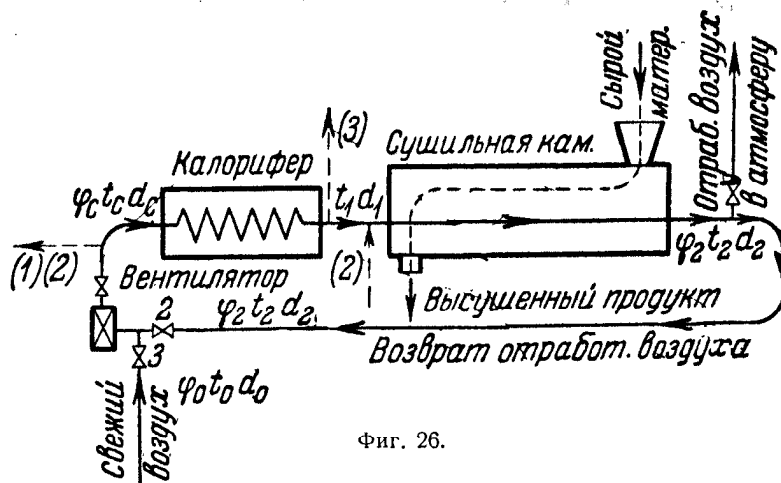
$$J_c = \frac{J_0 + nJ_2}{1 + n} \text{ кал/кг сухого воздуха}$$

и

$$d_c = \frac{d_0 + nd_2}{1 + n} \text{ г/кг сухого воздуха,}$$

или

$$J_c - J_0 = n(J_2 - J_0); \quad d_c - d_0 = n(d_2 - d_0).$$



Фиг. 26.

Разделив первое из этих уравнений на второе, получаем

$$\frac{J_c - J_0}{d_c - d_0} = \frac{J_1 - J_c}{d_1 - d_c},$$

т. е. уравнение прямой линии, проходящей через точки А и С.

Отсюда мы получаем, что геометрическое место точек, представляющих состояние смеси  $n$  кг сухого воздуха в состоянии, которому соответствует точка С (фиг. 27) (т. е. отработанного), и 1 кг сухого воздуха в состоянии, которому соответствует точка А (т. е. свежего), есть в  $jd$ -диаграмме прямая АС, на которой состояние смеси представляется точкой М, делящей ее прямую на части в отношении

$$\frac{AM}{MC} = \frac{DD_2}{D_2C} = \frac{d_c - d_0}{d_2 - d_c} = n$$

или

$$\frac{AC}{MC} = \frac{DC}{D_2C} = \frac{d_2 - d_0}{d_2 - d_c} = n + 1.$$

В  $jd$ -диаграмме процесс такой теоретической сушки изображается линией  $AMB_1C$ , которая легко строится по заданным точкам А, С и М или А, С и  $B_1$  (для которой достаточно знать только температуру  $t_1$ ). В последнем случае состояние смеси определяется пересечением линии  $d_c = \text{const}$ , проведенной из точки  $B_1$ , с линией АС, причем одновременно определяется и значение  $n$ .

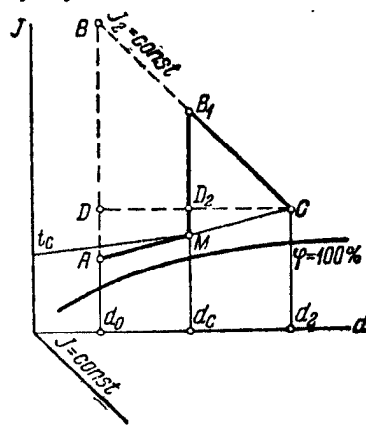
Расход добавочного (свежего) и отработанного воздуха для такой сушки будет

$$l = \frac{1000}{M_d DC} = \frac{1000}{d_2 - d_0} \text{ кал/кг влаги,}$$

т. е. всю влагу уносит из сушки только отработанный воздух, уходящий в атмосферу.

Расход циркулирующего воздуха, т. е. отработанного с подмесью свежего, будет равен

$$l_n = \frac{1000}{d_2 - d_c} = \frac{1000}{M_d D_2 C} \text{ кг/кг влаги,}$$



Фиг. 27.

причем, так как

$$\frac{AC}{MC} = \frac{DC}{D_1C} = n + 1; \quad l_n = l(n + 1).$$

Расход тепла равен

$$q = l(J_2 - J_0) = m \frac{AB}{DC} \text{ кал/кг влаги.}$$

Как видно из этих формул, возврат отработанного воздуха значительно *увеличивает количество циркулирующего воздуха*, а следовательно, и расход энергии на вентилятор; понижение температуры процесса  $t_1$  (точка  $B_1$ ) по сравнению с процессом  $ABC$  (причем тем значительнее, чем больше отношение  $n$ ) при неизменном положении точек  $A$  и  $C$ , т. е. неизменном  $q$ , иногда более выгодно осуществляется в сушилках, работающих по вариантам а и б.

Широкое распространение таких сушилок объясняется:

- 1) удобством пользования ими для материалов, допускающих сушку лишь во влажном воздухе (с большим влагосодержанием, чем воздух при выходе из калориферов, при нормальной сушилке, фиг. 7), так как возврат отработанного воздуха позволяет получить любые насыщения воздуха при входе в сушилку;
- 2) возможностью получения минимального перепада температур в точках  $B_1$  и  $C$ , что влияет на качественную сторону процесса сушки;
- 3) возможностью получения любых скоростей воздуха внутри сушилки (циркуляционная скорость) при той же экономичности и том же количестве выбрасываемого в атмосферу воздуха;
- 4) возможностью очень тонкой и гибкой регулировки влажности воздуха в сушильной камере.

Если по конструктивным соображениям приходится свежий воздух добавлять в систему перед вентилятором, а выброс производить до калорифера [пунктир (1) на фиг. 26], то построение в  $Id$ -диаграмме будет то же, что и на фиг. 27, так как свежий воздух смешается с отработанным и с характеристикой, соответствующей точке  $M$ , будет подогрет до состояния  $B_1$ . В этом случае и расход тепла останется тот же, т. е.

$$q = m \frac{AB}{CD} \text{ кал/кг влаги.}$$

Изменится (увеличится) лишь количество выброшенного воздуха, которое теперь будет равно

$$l = \frac{1000}{M_d \cdot DD_2} \text{ кг/кг влаги.}$$

Количество циркулирующего воздуха через сушилку останется без изменения

$$l_n = \frac{1000}{d_2 - d_c} = \frac{1000}{M_d \cdot D_2C} \text{ кг/кг влаги.}$$

Изменится кратность циркуляции, так как:

$$\frac{DC}{D_1C} = \frac{DD_2 + D_2C}{D_1C} = n + 1,$$

то

$$l_n = l \cdot n.$$

Вентилятор будет больше нагружен, так как количество воздуха, проходящего через него, будет

$$l_s = l + l_n.$$

Таким образом эта схема *невыгодна по расходу энергии*.

При присосе свежего воздуха после калорифера и при выбросе отработанного воздуха за сушилкой (пунктир 2, фиг. 26) необходимо *значительно повысить температуры за калорифером*, что невыгодно в смысле увеличения поверхности нагрева.

Подогрев отработанного воздуха (точка С) будет идти по линии, параллельной АВ, смешение нагретого воздуха с отработанным даст точку В<sub>1</sub> заданного режима и процесс в сушилке В<sub>1</sub>С сохранится по заданию.

Расход тепла и количество отработанного и циркулирующего воздуха останутся такими же, как в сушилке, работающей по процессу АМВ<sub>1</sub>С, так как

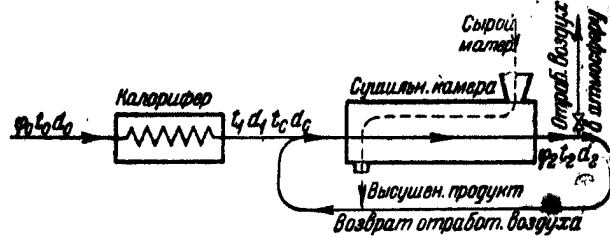
$$q = m \frac{AB}{CD} \text{ кал/кг,}$$

$$l = \frac{1000}{M_d \cdot CD} \text{ кг/кг}$$

$$\text{и } l_n = \frac{1000}{M_d \cdot CD_2} \text{ кг/кг.}$$

Не изменится также и  $l_0$  — нагрузка вентилятора.

При подаче свежего воздуха перед вентилятором (фиг. 26) и при выбросе (з) отработанного воздуха за калорифером построение процесса в  $Jd$ -диаграмме останется тем же, однако изменится количество выбрасываемого воздуха. В этом случае это количество будет



Фиг. 28.

расход тепла увеличится и будет

$$l = \frac{1000}{M_d \cdot DD_2},$$

$$q = m \frac{AB}{DD_2}.$$

Количество циркулирующего воздуха останется без изменения:

$$l_n = \frac{1000}{d_2 - d_c} = \frac{1000}{M_d \cdot D_2 C} \text{ кг/кг влаги.}$$

Изменится кратность циркуляции, так как

$$\frac{DC}{D_2 C} = \frac{DD_2 + D_2 C}{D_2 C} = n + 1,$$

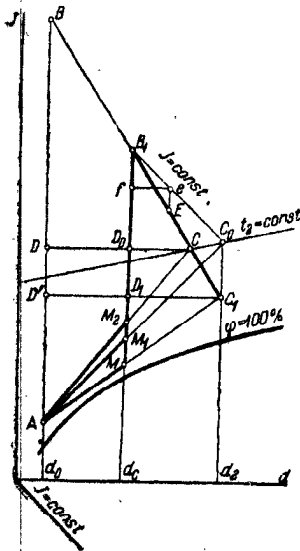
то

$$l_n = l \cdot n.$$

Производительность вентилятора увеличится, так как

$$l_0 = l_n + l.$$

Нередко сушилки, работающие с возвратом отработанного воздуха, строятся по схеме фиг. 28, где только свежий воздух подогревается в калорифере [см., например, инжекционные сушилки Carrier'a (фиг. 214) и др.] за счет инъекции, а иногда и теплового побуждения столба горячего воздуха. Смешение подогретого воздуха с возвратным происходит перед сушилкой. Количество выбрасываемого отработанного воздуха в этом случае равно количеству свежего воздуха.



Фиг. 29.

Построение этого процесса в  $Jd$ -диаграмме то же, что и при подаче воздуха за калорифером по схеме фиг. 26 (2).

Подогрев воздуха будет происходить при процессе в сушилке В<sub>1</sub>С до температуры точки В (фиг. 27); значительно уменьшается при этом варианте количество перекачиваемого вентилятором воздуха, однако в случае сушилки с инжекторами появляется необходимость создания повышенного напора.

При построении в  $Jd$ -диаграмме процесса действительной сушилки поступают так же, как для варианта нормального сушильного процесса, т. е. направление луча В<sub>1</sub>С<sub>1</sub> (фиг. 29) определяется отрезком  $Ee = e f \frac{\Delta}{m}$  ( $\Delta < 0$ ). Таким образом вместо теоретического процесса АМ<sub>1</sub>В<sub>1</sub>С<sub>0</sub> мы получаем процесс действительной сушилки АМ<sub>2</sub>В<sub>1</sub>С, причем конечной точкой процесса В<sub>1</sub>С может быть или С<sub>1</sub> или С, в за-

висимости от того, задана ли линия  $t_2 = \text{const}$  или  $d_2 = \text{const}$ ; в первом случае  $n$  иное, чем у теоретической сушилки, во втором — то же самое.

Расход воздуха и тепла для действительной сушилки (точка  $C$ ) будет

$$l = \frac{1000}{M_d \cdot DC} \text{ кг/кг влаги}; q = m \frac{AB}{DC} + q_0 \text{ кал/кг влаги}$$

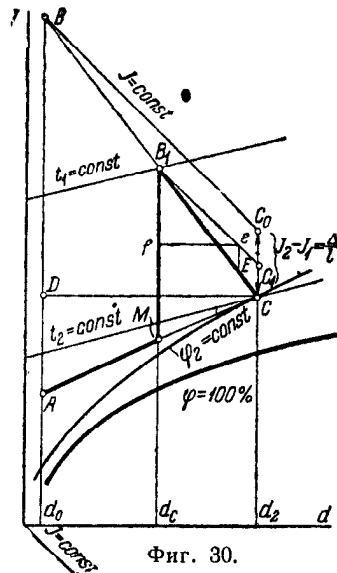
(точка  $C_1$ );  $l = \frac{1000}{M_d C_1 D'} \text{ кг/кг влаги}; q = m \frac{AB}{C_1 D'} + q_0 \text{ кал/кг влаги.}$

Количество циркулирующего воздуха соответственно выразится:

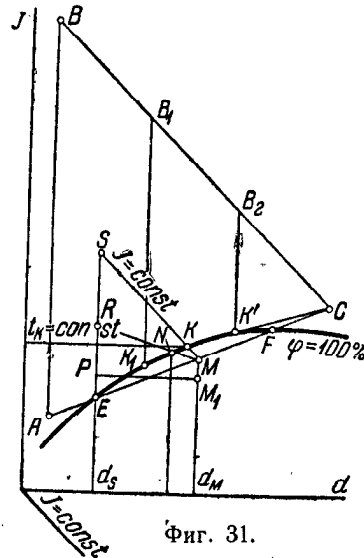
$$l_n = \frac{1000}{M_d \cdot CD_0} \text{ и } l_n = \frac{1000}{M_d \cdot C_1 D_1}.$$

Несколько иным будет построение в случае заданных значений  $t_2$  и  $\varphi_2$  (точка  $C$ ),  $t_1$ ,  $t_0$  и  $\varphi_0$  действительного процесса (фиг. 30) ( $n$  — искомая величина).

Так как отрезок  $ef$  не может быть определен ввиду отсутствия характеристики смеси, откладывают от заданной точки  $C$  в масштабе теплосодержания отрезок  $CC_0 = \frac{\Delta}{t}$  (вверх или вниз в зависимости от того,  $\Delta \leq 0$ ), где  $l$  — коли-



Фиг. 30.



Фиг. 31.

чество наружного воздуха:  $l = \frac{1000}{d_2 - d_0}$ ; через точку  $C_0$  проводят линию  $J = \text{const}$  до пересечения с линией  $d_0 = \text{const}$  (точка  $B$ ); из точки  $B$  проводят линию  $BC$ , пересечение которой с заданной изотермой  $t_1 = \text{const}$  дает точку  $B_1$  действительного процесса.

Таким образом процесс действительной сушилки представится линией  $AMB_1C$ . Из рассмотрения треугольников  $EB_1E$  и  $SVC_0$  (фиг. 30) мы видим, что действительно

$$Ee = ef \frac{\Delta}{m}, \text{ так как } \frac{Ee}{CC_0} = \frac{ef}{CD} \cdot \frac{eE}{ef} = \frac{\Delta M_d \cdot l}{t \cdot M_i \cdot 1000}.$$

Если прямая  $AC$ , соединяющая начальную и конечную точки процесса, пересекает линию  $\varphi = 100\%$ , то это означает, что при смешении происходит конденсация водяных паров, и все нереальные точки  $M$ , лежащие в области ниже  $\varphi = 100\%$ , после выделения излишней влаги перейдут на кривую  $\varphi = 100\%$ , и таким образом уже геометрическим местом точек будет линия  $AENFC$ , составленная из части прямой  $AC$  и кривой  $\varphi = 100\%$  (фиг. 31).

Если рассматривать случай законченного смешения (температура всех частей смеси одинакова), то можно написать, что теплосодержание в точке смешения  $J_N$



меньше  $J_M$  только на величину *теплоты жидкости выпавшей влаги* (за счет скрытой теплоты конденсации температура смеси точки  $N$  выше температуры точки  $M$ ); следовательно, линия  $MN$  должна лежать ниже линии  $J = \text{const}$ . Наклон этой линии  $MN$  определяется обычным путем, как для действительной сушилки с потерей тепла. Для этого по  $Jd$ -диаграмме через точку  $M$  проведем линию  $J = \text{const}$ , которая пересечет линию  $\varphi = 100\%$  в точке  $K$ , которой будет соответствовать температура  $t_K$ .

Так как  $t_K$  очень близка к  $t_N$  и  $d_M$  мало отличается от  $d_N$ , можно без большой ошибки принять

$$t_K = t_N,$$

тогда

$$\frac{J_M - J_N}{d_M - d_N} = t_K.$$

Поэтому для любой точки  $R$  на линии  $MR$  имеем

$$\frac{J_M - J_R}{d_M - d_S} = t_K,$$

следовательно,

$$\frac{RS}{PM_1} = m,$$

где  $m$  — отношение вертикального и горизонтального масштаба в  $Jd$ -диаграмме.

Таким образом наклон линии  $MN$  находится следующим построением. Через точку  $M$  проводят линию  $J = \text{const}$  и на ней берут произвольную точку  $S$ ; измерив отрезок  $PM_1$ , откладываясь вниз от точки  $S$  отрезок

$$SR = PM_1 \frac{t_K}{m}.$$

Через полученную точку  $R$  проводят линию  $RN$ , пересечение которой с линией  $\varphi = 100\%$  дает искомую точку  $N$ , соответствующую параметрам смеси фиктивной точки  $M$ .

Если возьмем в случае конденсации при смешении несколько различных процессов с неизменными точками  $A$  и  $C$ , но с переменным значением  $n$  (например,  $AEK_1B_1C$  и  $AEK_2B_2C$ ), то расходы тепла для этих процессов будут различны в зависимости от наклона линии  $KC$  и все меньше, чем для процесса  $ABC$  (за исключением точек, лежащих на прямой  $AE$  и  $FC$ , для которых эти расходы остаются неизменными).

При увеличении  $n$  расход тепла будет уменьшаться, достигая своего минимума в точке  $K'$ , для которой линия  $K'C$  является касательной из точки  $C$  к линии  $\varphi = 100\%$ ; при дальнейшем увеличении  $n$  расход тепла повышается, достигая максимального значения, постоянного для всех точек на линии  $FC$ . Уменьшение расхода тепла получается за счет выделения скрытой теплоты парообразования конденсированной влаги.

Таким образом *если не поставлены специальные условия режима сушки, то путем конденсации можно несколько уменьшить расходы тепла.*

**г) Сушилка с возвратом отработанного воздуха и подогревом в сушильной камере.** Сушилка этого типа отличается от нормальной сушилки с возвратом отработанного воздуха тем, что в сушильной камере имеется дополнительный источник тепла в виде калорифера (иногда же основной калорифер отсутствует, и весь нагрев происходит только в самой камере).

Построение процесса такой сушилки в  $Jd$ -диаграмме приведено на фиг. 32. Без подогрева процесс представится линией  $AMB_1C$ , с подогревом линией  $AMNC$ .

Расход воздуха будет

$$l = \frac{1000}{d_2 - d_0} = \frac{1000}{M_d \cdot DC} \text{ кг/кг влаги;}$$

количество циркулирующего воздуха будет

$$l_n = \frac{1000}{M_d \cdot CN'} \text{ кг/кг влаги};$$

расход тепла составит

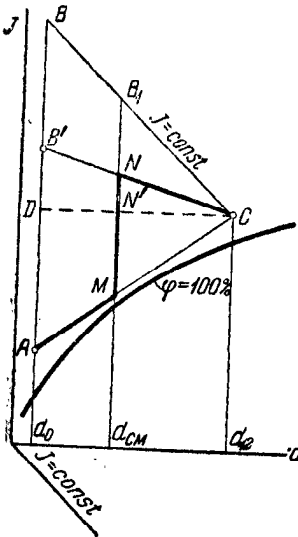
$$q = m \frac{AB}{DC}; \quad q_0 = m \frac{B'B}{DC}; \quad q_k = m \frac{AB'}{CD} \text{ кал/кг влаги.}$$

Применение дополнительного нагрева со смешением позволяет использовать все выгоды обоих вариантов. Как видно из фиг. 32, допускаемую температуру сушки можно снизить больше, чем это возможно при сушилках, работающих только с подогревом или только с возвратом воздуха, при сохранении той же экономичности процесса.

В этих сушилках можно достигнуть при специальных требованиях режима сушки малых перепадов температур в областях высоких насыщений (иногда даже процесс при  $t = \text{const}$ ) при той же экономичности процесса, т. е. при неизменном положении точек А и С.

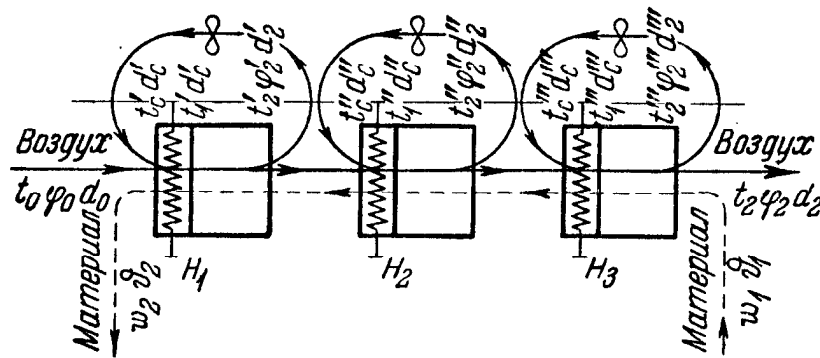
Если весь подогрев осуществляется только в сушильной камере (отсутствует калорифер), то такой процесс в  $Jd$ -диаграмме изобразится линией АМС.

Построение процесса действительной сушки производится тем же порядком, как и для исходных вариантов.



Фиг. 32.

**д) Сушилка с промежуточным подогревом и возвратом отработанного воздуха в каждой зоне.** Схема такой сушилки представлена на фиг. 33. Отработанный воздух первой зоны разветвляется на две части. Одна идет снова к вентилятору, смешивается со свежим воздухом, проходит через калорифер и снова поступает к материалу, а другая часть идет к следующей зоне, где, смешавшись с отработанным воздухом этой зоны, поступает к калориферу и затем в сушильную камеру и т. д. В последней зоне часть отработанного воздуха



Фиг. 33.

выбрасывается в атмосферу, причем количество сухого воздуха этой части равно весу свежего сухого воздуха, поступающего в сушилку, и весу отработанного (сухого) воздуха, переходящего из зоны в зону.

Сушильный материал движется по сушилке или в одном направлении с воздухом, переходящим из зоны в зону, или в обратном (параллельный ток или противоток).

Состояние воздуха в характерных основных сечениях нанесено на фиг. 33, где  $H_1$ ,  $H_2$  и  $H_3$  обозначают промежуточные поверхности нагрева.

В  $Jd$ -диаграмме процесс такой теоретической сушилки в зависимости от распределения всего процесса сушки по зонам и от количества обратного (сухого) воздуха в каждой зоне (т. е. от величины  $n$ , которая может быть различной в каждой зоне) изображается ломаной линией  $AM_1B_1C_1M_2B_2C_2M_3B_3C$  (фиг. 34).

Расход сухого воздуха такой сушилки (отработанный, наружный, переходящий из зоны в зону) будет

$$l = \frac{1000}{M_a \cdot DC} \text{ кал/кг влаги.}^1$$

Расход воздуха, циркулирующего в каждой зоне, выразится

$$l_n = l(n + 1) \text{ кг/кг влаги.}^1$$

Суммарный расход тепла всей сушилки будет

$$q = m \frac{AB}{DC} \text{ кал/кг влаги.}^1$$

Расход тепла на 1 зону (например, вторую)

$$q'' = m \frac{C_1B''}{CD} \text{ кал/кг влаги.}^1$$

Если сравнивать такую сушилку с сушилкой, имеющей только промежуточный подогрев воздуха, то же количество зон и те же конечные точки процесса по зонам, то оказывается, что такая сушилка дает возможность понизить температуру воздуха  $t$  до желаемых пределов, сохраняя при этом экономичность процесса (процесс  $AB'C_1B''C_2B'''C$ , также построенный на фиг. 34). Расход энергии на вентиляторы, однако, при этом увеличивается за счет увеличения количества циркулирующего в каждой зоне воздуха.

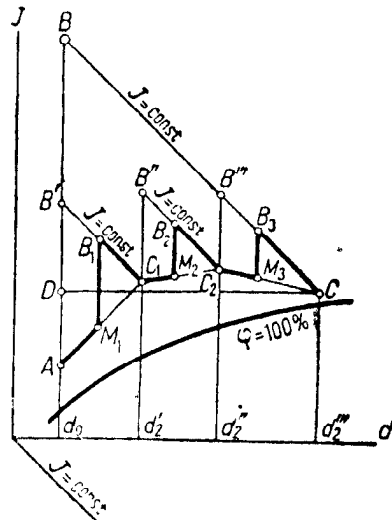
Сушилки, работающие по рассматриваемой схеме, представляют собой как бы последовательное соединение нескольких сушилок с возвратом отработанного воздуха.

Эти сушилки имеют в настоящий момент огромное распространение в промышленности, главным образом благодаря своей экономичности, возможности получения малых температурных перепадов по зонам ( $t_1 - t_2$ ), влияющих благоприятно на равномерность сушки материала, и возможности ускорения процессов сушки за счет увеличения скоростей обтекания материала воздухом.

Построение в  $Jd$ -диаграмме процесса действительной сушилки производится методами, рассмотренными ранее для каждой зоны, как сушилки с возвратом отработанного воздуха (фиг. 27), а для всей схемы в целом, как для сушилки с промежуточным подогревом воздуха (фиг. 24).

Обычно заданными для каждой зоны здесь являются  $t_1$ ,  $t_2$  и  $d_2$  или  $t_1$ ,  $d_2$  и  $n$ .

Построение в первом случае ведется следующим порядком (фиг. 35):  $t_1$  и  $t_2$  для упрощения во всех зонах взяты одинаковыми; намечается конечная точка процесса  $C$  или значение  $d_2''$  и конечное влагосодержание по зонам  $d_1'$ ,  $d_2''$ ,  $d_3''$  и т. д.; находится для каждой зоны (например, второй) точка  $C''$  и пересечение



Фиг. 34.

<sup>1</sup> На каждый кг влаги, испаряемой во всей сушилке.

изотермы  $t_2 = \text{const}$  с линией  $d_2'' = \text{const}$ . От этой точки вверх или вниз ( $\Delta \leq 0$ ) откладывается в масштабе теплосодержания отрезок

$$C''C_0'' = \frac{\Delta_2}{l}, \quad \text{где} \quad \Delta_2 = q_0'' + \frac{W_2}{W} \vartheta_1'' - \sum q''$$

для соответствующей зоны, а  $l$  — количество отработанного воздуха. Из точки  $C_0''$  проводят линию  $J = \text{const}$  до пересечения с линией  $d_2'' = \text{const}$  в точке  $B''$  и соединяют эту точку с  $C''$ . Пересечение линии  $B''C''$  с изотермой  $t_1 = \text{const}$  дает искомую точку действительного процесса  $B_2$ , которая одновременно определяет  $n$  для соответствующей зоны. Поступая таким образом для всех зон, получим процесс  $AM_1B_1C'M_2B_2C''M_3E_3C$ . Расход сухого воздуха для действительной сушки (отработанный, наружный и переходящий из зоны в зону) выразится

$$l = \frac{1000}{M_d \cdot DC} \text{ кг/кг влаги.}^1$$

Расход тепла всей сушилки будет

$$q = m \frac{AF}{CD} + \sum q - \vartheta_1 \text{ кал/кг влаги,}^1$$

или

$$q = m \frac{AB}{CD} + q_0 \text{ кал/кг влаги.}^1$$

Расход тепла для каждого калорифера (например, второй зоны)

$$q'' = m \frac{C'B''}{CD} + q_0'' \text{ кал/кг влаги,}^1$$

или, например, третьей зоны

$$q''' = m \frac{C''K}{CD} + \sum q''' - \frac{W_3}{W} \vartheta_1''' \text{ кал/кг влаги.}^1$$

Количество циркулирующего воздуха в каждой зоне будет

$$l_n = l(n+1) \text{ кг/кг влаги.}^1$$

Если заданы  $t_0$ ,  $\varphi_0$ ,  $n$ ,  $t_1$  и  $d_2$ , то при построении процессов действительной сушки в  $Jd$ -диаграмме (фиг. 35) поступают несколько иначе.

По  $d_2$  и  $n$  находят  $d_0$  для каждой зоны, пересечение линии  $d_0 = \text{const}$  с линией заданной температуры  $t_1$  определяет точку  $E$  (например, третья зона) или  $B_1$  и  $B_2$  (первая и вторая зоны); от точки  $E$  откладывается вверх или вниз ( $\Delta \leq 0$ ) отрезок  $Ee = \frac{\Delta \cdot n}{l(n+1)}$  в масштабе теплосодержания; через точку  $e$  проводят линию  $J = \text{const}$  до пересечения с прямой  $d_2'' = \text{const}$ ; соединяя точки  $B'''$  и  $E$  и продолжая линию  $B'''E$  до пересечения с  $d_2''$ , получаем точку  $C$  действительного процесса.

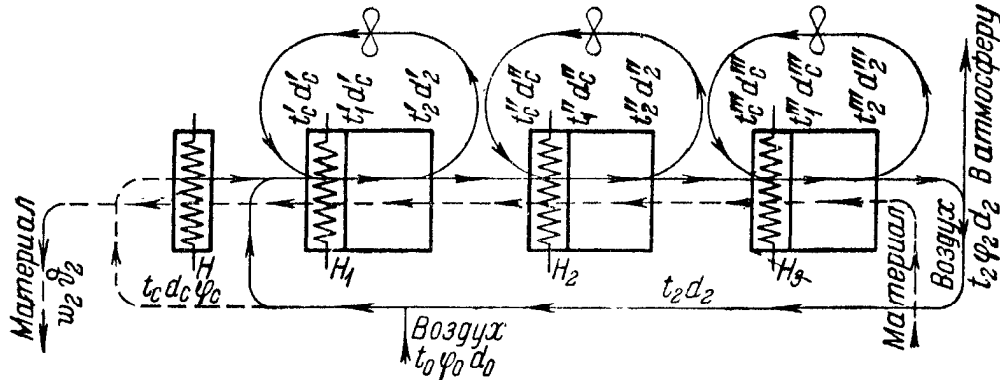
Таким образом в первом случае при заданных  $d_2$  в каждой зоне может меняться количество циркулирующего воздуха в зависимости от намеченных пределов  $t_1$  и  $t_2$ , а во втором случае мы можем строить процесс при одинаковых  $n$  для всех зон, т. е. иметь постоянное количество циркулирующего по зонам воздуха, определяя тем самым значения  $t_2$ .

Обычно в выполненных конструкциях чаще встречается второй случай этого варианта сушильного процесса.

**е) Сушилка с промежуточным подогревом и возвратом отработанного воздуха по зонам и по всей сушилке.** В тех случаях, когда для сушилки с промежуточным подогревом и возвратом отработанного воздуха по зонам требу-

<sup>1</sup> На каждый кг влаги, испаряемой во всей сушилке.

ются режимы с высокими насыщениями воздуха, т. е. такие условия, при которых весь процесс располагается в правой части  $Jd$ -диаграммы, лежащей далеко от точки  $A$ , часть отработанного воздуха с высоким насыщением возвращается из последней зоны (точка  $C$ ) снова в первую зону; по пути этот воздух смешивается



Фиг. 36.

со свежим и затем смесь или подогревается в дополнительном калорифере или поступает к калориферу первой зоны. Схемы таких двух сушилок представлены на фиг. 36, где вариант прогрева в дополнительном калорифере показан пунктирной линией.

На фиг. 37 построены в  $Jd$ -диаграмме такие два процесса теоретической сушилки: 1) воздух из последней зоны смешивается с наружным воздухом, затем смесь проходит калорифер, вступает в первую зону, смешивается с обратным воздухом первой зоны и т. д. (процесс  $AM_1C_0MB_1C_1M_3B_2C_2M_4B_3C$ );

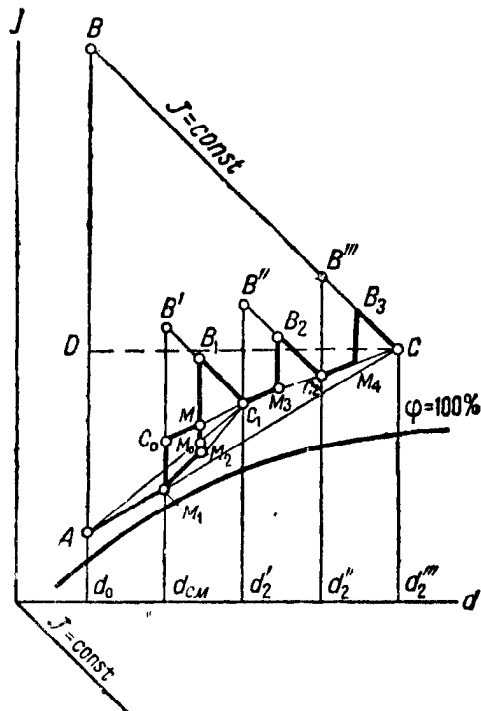
2) отработанный воздух после смешения с наружным сразу поступает в первую зону без дополнительного подогрева (процесс  $AM_1M_2B_1C_1M_3B_2C_2M_4B_3C$ ). Как видно из фиг. 37, те же режимы по зонам ( $B_1C_1$ ,  $B_2C_2$ ,  $B_3C$ ) могут быть получены и без возврата воздуха из точки  $C$ , т. е. процессом  $AM_0B_1C_1M_3B_2C_2M_4B_3C$ , но в этом случае количество циркулирующего воздуха в первой зоне должно быть значительно выше ( $n$  во много раз больше, чем в последующих зонах).

Расход воздуха и тепла для такой теоретической сушилки при заданных пределах рабочего процесса  $A$  и  $C$  определяется графическим путем обычным способом

$$l = \frac{1000}{M_d \cdot CD} \text{ кг/кг влаги, }^1$$

$$q = m \frac{AB}{CD} \text{ кал/кг влаги. }^1$$

Построение действительного процесса в  $Jd$ -диаграмме ничем не отличается от предыдущего случая — сушилки с промежуточным подогревом и возвратом отработанного воздуха по зонам.



Фиг. 37.

<sup>1</sup> На каждый кг влаги, испаренной во всей сушилке.

Сушилки, построенные по таким схемам, чрезвычайно важны для материалов, требующих особо влажных режимов и гибкой и плавной регулировки. Большой частью эти сушилки, как и сушилка с промежуточным подогревом и возвратом воздуха по зонам, имеют циркуляционные вентиляторы с одинаковой подачей воздуха по зонам.

ж) Сушилка с промежуточным подогревом и возвратом отработанного воздуха по всей сушилке. Эта схема сушилки отличается от схемы фиг. 23 тем, что отработанный воздух частично выбрасывается в атмосферу, частично же снова возвращается к сушилке, где смешивается со свежим воздухом и поступает в первую зону, и т. д.

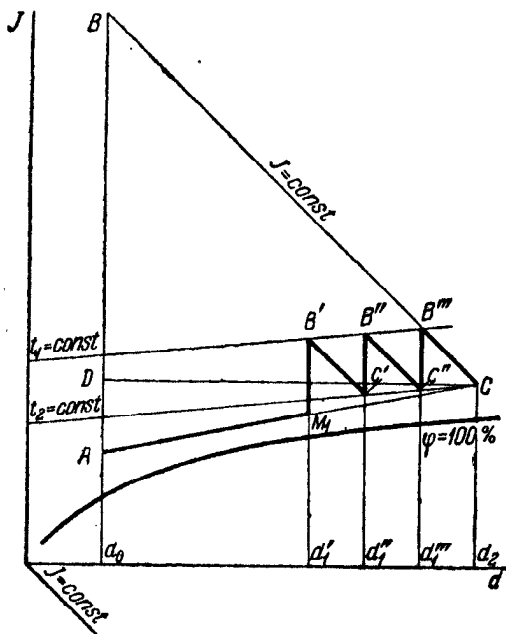
Так же как и в предыдущем случае, эта сушилка применяется взамен сушилок по схеме фиг. 23, когда весь процесс сушки нужно вести в области  $Jd$ -диаграммы, соответствующей влажному режиму и отдаленной от точки А.

На фиг. 38 приведено построение в  $Jd$ -диаграмме процесса в такой теоретической сушилке. Отработанный воздух с характеристикой, соответствующей точке С, смешивается с наружным с характеристикой, соответствующей точке А; состояние смеси определяется точкой  $M_1$ ,

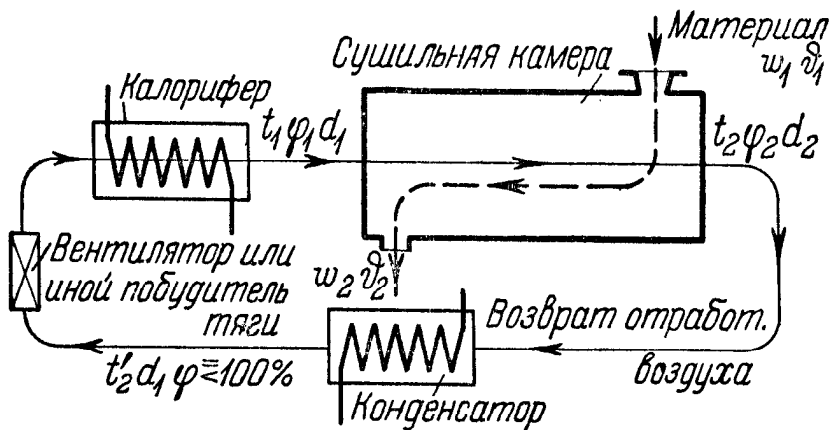
далее же идет обычно процесс промежуточного подогрева  $M_1B'C'B''C''B'''C$ . Расход воздуха и тепла для такой теоретической сушилки в заданных пределах рабочего процесса А и С будет

$$l = \frac{1000}{M_d \cdot CD} \text{ кг/кг влаги;}$$

$$q = m \frac{AB}{CD} \text{ кал/кг влаги.}$$



Фиг. 38.



Фиг. 39.

Из построения процесса в  $Jd$ -диаграмме мы видим, что при этой сушилке расход воздуха при заданных точках А и  $M_1$  всегда будет ниже, чем при обычной сушилке с промежуточным подогревом.

з) Сушилка с замкнутой циркуляцией. 1. Конденсация влаги. Схема такой сушилки приведена на фиг. 39. Отработанный воздух после сушилки направляется к поверхностному или смешивающему конденсатору, где, охлаждаясь, теряет часть своей влаги; имея при выходе из конденсатора высокое насыщение и сниженное влагосодержание, воздух поступает к калориферу, где подогревается до требуемой температуры и идет далее в сушилку.

При заданных пределах рабочего процесса  $t_1$ ,  $\varphi_1$  и  $t_2$  воздух при выходе из сушилки должен охлаждаться в конденсаторе до такой температуры, чтобы его влагосодержание было равно требуемому влагосодержанию воздуха при входе в сушилку  $d_1$  (при заданных  $t_1$  и  $\varphi_1$ ).

Побудителем движения смеси внутри сушилки может быть или вентилятор или сама охлаждающая вода смешивающего конденсатора (как это имеет, например, место в конденсационных сушилках для дерева типа Tiemann'a, фиг. 217).

Эта схема применяется, главным образом, в случаях: 1) когда свойства продукта требуют, чтобы сушка велась чрезвычайно чистым воздухом, а постановка фильтра вызывает большие дополнительные потери на энергию и другие неудобства; 2) когда влагосодержание и температура наружного воздуха оказываются равными или выше, чем расчетные влагосодержание и температура отработанного воздуха; 3) когда при необходимости сушить материал во влажном воздухе эта схема оказывается экономически выгоднее, чем схема сушилки с возвратом отработанного воздуха.

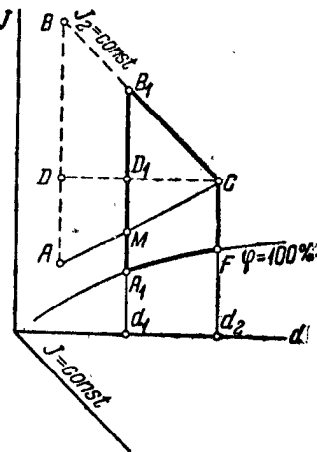
В  $Jd$ -диаграмме процесс теоретической сушилки с поверхностным конденсатором изображается линией  $A_1B_1CFA_1$ , где  $B_1C$  — процесс в сушильной камере;  $CFA_1$  — процесс в конденсаторе и  $A_1B_1$  — процесс в калорифере (фиг. 40).

Процесс в конденсаторе  $CFA_1$  протекает с понижением влагосодержания по линии  $\varphi = 100\% = \text{const}$  до  $d = d_1$ , соответствующему заданной точке  $B_1$ .

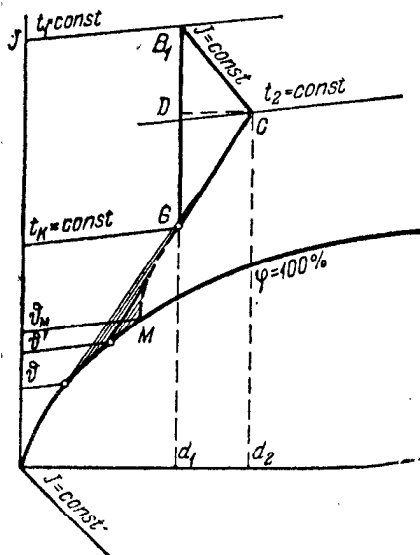
В случае сушилки со смешивающим конденсатором (тип Tiemann'a, фиг. 41) построение процесса в  $Jd$ -диаграмме происходит следующим порядком: процесс в сушильной камере при заданном режиме сушки определяется линией  $B_1C$ ; процесс смешения воды с начальной температурой  $\vartheta$  с отработанным воздухом определяется кривой  $CM$ , где конечная точка охлаждения  $M$  лежит на линии  $\varphi = 100\%$ , что соответствует бесконечно большому времени соприкосновения жидкости с воздухом. [Построение кривой смешения производится согласно гл. Б, IV, п. 5, § 5 (стр. 75—77).]

Пересечение кривой  $CM$  с линией  $d_1 = \text{const}$ , проведенной через точку  $B_1$ , дает точку  $G$ , соответствующую состоянию воздуха перед калорифером. Процессу в калорифере соответствует линия  $B_1G$ , и таким образом весь процесс в  $Jd$ -диаграмме изобразится линией  $GB_1CG$ .

Необходимый объем камеры орошения определяется из условий теплообмена между жидкостью с параметрами  $\vartheta - \vartheta'$  и воздухом с параметрами, соответствующими точкам  $C$  и  $G$ . Способ подсчета изложен на стр. 78.



Фиг. 40.



Фиг. 41.

Количество циркулирующего воздуха в обоих случаях теоретической сушилки будет:

$$l = \frac{1000}{M_a \cdot CD_1} \text{ кг/кг влаги (фиг. 40);}$$

$$l = \frac{1000}{M_a \cdot CD} \text{ кг/кг влаги (фиг. 41).}$$

Расход тепла в калорифере соответственно равен

$$q = m \frac{A_1 B_1}{CD_1} \text{ кал/кг влаги;}$$

$$q = m \frac{GB_1}{CD} \text{ кал/кг влаги.}$$

Если сравнить процесс конденсационной сушилки с поверхностным конденсатором с процессом сушилки с возвратом отработанного воздуха при тех же пределах рабочего процесса (процесс  $AMB_1C$ , фиг. 40), где  $q = m \frac{AB}{CD}$ , то выгода применения той или иной схемы в смысле расходов тепла в калорифере будет зависеть от соотношения величин  $\frac{AB}{CD}$  и  $\frac{A_1 B_1}{CD_1}$ .

Построение процесса действительной сушилки с поверхностным и смешивающим конденсаторами происходит обычным путем, как для нормального варианта сушильного процесса (в зависимости от того,  $\Delta \leq 0$ ).

Расход тепла на нагрев воздуха в калорифере для сушилки с поверхностным конденсатором оказывается меньше, чем расход тепла на охлаждение воздуха до точки  $A$ , так как тепло, приносимое влагой материала на 1 кг воздуха, равняется  $\vartheta_1 (d_2 - d_1) 0,001$ , а теплосодержание сконденсированной воды в точке  $A_1$  составляет  $t_1 (d_2 - d_1) 0,001$ , и таким образом дополнительный расход на охлаждение будет  $(d_2 - d_1) (\vartheta_1 - t_1) 0,001$ . Поэтому калорифер должен быть рассчитан на производительность

$$l (J_2 - J_1) = m \frac{A_1 B_1}{CD} \text{ (фиг. 40),}$$

а конденсатор на полный расход тепла (не учитывая потерю в самом конденсаторе)

$$\begin{aligned} q_{\text{кон}} &= l [(J_2 - J_1) + (d_2 - d_1) (\vartheta_1 - t_1) \cdot 0,001] = l (J_2 - J_1) + \vartheta_1 - t_1 = \\ &= m \frac{A_1 B_1}{CD} + \vartheta_1 - t_1 \text{ кал/кг влаги (фиг. 40).} \end{aligned}$$

Что касается расхода энергии на конденсационную сушилку, то:

1) в случае, если в качестве побудителя установлен вентилятор, расход энергии будет больше, чем расход на вентилятор в сушилке с возвратом отработанного воздуха, так как в обоих случаях  $l_n = \frac{1000}{M_a \cdot D_1 C}$ , а в первом случае прибавляется, кроме того, расход энергии на насос для конденсатора;

2) в случае побуждения охлаждающей водой и при тех же пределах рабочего процесса, вопрос о расходе энергии будет зависеть от расхода и напора воды, необходимых для конденсатора.

2. *Химическое поглощение влаги.* Из многих продуктов химической промышленности при нагреве испаряются представляющие ценность летучие, для конденсации которых требуется очень глубокое охлаждение (с применением холодильных установок). Для этих продуктов применяются те же сушилки с замкнутой циркуляцией (фиг. 39), с проходом воздуха через химические поглотители, абсорбирующие пары жидкости.

В качестве абсорбирующего вещества могут применяться активные к различным парам материалы: силикагель, активированный уголь, поташ, хлористый кальций, серная кислота и т. д.

При проходе влажного воздуха через химпоглотитель (на фиг. 39 вместо конденсатора абсорбер) тепло, израсходованное на испарение в сушилке, компенсиру-



ется теплотой абсорбции водяных паров поглотителем, и в результате воздух, покинув абсорбер (сосуд, в котором помещен химпоглотитель), имеет температуру, близкую к той, которую он имел до поглощения влаги подвергаемого сушке материала. Для того чтобы воздух снова имел необходимые для возможности применения его для сушки параметры, нужно покрыть лишь потери тепла самой сушильной камеры и потери на нагрев абсорбирующего вещества.

Различные материалы могут поглотить различное количество паров. Наиболее активные поглощают до 300 г/кг, менее активные 150 г/кг. Восстановление поглотителя осуществляется за счет сушки воздухом, за счет обжига или, наконец, при помощи обработки паром. Во всех случаях эти операции уже требуют дополнительного расхода тепла. Для того чтобы сушилка работала независимо от регенерации, обычно в систему вводятся два абсорбера, попеременно включаемые в работу.

Процесс сушки (фиг. 42) для такой действительной сушилки в  $Jd$ -диаграмме изображается линией  $BC$ . Процесс осушения воздуха при отсутствии потерь на нагрев химпоглотителя и в окружающую среду абсорбером изображается линией  $CB'$ . Процесс подогрева воздуха в калорифере изображается линией  $B'B$ , т. е. в данном случае калорифер покрывает потери сушилки.

Количество циркулирующего в системе воздуха для действительной сушилки будет

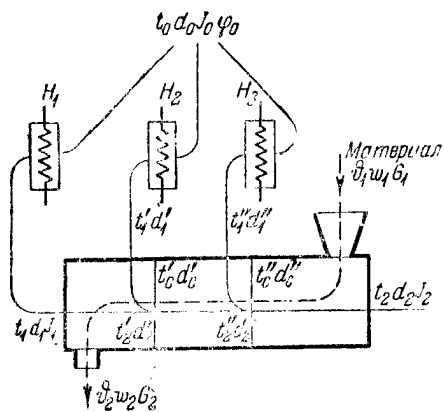
$$l = \frac{100}{M_d \cdot CD} \text{ кг/кг влаги.}$$

Расход тепла в калорифере равен

$$q = m \frac{B'B}{CD} \text{ кал/кг влаги.}$$

**и) Сушилка с переменным количеством воздуха.** Схема такой сушилки представлена на фиг. 43.

Горячий воздух из трех калориферов поступает в три зоны сушилки. В первой зоне его температура падает при сушке до некоторого значения  $t'_2$ , затем к этому охлажденному воздуху добавляется снова нагретый из второго калорифера, полученная смесь снова с более высокой температурой поступает во вторую зону сушилки и т. д.

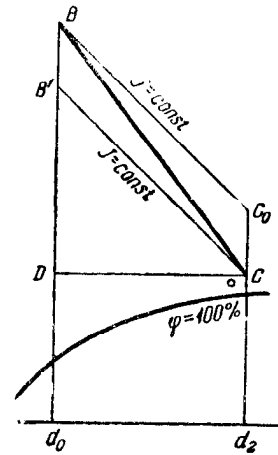


Фиг. 43.

В зависимости от требуемой температуры во второй зоне и температуры воздуха  $t'_1$ , поступающего из второго калорифера, составляется пропорция смеси.

Для случая  $t_1 = \text{var}$  могут быть установлены отдельные калориферы  $H_1$ ,  $H_2$  и  $H_3$ , при  $t_1 = \text{const}$  калорифер состоит из одного агрегата, от которого идут разветвления к трем зонам.

Если изобразить процесс такой теоретической сушилки в (фиг. 44)  $Jd$ -диаграмме при одних и тех же характеристиках воздуха за калорифером (точка  $B$ ) и отработавшего воздуха в каждой зоне (точка  $C$ ), то для первой зоны процесс будет протекать по линии  $BC$ ; состояние смеси из  $L_2$  кг сухого воздуха с параметрами, соответствующими точке  $B$ , и из  $L_1$  кг сухого воздуха с параметрами точки  $C'$  характеризуется точкой смешения  $M$  с температурой  $t'_c$ ; процесс во второй



Фиг. 42.

зоне будет протекать по линии  $MC$ , для третьей зоны смесь из  $L_1 + L_2$  кг сухого воздуха с параметрами точки  $C$  и  $L_3$  кг сухого воздуха с параметрами точки  $B$  дает точку смешения  $M_1$ , и процесс будет протекать по линии  $M_1C$ . Во второй и третьей зонах температуры  $t'_c$  и  $t''_c$  всегда ниже, чем  $t_1$ .

Если в первую зону сушилки поступает  $L_1$  кг/час воздуха, во вторую  $L_2$  и в третью  $L_3$ , то баланс влаги выразится следующим образом:

$$L_1 d_1 + L_2 d_1 + L_3 d_1 + 1000 W = L d_2;$$

$$d_1 (L_1 + L_2 + L_3) + 1000 W = L d_2,$$

но так как

$$L_1 + L_2 + L_3 = L,$$

то

$$L = \frac{1000 W}{d_2 - d_1}; \quad l = \frac{1000}{d_2 - d_1} = \frac{1000}{M_d \cdot DC} \text{ кг/кг влаги.}$$

Таким образом суммарное количество требуемого для сушки воздуха такое же, как если бы при тех же пределах рабочего процесса он весь поступал бы в первую зону сушилки.

Расход тепла теоретической сушилки получаем из общего баланса тепла следующим образом:

$$(L_1 + L_2 + L_3) J_1 = L J_2;$$

$$Q = L (J_2 - J_0); \quad q = m \frac{AB}{CD} \text{ кал/кг влаги, испаренной во всей сушилке.}$$

Расход воздуха в каждой зоне будет

$$l = \frac{1000}{d_2 - d_0} = \frac{1000}{M_d \cdot DC} \text{ кг/кг влаги, испаренной в зоне.}$$

Расход тепла для каждой зоны соответственно равен

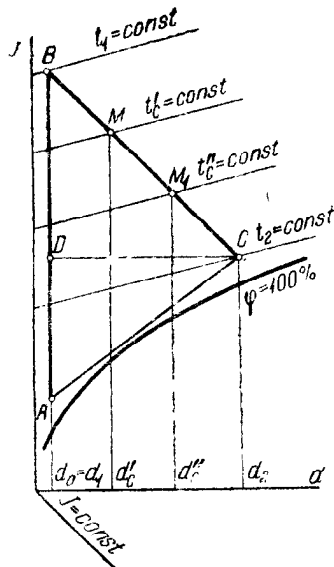
$$q = l (J_1 - J_0) = \frac{1000}{M_d \cdot DC} \cdot AB \cdot M_i = m \frac{AB}{DC} \text{ кал/кг влаги, испаренной в зоне.}$$

Одним из преимуществ этой схемы является возможность получения малых скоростей воздуха в тех частях сушилки, где температура высока, что необходимо, например, при противоточной сушилке и материале, который в сухом виде при больших скоростях воздуха дает пылеобразование.

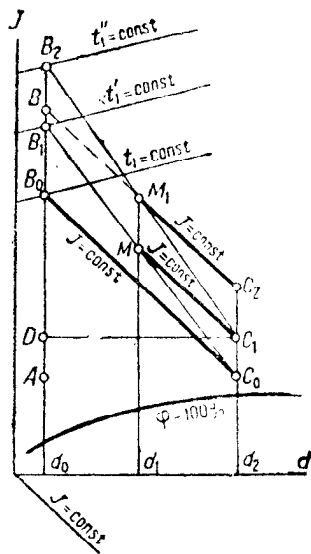
При добавке в каждую зону воздуха с более высокой температурой (фиг. 45), например, точки  $B_0, B_1, B_2$ , мы можем построить процесс в некоторых зонах с увеличивающимся теплосодержанием и температурой, что нередко бывает очень выгодно при противоточной сушилке, когда в области сушки влажного материала можно применять и высокие скорости и высокие температуры воздуха.

Такой процесс с постоянными конечными характеристиками  $d_2$  во всех зонах при повышающемся значении  $t_1$  является одним из частных случаев этого варианта ( $u$ ), и на фиг. 45 приведено его построение в  $Jd$ -диаграмме.

Процесс в первой зоне протекает по линии  $B_0 C_0$ , затем происходит смешение по линии  $B_1 C_0$  и процесс во второй зоне по линии  $M_1 C_1$ ; смешение отработанного воздуха второй зоны  $C_1$  со свежим  $B_2$  идет по линии  $C_1 B_2$  и процесс в третьей зоне по линии  $M_1 C_2$ .



Фиг. 44.



Фиг. 45.

Полный расход воздуха при этом варианте будет

$$l = \frac{1000}{M_d \cdot DC_1} \text{ кг/кг влаги;}^1$$

$$q = m \frac{AB}{C_1 D} \text{ кал/кг влаги.}^1$$

Расход воздуха на соответствующую зону равен

$$l = \frac{1000}{d_2 - d_0} = \frac{1000}{M_d \cdot C_1 D} \text{ кал/кг влаги, испаренной в зоне.}$$

Расходы тепла для первой, второй и третьей зон соответственно равны

$$m \frac{AB_0}{C_1 D}; \quad m \frac{AB_1}{C_1 D}; \quad m \frac{AB_2}{C_1 D} \text{ кал/кг влаги, испаренной в зоне.}$$

Построение процесса действительной сушки в  $Jd$ -диаграмме производится обычным порядком в зависимости от того,  $\Delta \geq 0$ .

Пример такого построения при  $t_1 = \text{const}$  и при точках  $C$ , лежащих для всех трех зон на линии  $t_2$ , приведен на фиг. 46. Действительный процесс первой зоны  $BC'$ , второй  $B_1 C''$  и третьей  $B_2 C$ .

Направление лучей  $BC'$ ,  $B_1 C''$  и  $B_2 C$  определяется отрезками  $eE = e f \frac{\Delta}{m}$ , где  $\Delta$  — соответствующие потери, отнесенные к 1 кг влаги, испаренной в зоне.

Полный расход воздуха будет

$$l = \frac{1000}{M_d \cdot CD} \text{ кг/кг влаги.}^1$$

Расход тепла на всю сушилку равен

$$q = m \frac{AF}{DC} + \sum q = \vartheta_1 \text{ кал/кг влаги.}^1$$

Расход воздуха в каждой зоне равен

$$l = \frac{1000}{M_d \cdot CD} \text{ кг/кг влаги, испаренной в зоне.}$$

Расход тепла для каждой зоны (например, второй) соответственно равен

$$q = m \frac{AF}{DC} + \sum q'' = \vartheta'_1 \text{ кал/кг влаги, испаренной в зоне,}$$

где  $\sum q''$  — потери зоны, отнесенные к 1 кг влаги, испаренной во второй зоне.

На фиг. 47 построен в  $Jd$ -диаграмме процесс действительной сушки для второго случая ( $d_2 = \text{const}$  и  $t_1 = \text{var}$ ). Процесс в первой зоне  $B_0 C$ , во второй  $M_1 C'$  и третьей  $M_2 C''$ .

Полный расход воздуха равен

$$l = \frac{1000}{M_d \cdot DC} \text{ кг/кг влаги.}^1$$

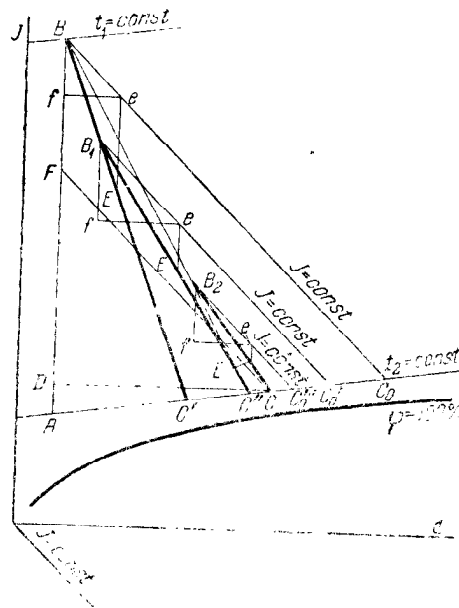
Расход тепла на всю сушилку равен

$$q = m \frac{AF}{CD} + \sum q = \vartheta_1 \text{ кал/кг влаги.}^1$$

Расход воздуха в каждой зоне равен

$$l = \frac{1000}{M_d \cdot CD} \text{ кг/кг влаги, испаренной в зоне.}$$

<sup>1</sup> На каждый кг влаги, испаренной во всей сушилке.



Фиг. 46.

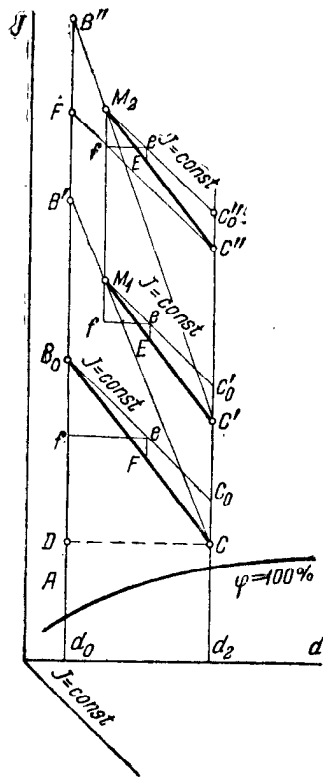
Расход тепла для каждой зоны (например, второй) соответственно равен

$$q = m \frac{AF}{CD} + \sum q'' - \vartheta_1^* \text{ кал/кг влаги, испаренной в зоне.}$$

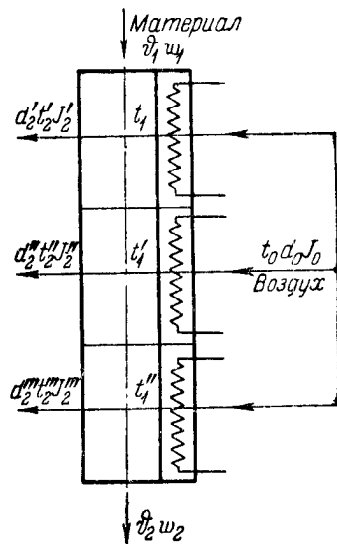
$\Delta$  при построении лучей  $B_0C$ ,  $M_1C'$  и  $M_2C''$ , а также  $\sum q''$  относятся к 1 кг влаги, испаренной в зоне.

**к) Сушилка с поперечным током воздуха.** Сушилка эта представляет собой соединение нескольких зон, работающих по нормальному варианту сушильного процесса. Схема сушилки приведена на фиг. 48. В первой зоне относительная влажность отработанного воздуха высока; в последующих зонах по мере высушивания материала она понижается (особенно при сильно гигроскопических материалах), в связи с чем мы в этих сушилках имеем пониженное использование тепла.

Сушилки, работающие по этой схеме, широко применяются там, где как по конструктивным соображениям, так и ввиду сопротивления, которое оказывает материал прохождению воздуха, невозможно применять в чистой фор-



Фиг. 47.



Фиг. 48.

ме параллельный ток или противоток (например, шахтные сушилки фиг. 157-161, сушилки с мешалками фиг. 154).

Эту схему можно применять и там, где материал при любой влажности переносит быструю сушку сухим воздухом при высокой температуре и когда сокращение длительности сушки более важно для производства, чем увеличение расхода воздуха и тепла (далее будет объяснено, что чем суше воздух при той же температуре, тем быстрее идет сушка).

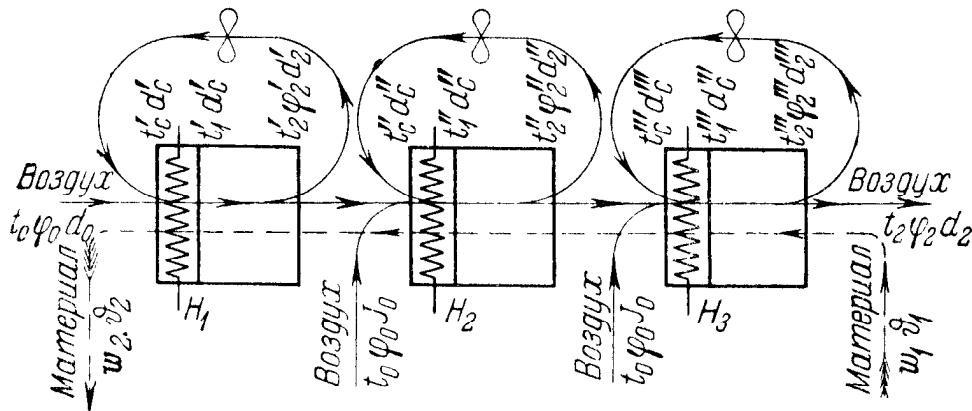
В большинстве случаев все зоны сушилки снабжаются воздухом одной и той же температуры, т. е. калориферы  $H_1$ ,  $H_2$ ,  $H_3$  объединены в один общий.

**л) Сушилка с частичным осушением воздуха по ходу процесса.** Схема такой сушилки приведена на фиг. 49. Отличается она от сушилки с промежуточным подогревом и возвратом воздуха по зонам тем, что здесь дополнительно в каждую зону вводится наружный воздух, который понижает влагосодержание переходящего из предыдущих зон отработанного, а следовательно, и циркулирующего воздуха. Применяется эта сушилка там, где по ходу непрерывного процесса (например, в коридорной сушилке) требуется понижение влажности циркулирующего воздуха против возможной влажности у сушилки с промежуточным подогре-

вом и возвратом воздуха по зонам, где в последних зонах при противотоке требуется иметь больше отработанного воздуха, чем в первых, или же где этого требуют условия режима сушки.

Процесс в  $Jd$ -диаграмме представлен на фиг. 50.

В первой зоне происходит процесс нормального смешения  $AMB_1C'$ ; затем смесь с характеристической точки  $C'$  смешивается со свежим воздухом (точка  $A$ ),



Фиг. 49.

получается смесь с характеристической точки  $N$ , и возникает процесс с возвратом во второй зоне  $NM_1B_2C''$ . Затем наружный воздух (точка  $A$ ) смешивается с обратным (точка  $C''$ ), смесь характеризуется точкой  $N_1$ , и процесс последней зоны будет  $N_1M_2B_3C$ .

Как видно из фиг. 50, начальное влагосодержание второго и третьего процессов может быть даже ниже, чем соответственно конечное влагосодержание  $d_2$  первого и второго процессов, что мы не можем иметь в нормальной сушилке, работающей с промежуточным подогревом и возвратом воздуха в каждой зоне.

Так как баланс влаги дает

$$L_1 d_1 + L_2 d_1 + L_3 d_1 + 1000 W = L d_2; \quad (1)$$

$$L = \frac{1000}{d_2 - d_1} W \text{ кг/час};$$

$$L_1 + L_2 + L_3 = L,$$

где  $L_1$ ,  $L_2$  и  $L_3$  количество свежего наружного воздуха в  $\text{кг/час}$ , поступающего в соответствующие зоны сушилки, то полный расход сухого воздуха для такой теоретической сушилки (отработанный, наружный воздух) будет  $l = \frac{1000}{M_d \cdot DC} \text{ кг/кг}$  влаги, испаренной во всей сушилке.

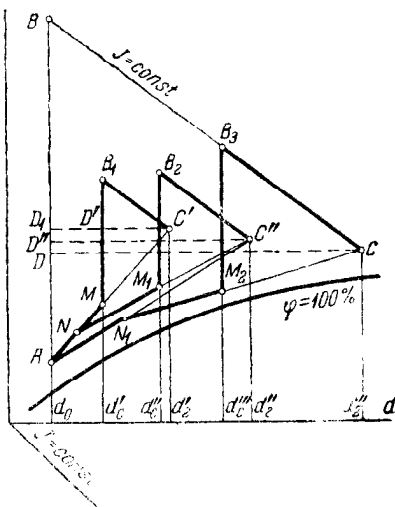
Так как баланс тепла дает

$$(L_1 + L_2 + L_3) J_0 + Q = L J_2;$$

$$Q = L (J_2 - J_0).$$

то расход тепла равен

$$q = m \frac{AB}{DC} \text{ кал/кг} \text{ влаги, испаренной во всей сушилке.}$$



Фиг. 50.

Количество циркулирующего воздуха в соответствующих зонах (например, первой) будет

$$I_n = \frac{1000}{d'_2 - d'_c} = \frac{1000}{M_d \cdot C'D'} \text{ кал/кг влаги, испаренной в зоне.}$$

Количество добавочного воздуха в каждую зону  $L_1$ ,  $L_2$  и  $L_3$  определяется в зависимости от характеристики точек  $C'$ ,  $C''$  и  $C$  и от количества испаренной в каждой зоне влаги  $W_1$ ,  $W_2$  и  $W_3$  по нижеследующим уравнениям:

Расход воздуха для первой зоны равен

$$L_1 = \frac{1000W_1}{M_d \cdot D_1C'} \text{ кг/час.}$$

Расход воздуха для второй зоны равен

$$L_1 + L_2 = \frac{1000(W_1 + W_2)}{M_d \cdot C''D''} \text{ кг/час.}$$

Расход воздуха для третьей зоны равен

$$L_1 + L_2 + L_3 = 1000 \frac{W_1 + W_2 + W_3}{M_d \cdot CD} = \frac{1000W}{M_d \cdot CD} \text{ кг/час.}$$

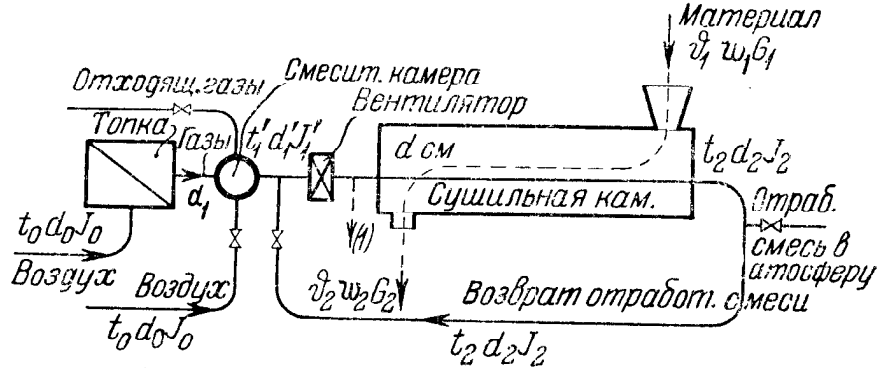
Расход тепла в соответствующей зоне (например, первой) будет

$$q = m \frac{MB_1}{C'D'} \text{ кал/кг влаги, испаренной в зоне.}$$

Построение процесса действительной сушки производится, как и для сушки с переменным количеством воздуха.

## 2. СУШКА ДЫМОВЫМИ ГАЗАМИ

Как было указано ранее, при разборе нормального варианта сушильного процесса с достаточной практической точностью можно пользоваться  $Jd$ -диаграммой и



Фиг. 51.

при работе на дымовых газах. Сказанное распространяется и на варианты нормального сушильного процесса, причем в этих случаях  $Jd$ -диаграмма еще больше облегчает расчет сушилок. Мы рассмотрим несколько более сложных вариантов, предполагая, что тем самым будут достаточно освоены и простые случаи.

**а) Сушилка с возвратом отработанных газов.** Схема такой сушилки приведена на фиг. 51. Часть отработанных дымовых газов выбрасывается в атмосферу, часть же возвращается в сушилку, смешиваясь перед входом с воздухом и газами высокой температуры, выходящими из топки. Сушилка эта дает все те же преимущества, как и при работе на горячем воздухе. Так же как и эта последняя, она дает значительные преимущества в тех случаях, когда требуется поддержание определенного влажного режима при малых температурных перепадах и

больших скоростях воздуха, омывающего материал. Отличительной особенностью смешения является здесь введение добавочных дымовых газов из топки, которые повышают и теплосодержание и влагосодержание смеси, причем эти характеристики газов из топки сами зависят от избытка воздуха.

Действительно, значения  $t_{cm}$ ,  $d_{av}$  и  $t_1$  не могут быть выбраны произвольно, а связаны определенной зависимостью.

С одной стороны,

$$\frac{d_2 n + d_1}{n + 1} = d_{cv}; \quad \frac{J_2 n + J_1}{n + 1} = J_{cv},$$

и с другой,

$$\frac{d_1 + n' d_0}{1 + n'} = d'_1; \quad \frac{J_1 + n' J_0}{1 + n'} = J'_1,$$

где индексы обозначают: 0 — наружный воздух;

1 — газы из топки;

1' — газы из топки после смешения с наружным воздухом;

2 — отходящие газы.

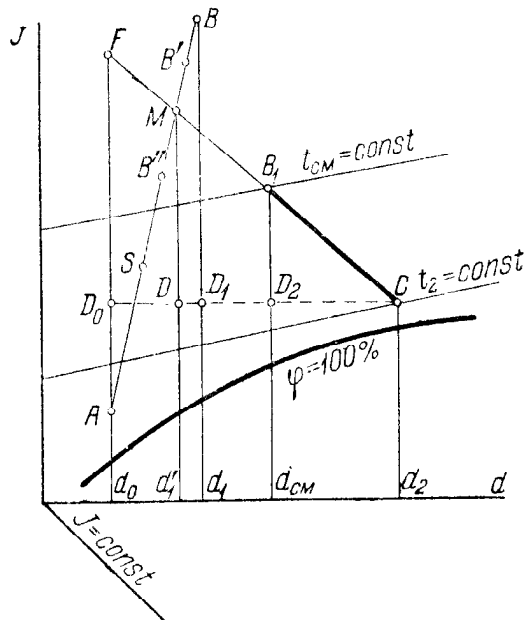
Отсюда ясно, что точка смешения  $M$ , удовлетворяя уравнениям двух прямых (прямые смешения)  $AB$  и  $MC$  (фиг. 52), должна лежать на их пересечении. Это условие и определяет сразу построение процесса смешения и процесса самой сушки в  $Jd$ -диаграмме.

Действительно, пусть задан режим сушки (теоретическая сушилка), т. е. характеристика точки  $B_1$ ,  $\varphi$  и  $t$ , и точка  $C$  (фиг. 52). Дымовые газы из топки в зависимости от избытка воздуха, который определяется процессом горения, имеют характеристики точки  $B$ . Смесь дымовых газов с параметрами точки  $B$  и наружного воздуха с параметрами точки  $A$  лежит на прямой  $AB$  в какой-либо точке  $M$ . Состояние смеси из  $n$  кг сухих газов с параметрами точки  $C$  и 1 кг сухих газов с параметрами точки  $M$  лежит на прямой  $MC$ , на которой лежит заданная точка режима  $B_1$ . Таким образом мы видим, что температура дымовых газов в точке  $M$ , необходимая для осуществления процесса  $B_1C$ , вполне определена.

Если мы дадим в топке большие избытки воздуха, то точка, характеризующая состояние смеси (точка  $B'$ ), передвинется вниз по лучу  $AB$ , точка же  $M$  останется на месте и должна лежать на пересечении  $AB$  и  $MC$ . Таким образом подтверждается положение о том, что совершенно безразлично (если отвлечься от процесса сгорания), где вводить дополнительный воздух для смешения. Из диаграммы фиг. 52 мы ясно видим также, что при понижении температуры смеси точки  $B'$  ниже прямой  $CF$  (точки  $B''$  и  $S$ ) смесь с характеристикой, соответствующей точке  $B_1$ , не может быть получена.

Тот же самый случай мы будем иметь, если вместо топочных газов (фиг. 52) подведем отходящие газы с характеристикой, соответствующей точке  $B'$ , которая в области  $Jd$ -диаграммы также должна лежать выше линии  $CF$ .

Если точка  $B$  не помещается на  $Jd$ -диаграмме (высокое  $t_1$ ), то достаточно подсчитать для любой условной точки (например, при  $t = 300^\circ \text{C}$ )  $a$  и  $d_1$  (точка  $S$ ) и провести через эту точку луч  $AB$ , пересечение которого с линией  $FC$  дает нужную нам точку  $M$ .



Фиг. 52.

В связи с последним замечанием приходим к выводу, что для избежания возможных непопаданий точки  $B$  на  $Jd$ -диаграмму в случае сушилок с возвратом (когда точка  $B$  для других построений не нужна) следует сразу считать характеристику смеси на более низкие температуры.

Количество отработанных сухих газов, а стало быть, и добавочных газов из камеры смешения с характеристикой условной точки  $M$  будет составлять

$$l_y = \frac{1000}{d_2 - d'_1} = \frac{1000}{M_d \cdot DC} \text{ кг/кг влаги.}$$

Количество циркулирующих в сушилке сухих газов равно

$$l_n = \frac{1000}{d_2 - d_{cm}} = \frac{1000}{M_d \cdot CD_2} \text{ кг/кг влаги.}$$

Расход тепла в предположении, что  $\alpha L_0 = G_{c.г.}$ , равен

$$q = m \frac{AF}{CD} = l(J_2 - J_0) \text{ ккал/кг влаги.}$$

Количество сухих газов с характеристикой, соответствующей точке  $B$ , которое нужно добавить из топки в камеру смешения, чтобы получить смесь с характеристикой, соответствующей точке  $M$ , будет

$$l_T = l_y \frac{AM}{AB} \text{ кг/кг влаги.}$$

Количество наружного воздуха, поступающего в камеру смешения, равно

$$l_0 = l_y \frac{MB}{AB} \text{ кг/кг влаги,}$$

а

$$l_y = l_0 + l_T \text{ кг/кг влаги.}$$

При повышении температуры газов в топке  $l_T$  падает, соответственно повышается  $l_0$ ; процесс  $BC$ , а также  $l_y$  не изменяются.

Это следует из уравнения смешения

$$l_0 d_0 + l_T d_1 = l_y d'_1 = (l_0 + l_T) d'_1 ;$$

$$l_T (d_1 - d'_1) = l_0 (d'_1 - d_0) ;$$

$$\frac{l_T}{l_0} = \frac{AM}{MB} ; \frac{l_T + l_0}{l_0} = \frac{AB}{MB} ; l_0 = l_y \frac{MB}{AB}.$$

Из построения процесса на  $Jd$ -диаграмме, мы видим, что при возврате отработанных газов экономичность процесса будет повышаться при сдвиге точки  $C$  влево, а это в свою очередь означает, что точка  $M$  будет приближаться к точке  $B$ . Таким образом *наименьший расход* тепла у такой сушилки достигается при *разбавлении топочных газов только возвратным воздухом с характеристикой, соответствующей точке  $C$* . При этом, однако (см. далее динамику сушки), влагосодержание циркулирующей смеси будет высоким, и это может повлечь увеличение срока сушки.

В тех случаях, когда необходимо создать в сушилках *влажный режим*, наиболее благоприятные условия для процесса  $BC$  будут иметь место при *смещении точек  $M$  и  $B$* . Более влажные режимы без добавления влаги осуществить по этому варианту нельзя. В этих случаях очень важно сжигать топливо в топке с минимальным возможным избытком воздуха для того, чтобы сдвинуть еще вынне на луче  $AB$  точку  $B$ .

В тех случаях, когда по конструктивным или иным соображениям приходится отработанные газы выбрасывать после смешения с дымовыми газами (на схеме фиг. 51 отвод  $1$  до сушилки за вентилятором), построение процесса в  $Jd$ -диаграмме наряду с тем же построением, как и по фиг. 52, может происходить и иным способом.



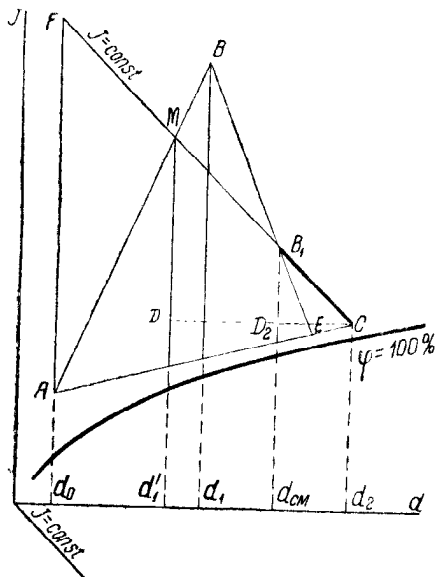
Смешение (фиг. 53) наружного воздуха  $A$  с отработанными газами  $C$  дает точку смешения  $E$ . Смешение этой смеси с газами из камер смешения  $B$  дает точку  $B_1$ , которая обязательно должна совпасть с начальной точкой процесса, определяемой режимом сушки. Смесь, выбрасываемая в атмосферу, имеет характеристики, соответствующие той же точке  $B_1$ .

Расход отработанных сухих газов (стало быть, и добавочных) с характеристикой точки  $M$  будет

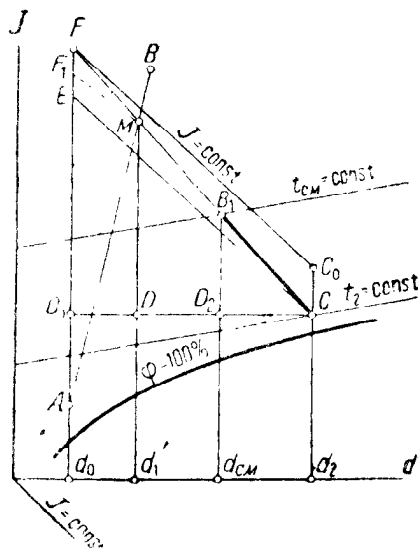
$$l_y = \frac{1000}{M_d \cdot DD_2} = \frac{1000}{d_{cm} - d'_1} \text{ кг/кг влаги.}$$

Количество циркулирующих газов равно

$$l_n = \frac{1000}{M_d \cdot CD_2} = \frac{1000}{d_2 - d_{cm}} \text{ кг/кг влаги.}$$



Фиг. 53.



Фиг. 54.

Расход тепла увеличится и будет равен

$$q = m \frac{AF}{DD_2} \text{ кал/кг влаги.}$$

При выбросе в атмосферу газов до сушилки мы увеличиваем нагрузку вентиляторов, так как

$$l_0 = l_n + l_y.$$

Построение процесса действительной сушки обычно происходит порядком, указанным выше для действительной сушилки, работающей на горячем воздухе.

Если заданными являются характеристики точки  $A$  (фиг. 54) ( $t_0$ ,  $\varphi_0$ ) и точки  $C$  ( $t_2$  и  $d_2$  или  $t_2$  и  $\varphi_2$ ) и значение  $t_{cm}$ , то при  $A < 0$  построение происходит следующим порядком:

Откладываем от точки  $C$  вверх отрезок (в масштабе теплосодержания)  $CC_0 = \frac{A}{l}$ , где  $l = \frac{1000}{CD_0 M_d}$ ; из точки  $C_0$  проводим линию  $J = \text{const}$  до пересечения с линией  $d_0 = \text{const}$ , т. е.  $AF$ ; полученную точку  $F$  соединяют с точкой  $C$ , и пересечение  $FC$  с  $t_{cm} = \text{const}$  дает искомую точку  $B_1$  действительного процесса  $B_1C$ .

Для этого случая расход отработанных газов, а стало быть, и добавочных из камер смешения, с характеристикой, соответствующей условной точке  $M$ , будет

$$l_y = \frac{1000}{d_2 - d'_1} = \frac{1000}{M_d \cdot DC} \text{ кг/кг влаги.}$$

Количество циркулирующих в сушилке сухих газов равно

$$L_n = \frac{1000}{d_2 - d_{cн}} = \frac{1000}{M_d \cdot CD_2} \text{ кг/кг влаги.}$$

Расход тепла равен

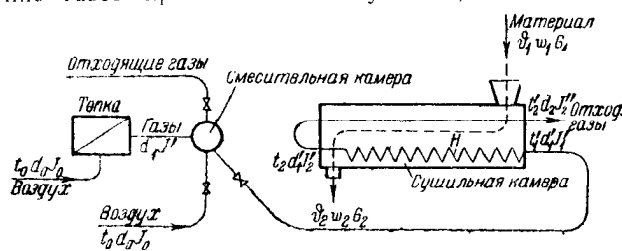
$$q = m \frac{AF_1}{CD} + q_n \text{ кал/кг влаги,}$$

или

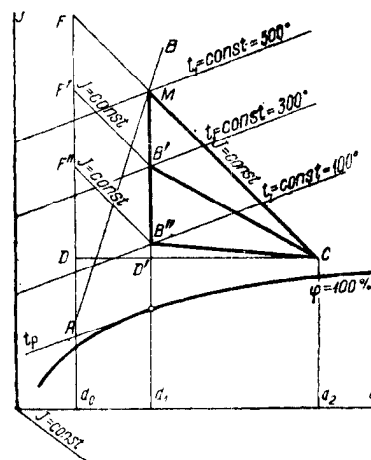
$$q = m \frac{AE}{CD} + \sum q - \vartheta_1 \text{ кал/кг влаги.}$$

**б) Сушилка с подогревом в сушильной камере.** Схема такой сушилки представлена на фиг. 55. Газы из топки или камеры смешения поступают в подогреватель  $H$ , расположенный внутри сушилки. Здесь они отдают через стенку часть своего тепла материалу или сушильному агенту и лишь затем поступают в непосредственное соприкосновение с продуктом.

Построение процесса такой сушилки в  $Jd$ -диаграмме приведено на фиг. 56. Здесь точка  $A$  характеризует состояние воздуха, поступающего в топку и камеру смешения; точка  $C$  — состояние газов при выходе из сушилки, точка  $B$  —



Фиг. 55.



Фиг. 56.

состояние газов при входе в подогреватель  $H$ ; точки  $B'$  и  $B''$  — состояние газов после охлаждения их в подогревателе ( $d = \text{const}$ ). Расход тепла на такую сушилку при заданных точках  $M$  и  $C$  будет определяться из уравнения

$$q = m \frac{AF}{CD}.$$

По аналогии с сушкой воздухом мы можем и здесь прийти в точку  $C$  при различных направлениях луча  $MC$ , т. е. при различной степени охлаждения газа  $MB$ , осуществляя процессы  $MC$ ,  $MB'C$  и  $MB''C$  в зависимости от соотношения расходов тепла в подогревателе и в сушилке.

Преимущества этих сушилок заключаются в том, что при тех же расходах тепла и газов, как и при процессе  $MC$ , мы имеем возможность понижать температуру газов в сушилке  $t_1$  и достигать более высокое влагосодержание отходящих газов, развивая при допустимой для материала температуре  $t_1$  соответствующим образом внутренний подогрев. Например, для процесса  $MC$  (случай без подогрева в сушильной камере) имеем

$$\left. \begin{aligned} q_n &= m \frac{AF}{CD}, \\ q_d &= 0. \end{aligned} \right\} \begin{aligned} q &= m \frac{AF}{CD}, \\ t_1^{\max} &= 500^\circ \text{C.} \end{aligned}$$

По аналогии с сушкой воздухом:  $q_n$  — расход тепла газов при прямом соприкосновении;  $q_d$  — расход тепла газов в подогревателе.

Для процесса  $MB'C$  получим

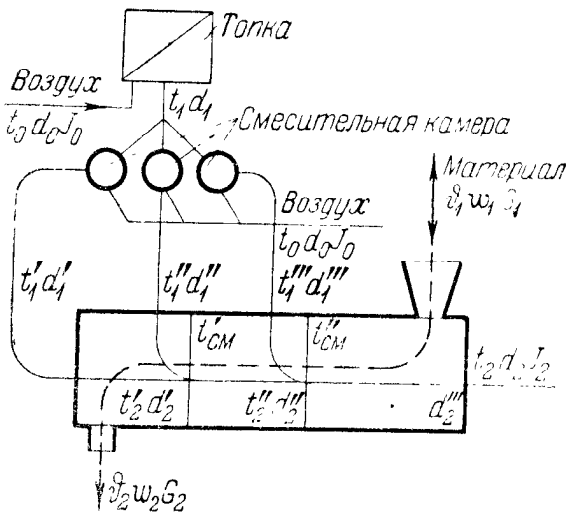
$$\left. \begin{aligned} q_k &= m \frac{AF'}{CD'} \\ q_o &= m \frac{MB'}{CD'} \end{aligned} \right\} \begin{aligned} q &= \frac{AF}{CD'} \\ t_1^{\max} &= 300 \text{ } ^\circ\text{C.} \end{aligned}$$

Для процесса  $MB''C$

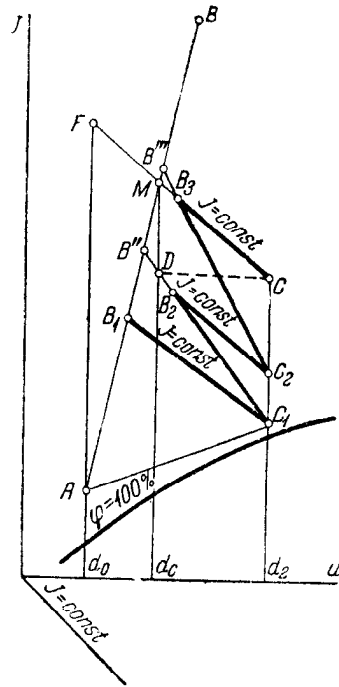
$$\left. \begin{aligned} q_k &= m \frac{AF''}{CD'} \\ q_o &= m \frac{MB''}{CD'} \end{aligned} \right\} \begin{aligned} q &= \frac{AF}{CD'} \\ t_1^{\max} &= 100 \text{ } ^\circ\text{C.} \end{aligned}$$

Если весь подогрев осуществить в сушильной камере и газы после подогревателя выбрасывать в атмосферу, то *потребуется дополнительно расходовать воздух для уноса выделенной в сушилке влаги.*

В этом случае по  $Jd$ -диаграмме определяем расход тепла, как для нормальной воздушной сушилки,  $q = \frac{AF}{CD} m$ , причем это количество тепла должно быть отдано газами при охлаждении от



Фиг. 57.



Фиг. 58.

точки  $M$  до соответствующей точки  $B$ , в которой температура не может достигать температуры точки росы  $t_p$ .

**в) Сушилка с промежуточным повышением температуры.** Схема такой сушилки приведена на фиг. 57. Газы из топки поступают в три камеры смешения, и оттуда смесь с разными температурами добавляется в три зоны сушилки. Сушилка представляет собой полную аналогию с сушилкой, изображенной на фиг. 43.

К охлажденным газам после первой зоны добавляются дымовые газы из второй камеры смешения; полученная смесь с более высокой температурой поступает во вторую зону сушилки и т. д.; пропорция смеси составляется в зависимости от требуемой температуры во второй зоне и температуры отходящих газов первой зоны.

Построение процесса такой теоретической сушилки в  $Jd$ -диаграмме приведено на фиг. 58.

Точки  $B_1, B''$  и  $B'''$ , характеризующие состояние смеси после камер смешения, должны лежать все на луче  $AB$ . Влагосодержание отработанных газов в каждой зоне может быть принято или одинаковым или различным и определяется значениями  $t_2$  и  $\varphi_2$  каждой зоны; заданы температуры газов при входе в зоны  $t_1$ .

Процесс в первой зоне начинается в точке  $B_1$ , которая является пересечением луча  $AB$  с изотермой, соответствующей заданной температуре газов при входе в первую зону, и протекает по линии  $J = \text{const}$  ( $B_1C_1$ ) до пересечения с линией  $d_1 = \text{const}$  заданного влагосодержания. Линия смешения газов с характеристикой точки  $C_1$  и точки  $B''$  должна проходить через изотерму, соответствующую температуре газов перед входом во вторую зону. Процесс во второй зоне —  $B_2C_2$ , смешение для третьей зоны —  $C_2B'''$  и процесс в третьей зоне —  $B_3C$ . Расход сухих газов с характеристикой условной точки  $M$  будет

$$l_y = \frac{1000}{M_d \cdot DC} \text{ кг/кг влаги};$$

расход тепла равен

$$q = m \frac{AF}{CD} \text{ кал/кг влаги}.$$

Этот расход тепла действительно равен велик расходу тепла всей сушилки, так как мы все количество дымовых газов с разными, но лежащими на прямой  $AB$  характеристиками заменяем условной смесью с характеристикой точки  $M$ .

Расход сухих газов из топки (с характеристикой точки  $B$  находим подобно изложенному ранее—стр. 104):

$$l_T = l_y \frac{AM}{AB} \text{ кг/кг влаги},$$

а количество наружного воздуха, поступающего во все камеры смешения, равно

$$l_0 = l_y \frac{MB}{AB}.$$

Расход дымовых газов с характеристикой условной точки  $M$  для каждой зоны будет

$$l_y = \frac{1000}{d_s - d_c} = \frac{1000}{M_d \cdot CD} \text{ кг/кг влаги, испаренной в зоне}.$$

Расход тепла для каждой зоны соответственно равен

$$q = m \frac{AF}{CD} \text{ кг/кг влаги, испаренной в зоне}.$$

Построение действительного процесса происходит таким же порядком, как для схемы фиг. 51. Расход тепла и газов для действительного процесса после построения условной точки  $M$  определяется по тем же уравнениям, как и для теоретического процесса (стр. 104):

$$l_y = \frac{1000}{M_d \cdot CD} \text{ и } q = m \frac{AF}{CD} + \sum q - \vartheta_1.$$

Определение расхода тепла и воздуха для действительной сушилки для соответствующей зоны, проводится таким же путем, как для такой же сушилки, работающей на горячем воздухе (стр. 99).

**г) Сушилка с возвратом отработанной смеси по зонам.** Схема такой сушилки приведена на фиг. 59. В первой зоне дымовые газы смешиваются с частью отработанных газов этой зоны; во вторую зону поступают отходящие газы первой зоны, возвращенные газы второй зоны и свежие дымовые газы из топки, и таким образом смесь при входе во вторую зону состоит из трех компонентов и т. д. В  $Jd$ -диаграмме (фиг. 60) процесс в первой зоне (теоретическая сушилка) изображается линией  $B_1C_1$ , смешение отработанных газов первой зоны (точка  $C_1$ ) с отработанными газами второй зоны (точка  $C_2$ ) дает точку  $O$ , смешение дымовых газов из топки (точка  $B''$ ) и смеси точки  $O$  дает начальную характеристику смеси второй зоны с процессом  $B_2C_2$  и т. д.

Эта схема сушилки позволяет увязывать в единой конструкции широко разбросанные по  $Jd$ -диаграмме как сухие, так и влажные режимы отдельных зон, что и показано на фиг. 60.

Здесь также, как и в предыдущем случае, заменяем дымовые газы с различными характеристиками смеси  $B'$ ,  $B''$  и  $B'''$  условной смесью с характеристикой точки  $M$ . Тогда баланс влаги у такой сушилки будет

$$L'd_c + L''d_c + L'''d_c + 1000W = Ld_2 \text{ кг/час},$$

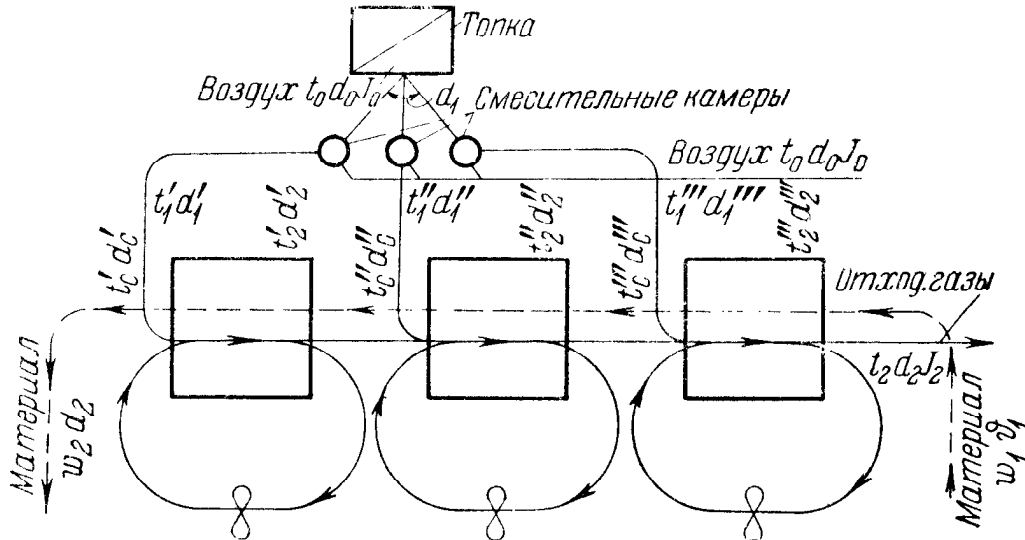
где

$d_c$  -- условное влагосодержание газов в точке  $M$ . Общий расход газов выразится

$$l_y = \frac{1000}{M_d \cdot DC} \text{ кг/кг влаги.}$$

Баланс тепла дает расход  $Q = L(J_2 - J_0) \text{ кал/час.}^1$

Общий расход тепла будет  $q = m \frac{AF}{CD} \text{ кал/кг влаги.}^1$



Фиг. 59.

Расход сухих газов из топки (с характеристикой точки  $B$ ) равен

$$l_T = l_y \frac{AM}{AB},$$

и количество наружного воздуха на все камеры смешения равно

$$l_0 = l_y \frac{MB}{AB}.$$

Количество циркулирующей по зонам сухой смеси (например, для второй зоны) равно

$$l'_n = \frac{1000}{M_d \cdot C_2 D'} \text{ кг/кг влаги, испаренной в зоне.}$$

Раздельно величины  $L'$ ,  $L''$  и  $L'''$  определяются в зависимости от характеристики точек  $C_1$ ,  $C_2$  и  $C$  и от количества испаренной в каждой зоне влаги  $W_1$ ,  $W_2$  и  $W_3$ . Например, для случая, изображенного на фиг. 60, мы имеем расход газов с характеристикой точки  $M$  на одну зону

$$L' = \frac{1000W_1}{M_d \cdot D_1 C_1} \text{ кг/час};$$

на две зоны

$$L' + L'' = \frac{1000(W_1 + W_2)}{M_d \cdot C_2 D_2} \text{ кг/час};$$

<sup>1</sup> На 1 кг влаги, испаренной во всей сушилке.

на три зоны

$$L' + L'' + L''' = L = \frac{1000 (W_1 + W_2 + W_3)}{M_d \cdot CD} = \frac{1000 \cdot W}{M_d \cdot CD} \text{ кг/час.}$$

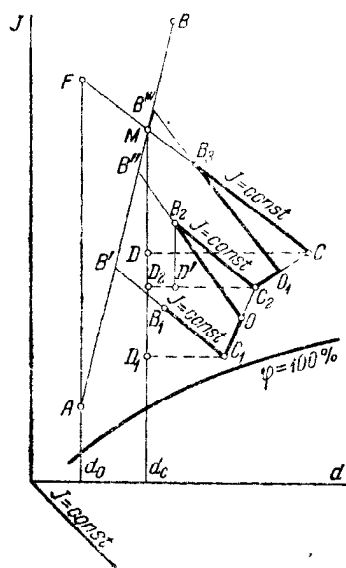
Если принять, что влагосодержание отработанных газов, переходящих из зоны в зону и выбрасываемых в атмосферу, остается постоянным, то расход дымовых газов с характеристикой условной точки  $M$  для каждой зоны будет

$$l_y = \frac{1000}{M_d \cdot CD} \text{ кг/кг влаги, испаренной в зоне.}$$

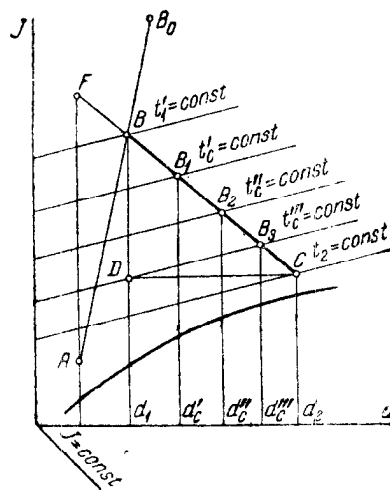
Расход тепла для каждой зоны соответственно равен

$$q = m \frac{AF}{CD} \text{ кал/кг влаги, испаренной в зоне.}$$

В тех случаях, когда газы (по схеме фиг. 59) поступают из общей камеры смешения во все зоны сушилки с одинаковой температурой смеси, построение процесса в  $Jd$ -диаграмме еще упрощается, так как линия смешения  $BC$  будет общей для всех точек (фиг. 61).



Фиг. 60.



Фиг. 61.

Если примем для всех зон  $d_2 = \text{const}$ , то в  $Jd$ -диаграмме процессы теоретической сушилки (фиг. 61) будут соответственно протекать:

в сушилке фиг. 57 по  $BC$ ,  $B_1C$  и  $B_2C$ ,  
 " " " 59 "  $B_1C$ ,  $B_2C$  и  $B_3C$ .

Расход газов (с характеристикой точки  $B$ ) на 1 кг влаги, испаренной во всей сушилке, будет

$$l = \frac{1000}{M_d \cdot DC} \text{ кг/кг влаги.}$$

Расход тепла равен

$$q = m \frac{AF}{CD} \text{ кал/кг влаги, испаренной во всей сушилке.}$$

На 1 кг испаренной влаги в каждой зоне количество добавочного газа будет одинаковым и равным

$$l = \frac{1000}{M_d \cdot DC} \text{ кг/кг влаги, испаренной в зоне,}$$

и таким образом часовая добавка для каждой зоны будет зависеть от количества испаряемой в данной зоне влаги.

Построение процесса действительной сушки происходит тем же порядком, как и в предыдущих вариантах.

В разобранных вариантах 2а, 2б, 2в, 2г расходы тепла  $q$  подсчитаны только для самой сушки. Расходы *тепла топлива* (выражены через  $Q_p^p$ ) *в топке сушки*, как указано было на стр. 80, *будут больше* и равны

$$q_{\text{топ}} = \frac{q}{\eta_T}$$

## VI. РАСЧЕТ ХОЛОДИЛЬНИКА

Часто материал выходит из сушки нагретым до высокой температуры. Иногда эта температура недопустима для хранения или последующей обработки, иногда тепло, содержащееся в материале, может быть использовано для процесса сушки, например, для подогрева воздуха. В таких случаях сушка комбинируется с холодильным устройством, где большей частью охлаждение материала идет за счет обдувки материала наружным или специально охлажденным воздухом.

Процесс изменения состояния воздуха, протекающий в холодильнике, соответствует процессу в сушке, в которой все тепло сообщается в самой сушильной камере (см. стр. 81). Источником этого тепла  $q_d$  служит тепло материала  $q_{np}$  и тепло транспорта  $q_{mp}$ .

В холодильнике обычно испаряется сравнительно небольшое количество влаги, в зависимости от которого величины  $q$  могут резко возрастать. Поэтому в большинстве случаев, а также при отсутствии испарения при охлаждении следует составлять тепловые балансы холодильной установки, отнесенные к 1 часу.

Расчет холодильника производится на основании начальных характеристик воздуха, материала и транспорта:

$$t_0, \vartheta_0, \vartheta_2, G_2, \vartheta_{mp},$$

а также некоторых конечных параметров процесса  $t_3, \vartheta_3, G_3$  и  $\vartheta_{mp}''$ , где значок 3 указывает, что принимается состояние материала, транспорта и воздуха после холодильника. Тепловой баланс холодильника состоит из тех же составляющих, что и у сушки, т. е.:

$$\begin{aligned} Q_0 &= W_x (i_n'' - \vartheta_2) & \text{кал/час} & & q_0 &= (i - \vartheta_2) & \text{кал/кг влаги} \\ Q_5 &= \sum F \cdot k \Delta t & \text{"} & & q_5 &= \sum \frac{F \cdot u}{W_x} & \text{"} \\ Q_{np} &= G_3 c_3 (\vartheta_2 - \vartheta_3) & \text{"} & & q_{np} &= \frac{G_3 c_3}{W_x} (\vartheta_2 - \vartheta_3) & \text{"} \\ Q_{mp} &= T c_{mp} (\vartheta_{mp}'' - \vartheta_{mp}') & \text{"} & & q_{mp} &= \frac{T}{W_x} c_{mp} (\vartheta_{mp}'' - \vartheta_{mp}') & \text{"} \\ Q_2 &= L \left[ 0,24 (t_3 - t_0) + \right. & & & q_2 &= l \left[ 0,24 (t_3 - t_0) + \right. \\ & \left. + \frac{(i_n'' - i_n^0) d_0}{1000} \right] & \text{"} & & \left. + \frac{(i_n'' - i_n^0) d_0}{1000} \right] & \text{"} \end{aligned}$$

где  $W_x = G_2 \frac{w_2 - w_3}{100 - w_3}$  — количество влаги, испаряемой в холодильнике при снижении влажности от  $w_2$  до  $w_3$ .

Тогда основное уравнение теплового расчета холодильника будет

$$Q_{np} + Q_{mp} = Q_5 + Q_0 + Q_2 \text{ кал/час}$$

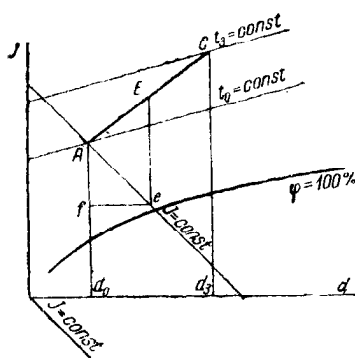
или

$$q_{np} + q_{mp} = q_5 + q_0 + q_2 \text{ кал/кг влаги.}$$

Расчет холодильника, как и сушки, может быть проведен графическим построением в  $Jd$ -диаграмме. Для построения подсчитывается  $\Delta$ :

$$\Delta = q_{np} + q_{mp} + \vartheta_2 \cdot q_5 \text{ кал/кг воздуха.}$$

Начальная точка процесса  $A$  соответствует состоянию наружного воздуха; через эту точку проводится (фиг. 62) линия  $J = \text{const}$ , из произвольной точки которой  $e$  откладывается вверх отрезок  $Ee = ef \cdot \frac{A}{m}$ , дающий направление луча  $EC$  процесса



Фиг. 62.

в холодильнике; точка  $C$  определяется или пересечением луча  $AC$  с линией  $t_2$  — заданной температуры или  $d_3$  — заданного влагосодержания воздуха после холодильника.

В случае отсутствия испарения в холодильнике процесс изменения состояния воздуха  $AC$  протекает по линии  $d_0 = \text{const}$  (вверх от точки  $A$ ).

В этом случае весь запас тепла, аккумулированный материалом и транспортом, идет только на нагревание воздуха холодильника.

Расход воздуха на охлаждение при наличии испарения определяется по  $Jd$ -диаграмме по формуле

$$l = \frac{1000}{d_3 - d_0} = \frac{1000}{M_d \cdot CD}.$$

В случае отсутствия испарения расход воздуха определяется из общего теплового баланса:

$$\begin{aligned} Q_{mp} + Q_{np} &= Q_2 + Q_5; \\ Tc_{mp} (\vartheta''_{mp} - \vartheta'''_{mp}) + G_3 c_3 (\vartheta_2 - \vartheta_3) &= L \left[ 0,24 (t_3 - t_0) + \frac{(i''_n - i''_n) d_0}{1000} \right] + \\ &+ \sum Fk \cdot \Delta t. \end{aligned} \quad (109)$$

## В. ДИНАМИКА СУШИЛЬНОГО ПРОЦЕССА

Рассматривая различные варианты сушильных процессов, сравнивая их экономичность, оценивая их преимущества и недостатки, мы исключали из рассмотрения влияние на процесс сушки самого сушимого материала. Грубо говоря, мы предполагали, что количество влаги, которое должно быть удалено воздухом при заданных пределах рабочего процесса, будет действительно отдано материалом. На самом деле, однако, влияние размеров и структуры материала, его природы и т. д. бывает иногда настолько значительно, что в некоторых случаях он не отдает предполагаемого количества влаги, в других случаях отдает больше, и в результате намеченные при расчете сушилки конечные параметры процесса не достигаются. Поэтому параллельно с выяснением процесса изменения состояния воздуха необходимо знать, что происходит в период сушки с материалом, как отдает он влагу и как подойти к расчету конструкции сушилки, чтобы достигнуть нужной производительности ее и экономичности.

В динамике сушильного процесса рассматриваются явления испарения влаги из материала при различных условиях сушки (температуре, скорости и влажности воздуха) и целый ряд процессов, связанных с процессом испарения влаги и влияющих на него.

Первым вопросом, который должен быть выяснен при конструировании сушилки, является вопрос о длительности сушки материала при выбранных пределах рабочего процесса. Только установив эту величину, можно наметить емкость и размеры сушилки и произвести полный тепловой расчет методами, указанными в предыдущей главе.

К сожалению, приходится отметить, что опытный материал, который мы имеем по этому вопросу, не обширен и некоторые опытные данные являются результатом лишь лабораторных исследований.

Практические данные по длительности сушки, приводимые в некоторых главах этой книги, хотя и значительно зависят от конструкции сушилок и режимов сушки и часто резко отличаются друг от друга, все же, однако, могут служить базой для расчета и критерием для оценки вероятной длительности сушки.



## 1. ВЛАГА В МАТЕРИАЛЕ

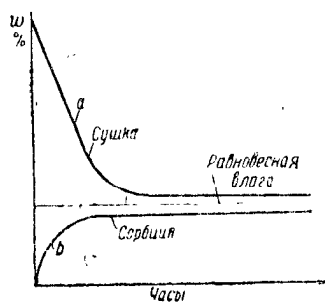
Влага в материале может удерживаться под влиянием сил сцепления (адсорбция влаги на поверхности материала), капиллярных сил, она может находиться в нем в виде раствора, коллоида и т. п., причем наличие могут быть один или группа перечисленных факторов. Если влага удерживается в материале только за счет сил механического сцепления, то процесс удаления этой влаги будет подчинен законам, действительным для чистой жидкости. При этом, очевидно, *давление паров влаги над поверхностью материала не будет отличаться от давления пара над чистой жидкостью*.

Давление пара влаги над поверхностью материала, удерживаемой в нем за счет капиллярных сил, будет также мало отличающимся от давления пара над чистой жидкостью, так как у большинства встречающихся на практике материалов диаметр капилляров настолько велик, что вызываемое искривление поверхности почти не изменяет давления пара. Только давление пара влаги, удержанной более прочно, в частности, в виде истинного или коллоидного раствора, будет меньше давления пара над жидкостью, причем это давление будет зависеть от концентрации влаги в материале.

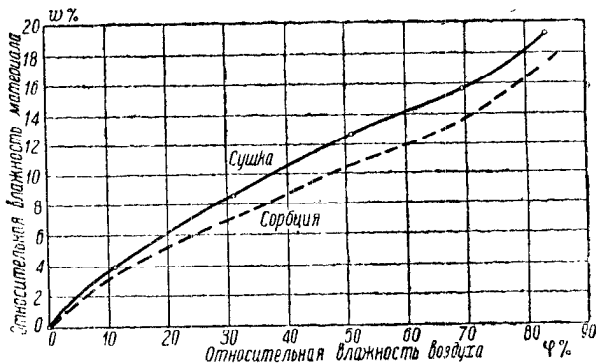
Учитывая, что подчас не удается установить характер связи влаги с материалом, всю влагу (не вдаваясь в физическую сущность связи влаги с материалом) обычно делят только на две части: *влагу свободную*, наличие которой обеспечивает давление пара над поверхностью материала, равное давлению пара чистой жидкости, и *влагу, связанную* с материалом более прочно за счет гигроскопических свойств материала, понимая под *гигроскопическими свойствами* сумму всех факторов, обуславливающих *понижение давления пара над поверхностью при уменьшении влажности материала*. Влажность материала, при которой давление пара над поверхностью начинает уменьшаться по сравнению с давлением пара над чистой жидкостью, носит название *гигроскопической влажности*. При соприкосновении влажного материала с воздухом может оказаться, что давление пара над материалом будет больше, чем парциальное давление этих паров в воздухе, тогда, очевидно, будет происходить перемещение влаги из материала в воздух, т. е. *процесс сушки*. Этот процесс, очевидно, будет продолжаться до тех пор, пока давление паров над материалом не сравняется с парциальным давлением пара в воздухе. Но может иметь место и случай, когда при соприкосновении влажного материала с воздухом давление пара над поверхностью материала будет меньше, чем парциальное давление тех же паров в воздухе. Тогда, очевидно, будет происходить перемещение влаги из воздуха к материалу, т. е. будет иметь место *поглощение (сорбция) материалом влаги*. Этот процесс будет происходить также до тех пор, пока давление паров над материалом и в воздухе не сравняется. Таким образом в результате сушки и сорбции приходят к определенному содержанию влаги, которая находится в *равновесии* с влагой, содержащейся в воздухе. *Это равновесие может иметь место только при равенстве давлений пара над материалом и в воздухе*. При этом во всех случаях (при постоянных параметрах воздуха) равновесие достигается в результате изменения давления пара над поверхностью материала при изменении влажности материала, т. е. за счет гигроскопических свойств материала. Поэтому о гигроскопичности материала или о его способности удерживать влагу обычно судят по влажности, при которой наступает равновесие с воздухом при данном парциальном давлении пара; эта влажность получила название *равновесной  $w_p$*  или *устойчивой влажности материала*. Таким образом из материала при сушке можно удалить не всю содержащуюся в нем влагу, а только *влагу за вычетом равновесной влажности*. В дальнейшем разность наличной влажности материала и равновесной влажности в данных условиях сушки мы будем называть *удаляемой влажностью*  $w_{уд} = w - w_p$ .

Для целого ряда материалов было установлено, что влажность, при которой наступает равновесие, будет отличаться в зависимости от того, получена ли она в процессе сушки или сорбции, причем в первом случае значение равновесной влажности обычно больше, чем во втором.

Это явление наблюдается обычно у пористых материалов органического происхождения, где уменьшение способности поглощать влагу объясняется изменением структуры поверхности капилляров при обнажении их во время подсушки. На фиг. 63 приводится примерный график протекания сушки и сорбции, при этом отчетливо видна разница равновесной влажности, достигнутой в результате того и другого процесса.



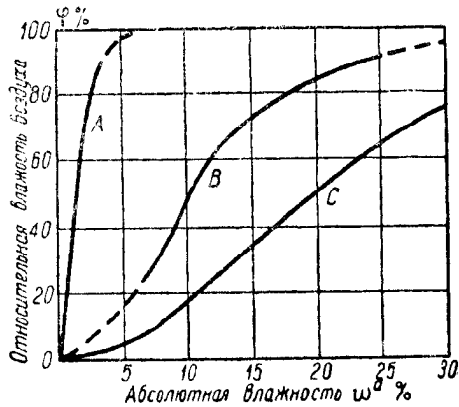
Фиг. 63.



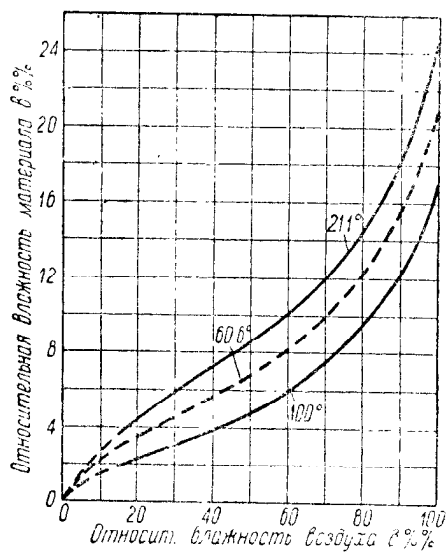
Фиг. 64.

На фиг. 64 приведены кривые зависимости устойчивой влажности картона толщиной 0,5 мм от относительной влажности воздуха при сушке и при сорбции, показывающие степень расхождения значения этой величины (опыты сушильной лаборатории Теплотехнического института).

Значение равновесной влажности находится между двумя конечными значениями влажности, полученной при сушке и при сорбции; однако, так как изменения структуры материала под действием сушки обычно незначительны (сушка при допустимых для данного материала температурах), то для практических целей можно принять однозначную зави-



Фиг. 65.



Фиг. 66.

симость конечной влажности от состояния окружающей среды, причем, как и следовало ожидать, с повышением относительной влажности воздуха значение равновесной влажности повышается. Значения равновесной влажности  $w^a$  % для некоторых материалов приведены в табл. 26.

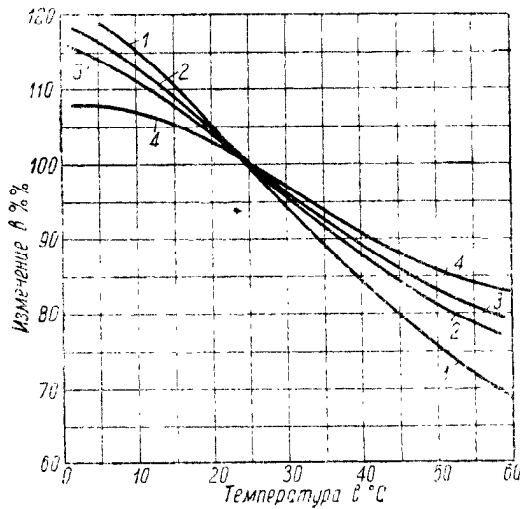
На фиг. 65 приведены кривые зависимости устойчивой влажности материала от влажности воздуха для трех характерных материалов: А — для относительно негигроскопического кизельгура; В — для шелка и С — для табака, который чрезвычайно гигроскопичен. Каждая кривая состоит из двух ветвей, из которых первая

ТАБЛИЦА 26

Наименование материала	φ %	φ %										Примечание
		10	15	20	30	40	50	60	70	80	90	
Натуральные текстильное волокно	Хлопок . . . . .	2,6	—	3,7	4,4	5,2	5,9	6,8	8,1	10,0	14,3	Ткань Гигроскопическая вата
	Хлопок . . . . .	4,8	—	9,0	12,5	15,7	18,5	20,8	22,8	24,3	25,8	
	Хлопок-сырец . . . . .	2,0	2,8	3,5	4,7	5,5	6,5	8,0	10,7	—	—	Опыты ВТИ
	Шерсть . . . . .	4,7	—	7,0	8,9	10,8	12,8	14,9	17,2	16,9	23,4	Моток
	Шелк . . . . .	3,2	—	5,5	6,9	8,0	8,9	10,2	11,9	14,3	18,8	Моток
	Лен . . . . .	1,9	—	2,9	3,6	4,3	5,1	6,1	7,0	8,4	10,2	Ткань
	Лен . . . . .	3,6	—	5,4	6,5	7,3	8,1	8,9	9,8	11,2	13,8	Пряжа
	Джут . . . . .	3,1	—	5,2	6,9	8,5	10,2	12,2	14,4	17,1	20,2	
Пенька-конопля, пакля . . . . .	2,7	—	4,7	6,0	7,2	8,5	9,9	11,6	13,6	15,7	Веревка	
Искусственный шелк	Медно-аммиачный . . . . .	4,0	—	5,7	6,8	7,9	9,2	10,8	12,4	14,2	16,0	Моток
	Ацетатный . . . . .	0,8	—	1,1	1,4	1,9	2,4	3,0	3,6	4,3	5,3	Волокно
	Нитро . . . . .	—	3,95	—	7,0	—	9,1	—	11,8	—	16,0	Моток
	Вискозный . . . . .	—	5,6	—	6,7	—	9,4	—	12,9	—	16,8	Волокно
Бумага	Древесная масса . . . . .	—	4,55	—	6,3	—	7,9	—	9,5	—	12,2	Сосна
	Целлюлоза . . . . .	—	3,55	—	5,8	—	6,3	—	7,8	—	10,5	
	Газетная . . . . .	2,1	—	3,2	4,0	4,7	5,3	6,1	7,2	8,7	10,6	Масса — 24% золь
	Писчая . . . . .	3,0	—	4,2	5,2	6,2	7,2	8,3	9,9	11,9	14,2	Масса — 3% золь
	Плотная . . . . .	2,4	—	3,7	4,7	5,5	6,5	7,5	8,8	10,8	13,2	Тряпка — 1% золь
	Печатная . . . . .	3,2	—	4,2	5,0	5,6	6,2	6,9	8,1	10,3	13,9	75% тряпки — 1% золь
	Оберточная . . . . .	3,2	—	4,6	5,7	6,6	7,6	8,9	10,5	12,6	14,9	Хвоиная
Треста конопляная . . . . .	3,6	4,1	4,7	5,9	7,2	8,5	10,0	11,6	13,5	16,0	Опыты ВТИ	
Органические	Кожа . . . . .	5,0	—	8,5	11,2	13,6	16,0	18,3	20,6	24,0	29,2	Дубленая
	Хромовый опоск . . . . .	9,0	10,0	11,0	14,1	16,5	19,0	22,0	25,5	29,5	35,0	Опыты ВТИ
	Струны . . . . .	4,6	—	7,2	8,6	10,2	12	13,3	17,3	19,8	21,7	Ракетные
	Клей . . . . .	3,4	—	4,8	5,8	6,6	7,6	9,0	10,7	11,8	12,1	
	Резина . . . . .	0,11	—	0,21	0,32	0,44	0,51	0,66	0,76	0,88	0,99	Шины
	Дерево . . . . .	3,0	—	4,4	5,9	7,6	9,3	11,3	14,0	17,5	22,0	
	Мыло . . . . .	1,9	—	3,8	5,7	7,6	10,0	12,9	16,1	19,8	23,8	
	Табак . . . . .	5,4	—	8,6	11,0	13,3	16,0	19,5	23,0	33,5	50,0	Сigaretка
	Нух . . . . .	—	5,0	—	6,4	—	8,1	—	10,1	—	12,7	
	Белый хлеб . . . . .	0,5	—	1,7	3,1	4,5	6,2	8,5	11,1	14,5	19,0	
Пищевые продукты	Печенье . . . . .	2,1	—	2,8	3,3	3,9	5,0	6,5	8,3	10,9	14,9	
	Макароны . . . . .	5,1	—	7,4	8,8	10,2	11,7	13,7	16,2	19,0	23,1	
	Мука . . . . .	2,6	—	4,1	5,3	6,5	8,0	9,9	12,4	15,1	19,1	
	Крахмал . . . . .	2,2	—	3,8	5,2	6,4	7,4	8,3	9,2	10,6	12,7	
	Чай фракция 5 мм . . . . .	—	6,0	6,5	8,0	8,9	9,8	10,5	16,0	22,0	32,0	Опыты ВТИ
	Чай — 3—1 мм . . . . .	—	6,0	6,9	8,0	8,5	8,7	9,0	15,0	21,0	28,0	
	Желатин . . . . .	0,7	—	1,6	2,8	3,8	4,9	6,1	7,6	9,3	11,4	
	Зерно . . . . .	—	—	5,8	7,8	9,3	11,3	13,6	15,6	17,5	—	Гофман (пшеница, рожь, овес)
	Яблоки . . . . .	—	—	—	5,0	—	11,0	18,0	25,0	40,0	60,0	

Наименование материала	$\varphi$ %										Примечание	
	10	15	20	30	40	50	60	70	80	90		
Масляни- стые семена	Подсолпечник	—	—	—	—	5,3	6,3	7,4	8,5	10,0	12,9	Опыт ВНИИЖ
	Лен	—	—	—	—	5,4	6,3	7,1	8,5	10,2	13,8	
	Конопля	—	—	—	—	5,0	5,9	7,17	8,1	9,9	12,7	
	Соя	—	—	—	—	—	—	8,4	10,0	12,6	19,5	
	Клещевина	—	—	—	—	—	—	5,8	6,50	7,7	9,8	
	Хлопчатник	—	—	—	—	—	—	8,9	9,8	11,5	17,2	
Асбестовое волокно	—	—	0,24	0,26	0,32	0,41	0,51	0,62	0,73	0,81	Чисто	
Силкагель	5,7	—	9,8	12,7	15,2	17,2	18,8	20,2	21,5	22,6		
Кизельгур	—	0,50	—	0,88	—	1,10	—	2,0	—	3,19	Опыт ВТИ „Строительн. мат.“ № 10, 1936 г.	
Оксид цинка	—	0,17	—	0,29	—	0,36	—	0,11	—	0,59		
Стеклопная вага	—	0,09	—	0,09	—	0,17	—	0,23	—	0,40		
Каолин	—	0,30	—	0,6	—	0,92	—	1,06	—	1,27		
Кокс	—	0,33	—	0,6	—	1,02	—	1,48	—	1,89		
Углерод	—	2,48	—	3,42	—	3,85	—	4,31	—	6,0		
Активированный уголь	—	9,5	—	22,8	—	28,3	—	30,0	—	32,7		
Уголь подмосковный	—	—	—	6,4	—	9,9	—	13,6	15,5	—		
Древесные плиты	—	2,5	—	6,0	—	7,7	—	10,0	—	15,0		

вогнута внутрь, вторая — в обратную сторону, приближаясь асимптотически к линии  $\varphi = 100\%$ . Влажность, при которой кривая равновесной влажности пересекает линию  $\varphi = 100\%$ , равняется, очевидно, *гигроскопической влажности*  $w_h$ . В технологии дерева эта влажность называется точкой насыщения волокна.



Фиг. 67.

Значительно меньше имеется материала по изучению зависимости равновесной влажности от относительной влажности воздуха при более высоких температурах. Из небольшого количества работ в этой области видно, что увеличение температуры воздуха при  $\varphi = \text{const}$  дает понижение устойчивой влажности. Так, на фиг. 66 представлены результаты, полученные Мадисоновской лесотехнической лабораторией при опытах с деревом, а на фиг. 67 показаны кривые изменения равновесной влажности в процентах по отношению к влажности при  $\varphi = 50\%$  и  $t = 25^\circ\text{C}$  в зависимости от температуры воздуха для шерсти 3, шелка 2, хлопка 4 и дерева 1 (опыты Thelen, Hartshorn, Schloesing'a<sup>1)</sup>). Несмотря

на это, многие авторы, в том числе Гирн, предлагают принимать пока зависимость равновесной влажности только от относительной влажности воздуха, что дает

<sup>1</sup> Опыт по определению устойчивой влажности материала производится следующим образом:

Берется влажный материал одинаковой начальной влажности и помещается в бюксы в 5—6 эксикаторов с различными концентрациями серной кислоты. Все эксикаторы помещают в термостат, где в течение всего периода сушки поддерживается постоянная температура. Материал ежедневно взвешивают, и когда убыль веса прекращается, считают,

возможность, производя опыты при комнатной температуре, хотя бы грубо оценивать равновесную влажность также и при других температурах в сушилках.

Изучение условий равновесия в настоящее время представляет большой интерес, поскольку, как будет видно из дальнейшего, при решении важнейших вопросов динамики сушки необходимо знать значение равновесной влажности. Помимо этого равновесную влажность необходимо знать при решении целого ряда практических вопросов.

Равновесная влажность дает указания, до каких пределов следует сушить материал в сушилке, чтобы не тратить лишнего тепла на пересушку, так как иначе материал все равно снова поглотит из воздуха недостающую влагу (исключая те случаи, когда нужно пересушивать материал ниже его равновесной влажности для лучшей его обработки в какой-либо стадии производства — размол, отделка и т. д.).

При производстве различных испытаний гигроскопических материалов чрезвычайно важно поддерживать в них влажность, близкую к равновесной для определенного состояния воздуха, так как при этом получают нормальные физические свойства продукта. (Например, для испытания всех текстильных материалов по нормам Американского общества испытания материалов требуется  $\varphi = 64—66\%$  при  $t = 21—26^\circ \text{C}$ .)

Наконец, при коммерческих взаимоотношениях изменение веса в связи с изменением относительной влажности воздуха может повлечь за собой неправильные расчеты.

## II. ИСПАРЕНИЕ ЖИДКОСТИ СО СВОБОДНОЙ ПОВЕРХНОСТИ

Закон испарения воды со свободной поверхности представляет собой одно из важнейших звеньев в изучении процессов сушки материалов, поскольку, как будет указано далее, испарение влаги из различных материалов протекает во многих случаях с той же интенсивностью, как с поверхности воды.

Общая теория испарения жидкости в воздух исходит из аналогии между процессами теплопередачи и диффузии, которые имеют идентичные основные дифференциальные уравнения теплопроводности и диффузии: если согласно теории подобия количество переданного тепла выражается общей формулой

$$Q = f_1(Re, Pr, Gr, l/d)(t_n - t) \frac{\lambda}{l} \quad (110)$$

или

$$Nu = f_1(Re, Pr, Gr, l/d), \quad (110')$$

то для количества жидкости, испаряющейся в воздухе с  $m^2/\text{час}$ , будем иметь аналогичное выражение

$$W' = \frac{W}{ZF} = f(Re, Pr', Gr', l/d) \cdot \frac{D}{l} (C_n - C) \quad (111)$$

или

$$\frac{\beta l}{D} = f(Re, Pr', Gr', l/d), \quad (111')$$

где  $\beta = \frac{W'}{C_n - C}$  — коэффициент испарения, отнесенный к разности концентраций;

$Pr' = \frac{\nu}{D}$  — критерий, аналогичный критерию  $Pr$  при теплопередаче;

$D$  — коэффициент диффузии в  $m^2/\text{час}$  или  $m^2/\text{сек}$ ;

$Gr' = \frac{\rho \cdot g \cdot \Delta \gamma}{\nu^2 \gamma_n}$  — критерий, аналогичный критерию Грасгофа в процессах теплопередачи ( $\frac{\Delta T}{T}$  заменяется  $\frac{\Delta \gamma}{\gamma_n}$ , учитывая изменение удельного веса воздуха в за-

что давление пара воды над серной кислотой уравновешено с давлением влаги материала. Для серной кислоты существует выясненная опытным путем зависимость давления пара воды от ее концентрации. Параллельно с этим иногда определяют в качестве контроля устойчивую влажность, достигнутую в результате сорбции. В этом случае в эксикаторы с разной концентрацией серной кислоты помещают бюксы с предварительно подсушенным материалом.

висимости от содержания в нем паров жидкости; здесь  $\Delta\gamma$  — разность удельных весов, соответствующих состоянию воздуха на поверхности и в основной массе воздуха;  $\gamma_n$  — удельный вес, соответствующий состоянию воздуха на поверхности);

$l/d$  — критерий, учитывающий геометрическую форму тела, с поверхности которого происходит испарение;

$C_n - C$  — разность концентраций паров жидкости в  $\text{кг}/\text{м}^3$  на поверхности тела и в воздухе.

Если пренебречь отсутствием подобия полей физических констант при теплопередаче и испарении [это влияние формулами (110) и (111) не учитывается] и влиянием перпендикулярной скорости воздуха у поверхности испарения, что практически допустимо при не слишком больших разностях температур и концентраций и незначительных абсолютных величинах концентраций (влажностенности) (см. Федоров И. М. „Сушка тонких плоских материалов“, Отчет сушильной лаборатории ВТИ), то функции  $f$  и  $f_1$  должны быть одинаковы; поэтому при одновременной теплопередаче и испарении [критерий  $Gr$  в уравнении (110) в этом случае также заменяется на  $Gr'$ ] получаем

$$\frac{Q}{W'} = \frac{\lambda(t_n - t)}{D(C_n - C)} \cdot \frac{f(Re, Pr, Gr', l/d)}{f(Re, Pr', Gr', l/d)} \quad (112)$$

Если  $Pr = Pr'$ , т. е.  $\frac{\nu}{a} = \frac{\nu}{D}$ ;  $a = D$ , то

$$\frac{Q}{W'} = \frac{\lambda(t_n - t)}{D(C_n - C)} \quad \text{и} \quad \alpha/\beta = \frac{\lambda}{D} \quad \text{или} \quad \text{поскольку} \quad a = \frac{\lambda}{\alpha} = D,$$

$$\frac{Q}{W'} = c_{\text{в}}\lambda \frac{(t_n - t)}{(C_n - C)} \quad \text{и} \quad \frac{\alpha}{\beta} = c_{\text{в}}\lambda. \quad (113)$$

Выражение (113) представляет собой так называемый закон Льюиса, являющийся частным случаем уравнения (112) при  $a = D$  и приближенно верный для случая испарения воды в воздух, так как для этого случая  $\frac{a}{D}$  близко к единице.

На основе уравнения (112) скорость испарения может быть вычислена по количеству тепла, переданного поверхности при чистой теплопередаче, и обратно. Это обстоятельство позволяет использовать богатый материал по теплопередаче для теоретических подсчетов скорости испарения при различных условиях обтекания.

При наличии разности температур между поверхностью испарения и воздухом точнее заменить разность концентраций в уравнениях (111) и (112) разностью парциальных давлений ( $H - h$ ) на поверхности жидкости  $H$  и в воздухе  $h$ , воспользовавшись вытекающим из уравнения Мариотта — Гей-Люссака (стр. 12) выражением  $C_n - C = \frac{H - h}{R_n T}$ . Однако еще больший практический интерес представляет преобразование формулы (111) с заменой концентраций влажностенности воздуха, так как это значительно облегчает увязку статики и динамики сушки при пользовании  $Jd$ -диаграммой.

Вводя коэффициент скорости испарения, выраженный в  $\text{г}/\text{м}^2$  час на единицу разности влажностенностей в  $\text{г}/\text{кг}$  сухого воздуха  $K = \frac{1000 \cdot W'}{d_n - d}$  (где  $d_n$  и  $d$  — влажностенности воздуха у поверхности испарения и в окружающей среде) и пользуясь тем обстоятельством, что при малых влажностенностях, очевидно,  $\beta = \frac{K}{\gamma}$  (при  $d_n - d = \frac{C_n - C}{\gamma}$ ), непосредственно из формулы (111') получим

$$\frac{Kl}{\gamma D} = f\left(Re, Pr', Gr', \frac{l}{d}\right). \quad (114)$$

Для возможности применения формулы (114) и при высоких влажностенностях воздуха в нее должна быть введена поправка, учитывающая прежде всего

влияние отношения общего давления к парциальному давлению воздуха<sup>1</sup> у поверхности испарения и в основной массе газовой среды. Введение этой поправки не усложняет уравнение (114) по сравнению с уравнением (111'), так как последнее действительно точно так же только при малых влагосодержаниях воздуха, при высоких же влагосодержаниях нуждается в поправке аналогичного характера, поскольку скорость испарения, отнесенная к разности концентраций, увеличивается с увеличением парциального давления паров жидкости.

Для случая турбулентного движения в трубе или турбулентного обтекания плоской пластины, как это показано в Отчете сушильной лаборатории ВТИ „Динамика сушки тонких плоских материалов“, на основе гидродинамической теории поправка к уравнению (114) (множитель к правой части уравнения) может быть с достаточной точностью (до  $d_n \approx 300$ ) представлена выражением  $\frac{1}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}}$ ,

где  $d_{cp} = \frac{d + d_n}{2}$ .

До получения более точных данных эту поправку можно применять и в других случаях испарения (например, ламинарного обтекания плоской пластины, свободной конвекции, обтекания тел различной формы и т. д.).

Таким образом получаем общую формулу

$$\frac{Kl}{\gamma D} = \frac{1}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} f(Re, Pr', Gr', \frac{l}{d}). \quad (115)'$$

Принимая во внимание, что  $\gamma \cdot D = \frac{\mu g}{Pr'}$ , можно привести уравнение (115) к виду

$$\frac{Kl}{\mu g} = \frac{1}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} \cdot f(Re, Pr', Gr', \frac{l}{d}) \cdot Pr' = \frac{1}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} f_1(Re, Pr', Gr', \frac{l}{d}). \quad (116)$$

Критерий  $\frac{Kl}{\mu g}$  имеет то преимущество перед критерием  $\frac{Kl}{\gamma D}$ , что не содержит коэффициента диффузии, значения которого во многих случаях неизвестны или же известны недостаточно точно. Из правой части уравнения коэффициент диффузии (входящий в критерий  $Pr'$ ) может быть также исключен, так как критерий  $Pr'$  (как и критерий  $Pr$  при теплопередаче в газах) для большинства систем мало изменяется с изменением условий сушки и может считаться постоянным. Для практических расчетов и обработки опытных данных можно, таким образом, пользоваться уравнением

$$\frac{Kl}{\mu g} = \frac{1}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} f_2(Re, Gr', \frac{l}{d}) \quad (117)$$

или, принимая степенную зависимость от критериев,

$$\frac{Kl}{\mu g} = \frac{A_1}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} Re^m \quad (118)$$

для случая вынужденного движения и

$$\frac{Kl}{\mu g} = \frac{A_2}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} (Gr')^n \quad (119)$$

для случая свободной конвекции, причем в выражениях (118) и (119) коэффициенты  $A_1$  и  $A_2$  учитывают также влияние критерия  $\frac{l}{d}$ . Значение физических констант в формулах (118) и (119) в первом приближении можно подставлять для турбулентного течения в трубе и турбулентного обтекания плоской пластины при условиях, соответствующих состоянию основной массы сушильного воздуха, во

<sup>1</sup> В формулах (115), (116), (117), (124'), (128'), (129'),  $d$  обозначает диаметр,  $a$  — влагосодержание.

всех остальных случаях при условиях, средних между таковыми в основной массе сушильного воздуха и на поверхности испарения.

Показатели степени при  $Re$  и  $Gr'$  в уравнениях (118) и (119) должны быть те же, что и в соответствующих уравнениях теплопередачи, ибо, как указывалось уже выше, вид функций критериев при теплопередаче и испарении одинаков.

Величины коэффициентов  $A_1$  и  $A_2$  также могут быть определены из уравнений теплопередачи на основе следующих соображений: принимая в уравнении (112) степенный закон зависимости от критериев, получим

$$\frac{c_p}{W'} = \frac{\lambda(t_n - t) \cdot b \cdot Re^m (Pr)^n (Gr')^p \left(\frac{l}{d}\right)^r}{D(C_n - C) \cdot b \cdot Re^{m'} (Pr')^n (Gr')^p \left(\frac{l}{d}\right)^r} = \frac{\lambda}{D} \left(\frac{Pr}{Pr'}\right)^n \cdot \frac{t_n - t}{C_n - C},$$

или

$$\frac{\alpha}{\beta} = \frac{\lambda}{D} \left(\frac{Pr}{Pr'}\right)^n = c_{в,л} \gamma \left(\frac{a}{D}\right)^{1-n}. \quad (120)$$

Это уравнение при  $d$  и  $d_n$ , близких к нулю, совершенно точно (см. выше стр. 118).

Подставляя  $\beta = \frac{K}{\gamma}$  (что также верно при  $d \approx 0$ ), будем иметь

$$K = \frac{\alpha}{c_{в,л}} \left(\frac{D}{a}\right)^{1-n}. \quad (121)$$

Заменяя  $K$  в уравнениях для скорости испарения, например, в уравнении (118) (также при  $d = 0$ ) его значением из уравнения (121), получим

$$\frac{\frac{\alpha}{c_{в,л}} \cdot \left(\frac{D}{a}\right)^{1-n} \cdot l}{\mu \cdot g} = A_1 Re^m. \quad (122)$$

Выражение (122) должно быть идентично с обычным уравнением теплопередачи для вынужденного движения вида

$$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda} = A \cdot Re^m. \quad (122a)$$

Сравнение уравнений (122) и (122a) дает

$$A_1 = A \cdot Pr^{-1} \left(\frac{D}{a}\right)^{1-n}. \quad (123)$$

Применяя эту формулу к различным случаям обтекания поверхности испарения, получим различные теоретические формулы, позволяющие определить  $K$ .

1. Для случая турбулентного обтекания плоской поверхности (системы плоских поверхностей) или турбулентного движения в трубе<sup>2</sup> при испарении *воды в воздух* ( $D = 0,0754$  м<sup>2</sup>/час при 0° С и атмосферном давлении;  $\frac{D}{a} = 1,115$ ;  $Pr = 0,73$ ; изменением отношения  $\frac{D}{a}$  и  $Pr$  при изменении температуры и влажности воздуха с некоторым допущением можно пренебречь), если  $\frac{l}{s} > 30$  ( $l$  — длина пластины,  $s$  — расстояние между пластинами или радиус трубы), то  $A = 0,02$  [формула (21')],  $m = 0,8$ ,  $n = 0,4$  [формула (21)]. Тогда из формулы (118) получим

$$\frac{Kl}{\mu g} = \frac{0,0299}{1 + \frac{a_{ср}}{1000}} \cdot Re^{0,8}. \quad (124)$$

При подсчете  $Re$  за определяющий размер берется приведенный диаметр (стр. 19); физические константы берутся при условиях, соответствующих состоянию протекающего воздуха.

<sup>1</sup> Уравнения (118) и (119) в соединении с уравнением (123) могут применяться для расчета скорости испарения не только воды, но и других жидкостей.

<sup>2</sup> Испарение с внутренней поверхности трубы.



2. Для случая обтекания системы плоских поверхностей при  $Re$ , большем 135 000, и  $\frac{l}{s} < 30$ , т. е. при условиях, соответствующих формуле Юргеса (24'), имеем  $A = 43,2 \cdot 10^{-3}$  [формула (24')],  $m = 0,78$ ,  $n = 0,33$  (согласно формуле Pohlhausen<sup>1)</sup>)

$$\frac{Kl}{\mu g} = \frac{0,0652}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} \cdot Re^{0,78} \quad (125)$$

При подсчете  $Re$  за определяющий размер берется длина поверхности  $l$  в направлении потока.

Физические константы берутся при условиях, соответствующих состоянию протекающего воздуха.

3. Для обтекания системы плоских поверхностей при  $Re = 13\,500 \div 135\,000$ ,  $n > 0,5$  м/сек и  $\frac{l}{s} < 30$  согласно формуле Юргеса (24) имеем  $A = 117 + 25,2 \times 10^{-4} Re$ ;  $n = 0,33$  (как и в случае 2). Формула (124) в этом случае будет иметь вид

$$\frac{Kl}{\mu g} = \frac{177,0 + 38,0 \cdot 10^{-4} Re}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} \quad (126)$$

Физические константы в формуле (126) подставляются при условиях, средних между таковыми, соответствующими состоянию воздуха в основной массе и на поверхности.

Значения  $K$ , подсчитанные по этой теоретической формуле, довольно хорошо совпадают с опытными коэффициентами, полученными в одной работе сушильной лаборатории ВТИ,<sup>2</sup> где получена в пределах  $Re = 1,16 \cdot 10^3 \div 5,8 \cdot 10^3$  следующая формула:

$$\frac{Kl}{\mu g} = \frac{16,8}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} \cdot Re^{0,25} \quad (127)$$

в пределах  $Re = 5,8 \cdot 10^3 \div 1,16 \cdot 10^5$

$$\frac{Kl}{\mu g} = \frac{1,97}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} \cdot Re^{0,5} \quad (127')$$

Физические константы для случаев формул (127) и (127') подсчитываются для условий, средних между состоянием основной массы воздуха и состоянием его у поверхности испарения.

4. Для обтекания одиночной трубы (испарение с наружной поверхности трубы) и стержня неправильной формы (испарение с поверхности стержня) перпендикулярно оси согласно формуле (23) и пучков по § 34 имеем

$$A = 0,33; m = 0,56; n = 0,31$$

(по Ulsamer'y, Ten-Bosch, Wärmeübertragung, стр. 155); формула принимает вид

$$\frac{Kl}{\mu g} = \frac{0,500}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} \cdot Re^{0,56} \quad (128)$$

Физические константы при определении  $Re$  и  $\mu$  в уравнении (122) подсчитываются<sup>3</sup> как в случае 3. Для стержня в качестве определяющего размера подставляется диаметр трубы равного периметра.

<sup>1</sup> Ten-Bosch, Die Wärmeübertragung, 1936 г., стр. 117.

<sup>2</sup> И. М. Федорова, Динамика сушки горючих плоских материалов.

5. При естественной конвекции формула (124) преобразуется согласно формуле (119), причем имеем

$$\frac{Kl}{\mu g} = \frac{A \cdot \left(\frac{D}{a}\right)^{1-n}}{Pr \left(1 + \frac{d_{cp}}{1000}\right)} (Gr')^n.$$

В этом случае для условий формулы (25) для всех случаев § 38, 39, 40, 41  $A = 0,525 \sqrt[4]{Pr}$  и  $n = 0,25$ , и мы получаем формулу

$$\frac{Kl}{\mu g} = \frac{0,740}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} (Gr')^{0,25}. \quad (129)$$

Для условий формулы (26)  $A = 0,15 \sqrt[3]{Pr^2} = 0,12$ , а  $n = 0,67$ , и соответственно будем иметь

$$\frac{Kl}{\mu g} = \frac{0,17}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} (Gr')^{1/3}. \quad (130)$$

Физические константы при подсчетах  $Gr'$  вычисляются для условий, средних между состоянием основной массы воздуха и состоянием его у поверхности испарения.

Формулы (124) — (130) могут быть упрощены путем подстановки значений физических констант для влажного воздуха и выражения этих значений как функции температуры. Изменение влагосодержания воздуха мало сказывается на величине температурной функции, и поэтому приводимые ниже формулы можно считать достаточно точными до величины среднего влагосодержания  $\frac{d_2 + d_1}{2}$  порядка 200 г/кг. Взамен формулы (124) мы получаем формулу

$$K = \frac{12,1 \left(1 + 0,024 \frac{t}{100}\right) (\gamma v)^{0,3}}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} d^{0,3}. \quad (124')$$

Взамен формулы (125) — формулу

$$K = 22,4 \frac{1 + 0,024 \frac{t}{100} (\gamma v)^{0,78}}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} t^{0,22}. \quad (125')$$

Формулы (124') и (125') пригодны в пределах  $t$  от 0 до 1000° С.

Вместо формулы (126) получим

$$K = \frac{11,2 \left(1 + 0,2 \frac{t_{cp}}{100}\right) + 13,7 \gamma v}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} \quad (126')$$

Формула (126') пригодна в пределах  $t_{cp}$  от 0 до 600° С.

Вместо формулы (127) получим

$$K = \frac{15,3 \left(1 + 0,21 \frac{t_{cp}}{100}\right) (\gamma v)^{0,35}}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} t^{0,75}. \quad (127'')$$

Формула (127'') пригодна в пределах  $t_{cp}$  от 0 до 200° С. Следует иметь в виду, что эта формула выведена для случая очень малых скоростей воздуха, при которых безусловно заметно сказывалось влияние свободной конвекции. Поэтому фор-

мула эта может применяться только при значениях критерия  $Gr'$ , близких к имевшему место в опытах ( $\sim 10^7$ ).

Вместо формулы (127') получаем формулу

$$K = 29,6 \frac{1 + 0,085 \frac{t_{cp}}{100}}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} (\gamma v)^{0,5}, \quad (127''')$$

пригодную при  $t_{cp}$  от 0 до  $600^\circ \text{C}$ .

Вместо формулы (128) — формулу

$$K = 14,8 \frac{1 + 0,068 \frac{t_{cp}}{100}}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} (\gamma v)^{0,56} d^{0,44}, \quad (128')$$

пригодную в тех же пределах  $t_{cp}$ , как и предыдущая.

При естественной конвекции для воздуха при атмосферном давлении имеем формулы

$$K = 21,6 \frac{1 - 0,035 \frac{t_{cp}}{100}}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} \sqrt{\frac{\Delta \gamma}{\gamma_{nos} d}} \quad (129')$$

и

$$K = 39 \frac{1 - 0,025 \frac{t_{cp}}{100}}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} \sqrt{\frac{\Delta \gamma}{\gamma_{nos}}} \quad (130')$$

Формула (129') пригодна до  $t_{cp} \approx 400^\circ \text{C}$  и формула (130') до  $t_{cp} \approx 300^\circ \text{C}$ .

Во всех этих формулах:

$\gamma v$  — весовая скорость воздуха в  $\text{кг/сек м}^2$ ;

$t$  — средняя температура воздуха в  $^\circ \text{C}$ ;

$t_{cp}$  — средняя температура между температурой воздуха и температурой поверхности в  $^\circ \text{C}$ ;

$l$  — длина в направлении тока воздуха в  $\text{м}$ ;

$d$  — определяющий размер (диаметр) в  $\text{м}$ .

С достаточной технической точностью эти же упрощенные формулы могут применяться и для дымовых газов.

Опыты по определению скорости испарения воды со свободной поверхности при протекании воздуха параллельно поверхности испарения с различными скоростями производились многими исследователями, причем применялись сосуды различной формы и размеров. Во всех этих опытах были различные и не вполне определенные гидродинамические условия обтекания, так как в большинстве из них уровень поверхности испарения изменялся во время процесса испарения, воздух подавался по каналам различной формы, не исключены были различные факторы, например, завихрение и неравномерность потока воздуха и т. д. Формулы, полученные в результате таких опытов, могут быть применимы лишь для определенных условий и не могут быть широко распространены на иные отличные случаи испарения.

Опыты чаще всего обрабатывались в направлении определения коэффициента  $C$  в формуле Дальтона

$$W' = \frac{W}{ZF} = C(H - h) = C_1(H - h) \frac{760}{b} \text{ г/м}^2 \text{ час}, \quad (131)$$

где  $\frac{W}{ZF}$  — количество воды, испаренной с  $\text{м}^2$  в час в граммах;

$H = p_n$  — давление насыщенного водяного пара при температуре испаряющейся воды в  $\text{мм рт. ст.}$ ;

$h = p_n$  — парциальное давление пара в протекающем воздухе или окружающей среде в мм рт. ст.;

$p_n$  и  $p_n$  могут быть взяты по табл. 5 при соответствующем пересчете в мм рт. ст.;

$b$  — барометрическое давление в мм рт. ст.;

$C$  — коэффициент, зависящий от скорости движения протекающего воздуха и его плотности в  $г/м^2$  час, в мм рт. ст.

Значение  $C$  по данным Carrier'a<sup>1</sup> (определены в 1913 — 1914 гг.) определяется из следующего выражения:

$$C = 17,8 + 15,2v,$$

где  $v$  — продольная скорость воздуха у воды при соответствующей температуре в м/сек.

Значение коэффициента  $C$  согласно опытам сушильной лаборатории Теплотехнического института (Опыты проводились при температуре воздуха  $60 \div 250^\circ C$ , насыщениях до  $100 г/м^3$  и средней скорости воздуха  $v$  от 1 до 7 м/сек. Вода испарялась из цилиндрической чашки  $\varnothing 200$  мм, сечение воздушного канала было  $300 \times 300$  мм.) выразится следующим образом:

$$C = 22,9 + 17,4v, \quad (132)$$

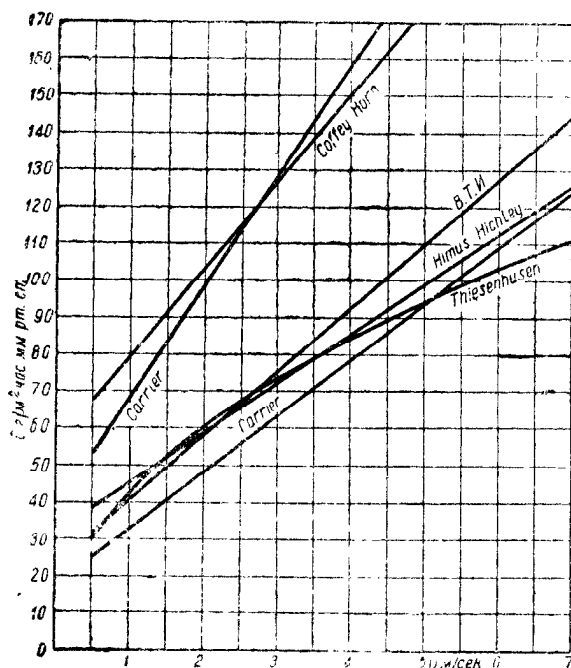
где  $v$  — действительная скорость в м/сек.

По опытам Himus'a и Hynchley,<sup>2</sup> проведенным в 1922 г. (скорости воздуха  $1 \div 9$  м/сек, размер чашек  $6'' \times 12''$ ;  $3'' \times 12''$  и  $6'' \times 18''$ ), выражение для  $C$  имеет следующий вид

$$C = 31 + 13,5v.$$

Thiesenhusem<sup>3</sup> провел в 1930 г. опыт с чашкой размером  $127 см^2$  при скоростях  $0,5 \div 1,5$  м/сек и дал несколько отличную формулу испарения. Коэффициент скорости испарения  $C$  у него получился равным

$$C = 38,4 \frac{760}{(b-h)_{cp}} \sqrt{v},$$



Фиг. 68.

где  $(b-h)_{cp}$  — среднее логарифмическое парциальное давление воздуха.

На фиг. 68 приведены сравнительные значения коэффициентов  $C$  в формуле Дальтона по данным различных исследователей, причем для опытов Thiesenhusem'a отношение  $\frac{760}{(b-h)_{cp}}$  принято равным  $\frac{42,2}{38,4} = 1,1$ .

Во всех указанных опытах направление потока воздуха было параллельно поверхности испарения.

Для потока, перпендикулярного к поверхности, скорость испарения увеличивается примерно вдвое.

На той же фиг. 68 приведены данные Coffey и Horn'a<sup>4</sup> 1916 г. и Carrier'a 1914 г., подтверждающие это положение.

<sup>1</sup> Carrier, The Temperature of Evaporation, Journ. of Amer. Hear. & Ventil. Eng., 1, 1918.

<sup>2</sup> Himus & Hynchley, The Effect of a current of Air on the rate of Evaporation of Water, Chemistry & Industry № 34, vol. 43, 1924

<sup>3</sup> Gesundheits Ingenieur, 18, 1930.

<sup>4</sup> B. H. Coffey and G. Horn, A Theory of Colling Tower Amer. Soc., Ref. Eng., 1914, 1916

Коэффициент  $C$  связан с ранее выведенным коэффициентом  $K$  следующим очевидным соотношением:  $C = K \frac{d_n - d}{H - h}$ .

Как следует из предыдущих указаний, формулы для коэффициента  $C$  верны только для условий, близких к условиям приведенных опытов, кроме того, следует отметить, что значение коэффициента  $C$  должно зависеть не только от скорости воздуха, но и от температуры и величины поверхности испарения, как это и следует из формулы (124).

### III. УРАВНЕНИЕ РАВНОВЕСИЯ

Вода в идеально изолированном от сообщений тепла через стенки сосуда, помещенном в поток горячего воздуха, будет нагреваться через открытую поверхность. Количество тепла, которое передается от воздуха к воде, выразится следующим образом:

$$Q = a(t_1 - t_2) \text{ кал/м}^2 \text{ час},$$

где  $a$  — коэффициент теплоотдачи от воздуха к воде в  $\text{кал/м}^2 \text{ час}^\circ\text{C}$  (не учитывая перенос тепла парами испаряющейся жидкости);

$t_2$  — температура воды в  $^\circ\text{C}$ ;

$t_1$  — температура воздуха в  $^\circ\text{C}$ .

Одновременно вода из сосуда начинает испаряться. Количество расходуемого на испарение тепла будет

$$Q_1 = \frac{W}{ZF} \cdot r \text{ кал/м}^2 \text{ час},$$

где  $\frac{W}{ZF} = \frac{C(H-h)}{1000} = \frac{K(d_2-d_1)}{1000}$  — количество влаги, испаряемой по закону Дальтона в  $\text{кг/м}^2 \text{ час}$ ;

$r$  — скрытая теплота парообразования при температуре жидкости  $t_2$ ;

$H$  и  $d_2$  — соответственно давление насыщенного пара и влагосодержание насыщенного воздуха при температуре  $t_2$ ;

$h$  и  $d_1$  — парциальное давление и влагосодержание воздуха.

При установившемся состоянии и при отсутствии потерь в окружающую среду весь приток тепла от воздуха тратится на испарение воды, т. е.  $Q = Q_1$ , или

$$a(t_1 - t_2) = C \left( \frac{H-h}{1000} \right) r = \frac{r \cdot K (d_2 - d_1)}{1000} \quad (133)$$

откуда

$$(t_1 - t_2) = \frac{r \cdot C}{a \cdot 1000} (H - h) = \frac{r \cdot K}{a \cdot 1000} (d_2 - d_1) \quad (133')$$

Так как значения  $h$ ,  $C$ ,  $a$  зависят только от состояния и скорости движения воздуха и так как  $r$  и  $H$  или  $d_2$  являются однозначной функцией от  $t_2$ , то из уравнения (133') следует, что температура жидкости при установившемся состоянии есть вполне определенная температура, зависящая от температуры, скорости и насыщения воздуха и других условий испарения.

Зная равновесную температуру воды, а следовательно, и давление пара  $H$  или влагосодержания воздуха  $d_n$  над его поверхностью, можно легко определить по формуле

$$\frac{W}{ZF} = K(d_n - d) = C(H - h)$$

скорость испарения воды при установившемся состоянии.

Льюис предположил, что в процессе адиабатического (без сообщения тепла извне) насыщения воздуха над водой после установления равновесия температура воды остается постоянной. Очевидно, что увлажнение воздуха и теплообмен между водой и воздухом должны прекратиться тогда, когда влажность воздуха достигает 100%, а температура воздуха (которую можно назвать температурой *адиабатического насыщения*) сравняется с температурой воды. Таким образом процесс насы-

щения воздуха над водой в состоянии равновесия должен закончиться в  $Jd$ -диаграмме на линии насыщения в *точке, соответствующей температуре воды*.

Согласно уравнению теплового баланса сушилки без потерь [см. уравнение (23)] имеем  $J_1 l + \vartheta = J_2 l$ .

Заменяя  $J_1$  и  $J_2$  их значениями из уравнения (9), получим

$$J_1 = J_2 - t_2 \frac{d_2 - d_1}{1000} \quad (134)$$

и

$$\left( c_a + c_n \frac{d_1}{1000} \right) (t_1 - t_2) = \frac{d_2 - d_1}{1000} \cdot r, \quad (134')$$

где  $r$  — теплота испарения при температуре воды  $t_2$ . Исходя из действительности предположения Льюиса и уравнения (134), в  $Jd$ -диаграмме могут быть построены линии адиабатического насыщения воздуха для различных конечных температур его, равных температуре испаряющейся воды  $t_2 = \vartheta = t'_m$ .

Для построения этих линий ( $\vartheta = t_2 = t'_m$ ) следует провести через точку  $B$ , лежащую на линии насыщения, соответствующую данной температуре воды ( $\vartheta = t_2$ ) линию  $J = \text{const}$  до пересечения с осью ординат; отложив вниз отрезок  $\frac{\vartheta \cdot d_2}{1000}$  (в масштабе теплосодержания), где  $d_2$  — влагосодержание при  $t_2$  и  $\varphi = 100\%$  (точка  $B$ ), и соединив прямой точку  $O$  с точкой  $B$ , получим линию *адиабатического насыщения воздуха* (фиг. 71).

Линии адиабатического насыщения, называемые также линиями  $\vartheta = t'_m = \text{const}$  или линиями постоянной температуры мокрого термометра (фиг. 71), нанесены на  $Jd$ -диаграмме через  $1^\circ$  на малой и через  $5^\circ$  на большой диаграмме и позволяют быстро определить *температуру испаряющейся воды* (при притоке тепла только непосредственно из воздуха) *для любого состояния воздуха*.

Наименование „линии постоянной температуры мокрого термометра“ вытекает из того, что термометр, поверхность которого поддерживается влажной, будет в случае действительности закона Льюиса показывать в воздухе, насыщение которого протекает по линии  $\vartheta = t'_m = \text{const}$  (при отсутствии притока тепла лучеиспусканием), одну и ту же температуру  $t'_m$ , равную  $t_2$  — температуре *адиабатического насыщения воздуха*.

Сопоставляя уравнение (133') и (134'), получим таким образом на основании закона Льюиса

$$\frac{r \cdot K}{a} = \frac{r}{c_a + c_n \frac{d_1}{1000}}$$

или

$$\frac{a}{K} = c_{см} \left( 1 + \frac{d_1}{1000} \right), \quad (135)$$

где  $c_{см}$  — теплоемкость влажного воздуха.

На самом деле, однако, закон Льюиса действителен *приблизительно только для случая испарения воды в воздух* (для других случаев испарения он не действителен).

Практически отступление от закона Льюиса имеет место за счет непостоянства температуры испаряющейся воды в процессе адиабатического насыщения воздуха (температура воды ниже, нежели температура, определяемая по линии  $\vartheta = \text{const}$ , и по мере насыщения воздуха постепенно повышается, совпадая в пределе с температурой воздуха) и криволинейности линии адиабатического насыщения воздуха [вследствие изменения величины  $t_2$  в уравнении прямой (134)]. Однако этими отступлениями при испарении воды в воздух *в приближенных расчетах можно пренебречь* и применять с достаточной технической точностью закон Льюиса.

На уравнении (133') основано измерение влажности воздуха при помощи прибора, называемого психрометром. Прибор этот состоит из двух термометров (фиг. 69). Шарик у одного из термометров (мокрый) обернут марлей или кисеей,

непрерывно смачиваемой водой. Мокрый термометр показывает температуру равновесия, которая ниже температуры воздуха.

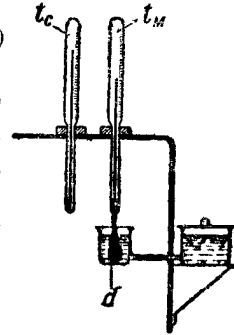
Температурный перепад между сухим  $t_c$  и мокрым  $t_m$  термометром служит измерителем при определении влажности воздуха или газа: чем он больше, тем суше среда, и наоборот. Из уравнения (133') следует

$$h = H - A(t_c - t_m), \quad (133')$$

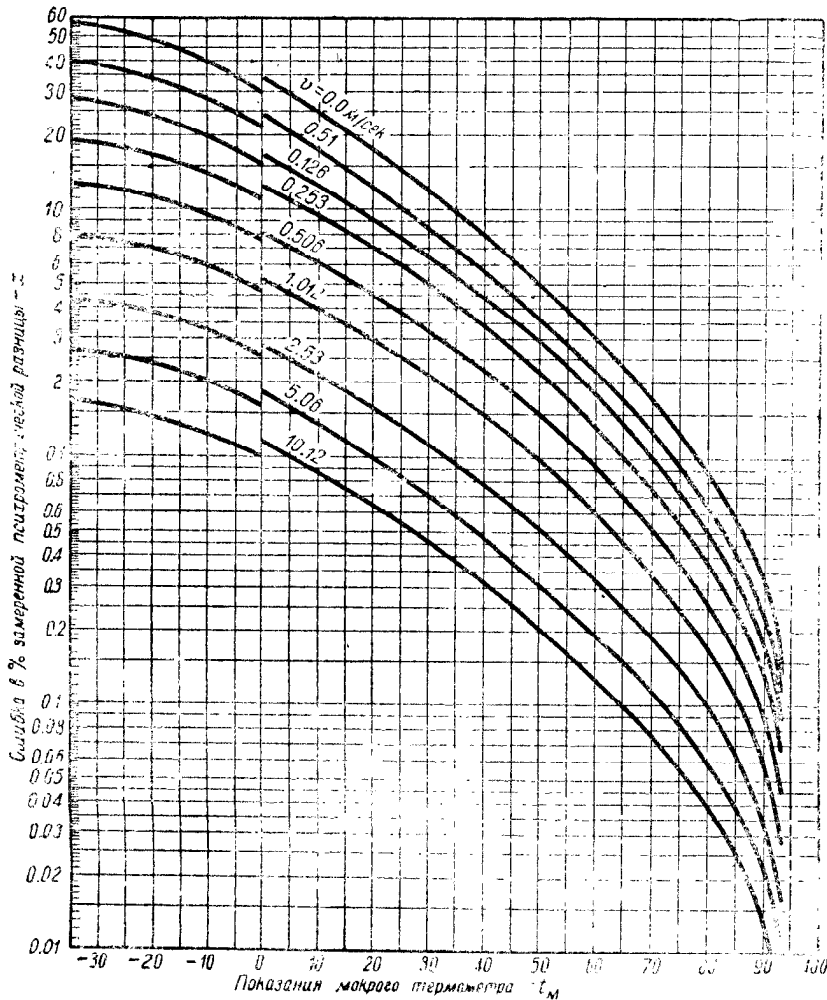
отсюда относительная влажность воздуха  $\varphi = \frac{h}{p_n} \cdot 100\%$ , где  $h$ ,  $H$ ,  $t_c = t_1$ ,  $t_m = t_2$  — значения, указанные выше, а  $p_n$  и  $\varphi$  — давление насыщенного пара и степень насыщения воздуха при  $t_1$ .

Коэффициент  $A$  носит название константы психрометра и, как видно из формулы (133'), прежде всего определяется величиной  $\frac{r \cdot C}{a}$ .

Последняя величина при наличии притока тепла к психрометру за счет лучеиспускания и через столбик термометра зависит в наиболее сильной степени от скорости воздуха. Так как приток тепла через столбик термометра весьма трудно точно вычислить, то на практике обычно применяют значения коэффициентов  $A$ , полученные эмпирическим путем. Из наиболее распространенных формул для коэффи-



Фиг. 69.



Фиг. 70.

циентов  $A$  можно привести формулу Recknagel'я, пригодную для скорости воздуха больше  $0,5$  м/сек.

$$A = 0,00001 \left( 65 + \frac{6,75}{v} \right) \cdot b, \quad (136)$$

где  $b$  — барометрическое давление в мм рт. ст. и  $v$  — скорость воздуха в м/сек.

Carrier и Lindsay предложили другой метод определения влажности воздуха по показаниям психрометра. Метод этот основан на вычислении по *наблюдаемой температуре мокрого термометра температуры адиабатического насыщения воздуха*.

Вычисление температуры адиабатического насыщения  $t_s$  производится по формуле

$$t_s = t_m - \frac{x(t_c - t_m)}{100}, \quad (137)$$

где  $t_m$  — температура, указываемая мокрым термометром;

$t_c$  — психрометрическая разность;

$x$  — поправка к  $t_m$  в процентах, величина которой определяется по диаграмме фиг. 70 в зависимости от  $t_m$  и скорости воздуха, приведенной к  $21^\circ\text{C}$  и  $760$  мм рт. ст.

По известным величинам  $t_c$  и  $t_m$  с помощью  $fd$ -диаграммы определяется влажность воздуха. Для определения влажности находят пересечение линии  $\varphi = 100\%$  и линии  $t_m$ , после чего из полученной точки проводят  $t_m = \vartheta = \text{const}$  параллельно бли-

жайшей линии  $\vartheta = \text{const}$ , имеющейся на  $fd$ -диаграмме, до пересечения с  $t_c$  (точка  $A$ , фиг. 71); полученная точка пересечения дает влажностное содержание воздуха  $d$  и его относительную влажность  $q$ .

Психрометром можно с известным приближением пользоваться и при высоких температурах протекающего газа или воздуха; хотя существующие поправки и определены только для температур до  $100^\circ\text{C}$ , но, как видно из фиг. 70, они сходят на нет при высоких температурах, и поэтому в этих областях их можно не учитывать.

#### IV. ИСПАРЕНИЕ ВЛАГИ ИЗ МАТЕРИАЛА

Если какой-либо материал, содержащий влагу, будет приведен в соприкосновение с газовой средой, в которой парциальное давление пара будет меньше, чем давление пара над поверхностью материала, то за счет разности давлений будет происходить перемещение влаги из материала в окружающую среду. Подобное перемещение может произойти только за счет *испарения влаги*. Таким образом характерной особенностью процесса сушки является испарение влаги или изменение фазы влаги материала из жидкой (твердой) в газообразную. Изменение фазы, как известно, требует затрат тепла, поэтому интенсивность испарения в первую очередь зависит от притока тепла извне (если только испарение не происходит за счет тепла, ранее накопленного в самом материале).

Испарение влаги в основном будет происходить с поверхности материала, поэтому в первые же моменты сушки влажность (концентрация влаги) на поверхности окажется меньше, чем во внутренних слоях материала. Разность концентрации вызовет и создаст непрерывное движение влаги от центра к поверхности. Таким образом движущей силой перемещения влаги внутри твердого материала является *разность концентраций влаги*, почему, несмотря на довольно сложный характер явления движения влаги в твердом теле, это перемещение условно принято называть *диффузией*.



Основываясь на аналогии движения влаги в твердом теле с процессом диффузии для этого движения, можно с некоторыми ограничениями применять известный закон Фика, которому подчинена диффузия газов и жидкостей:

$$G = D \frac{\Delta \omega}{\Delta x} \Delta Z \quad (138)$$

и соответствующее дифференциальное уравнение диффузии, аналогичное уравнению теплопроводности:

$$\frac{\partial \omega}{\partial Z} = D \frac{\partial^2 \omega}{\partial x^2}, \quad (139)$$

где  $\omega$  — концентрация влаги,  $Z$  — время,  $x$  — переменная координата по толщине материала.

Коэффициент пропорциональности  $D$  представляет количество вещества, перемещающегося в единицу времени от одной плоскости к другой, находящейся на расстоянии единицы при наличии разности концентрации, равной единице;<sup>1</sup> этот коэффициент  $D$ , так же как и в обычных процессах диффузии, носит название *коэффициента диффузии* и имеет размерность  $\text{см}^2/\text{сек}$  или  $\text{м}^2/\text{час}$ .

Как известно, диффузия и теплопроводность подчинены аналогичным законам, поэтому для нахождения законов движения влаги в твердом теле можно воспользоваться уравнениями *распространения тепла*, что, как будет видно из дальнейшего, оказало существенную помощь при решении целого ряда задач *динамики сушки*.

Таким образом переход влаги материала в окружающую среду в процессе сушки распадается на две фазы: а) *движение или диффузия влаги из внутренних слоев к поверхности* и б) *испарение влаги с поверхности*.

Интенсивность продвижения влаги внутри материала при всех равных других условиях, очевидно, будет прямо пропорциональна коэффициенту диффузии  $D$  и обратно пропорциональна толщине материала. Под *сопротивлением внутренней диффузии* будем понимать величину, обратную  $\frac{s}{D}$ .

Интенсивность испарения влаги с поверхности материала, очевидно, будет зависеть от гидродинамических условий обтекания поверхности газовой средой, от формы и состояния поверхности и от влажности на поверхности материала. Относя интенсивность испарения к концентрации удаляемой влаги на поверхности, получим *коэффициент внешней диффузии* или коэффициент поверхностного испарения  $\beta$ , а величину обратную будем в дальнейшем называть *сопротивлением внешней диффузии* (сопротивлением поверхностного испарения).

Внешним признаком наличия процесса сушки является изменение веса материала во времени, и таким образом изучение процессов сушки в большинстве случаев сводится к регистрации изменения веса материала при различных условиях. Зная начальную влажность и вес материала, по изменению веса нетрудно определить влажность в любой момент сушки. Строя зависимость *средней влажности* материала от времени, получаем основную кривую сушки

$$w = f(Z). \quad (140)$$

Эта кривая имеет обычно вид, изображенный на фиг. 72.

Основной задачей „динамики сушильного процесса“ является нахождение аналитической зависимости между влажностью и временем в процессе сушки, причем вид функции  $f$  в формуле (140) в общем случае будет зависеть от влажности, размеров и формы материала, от гидродинамических условий обтекания и от параметров газовой среды (от температуры, влажности и скорости газа, т. е. от режима сушки).

<sup>1</sup> Концентрация влаги  $\omega$  представляет вес влаги в единице объема материала и выражается в  $\text{г}/\text{см}^3$  или  $\text{кг}/\text{м}^3$ .

<sup>2</sup> В главе „Динамика сушки“ влажность всюду абсолютная  $w = w^a$ .

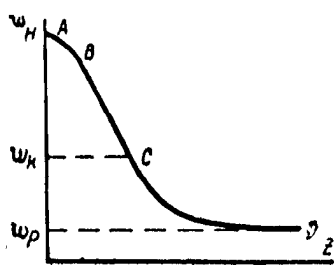
„Скорость“ изменения средней влажности материала или изменение влажности материала в единицу времени, очевидно, будет первая производная функции (140), т. е.

$$-\frac{dw}{dz} = f_I(Z), \quad (141')$$

или

$$-\frac{dw}{dz} = f_{II}(w). \quad (141'')$$

Здесь знак минус указывает, что с увеличением времени влажность уменьшается. Зависимости (141') и (141'') получили название *кривых скоростей сушки*.



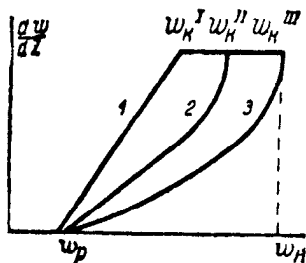
Фиг. 72.

На практике встречается самая разнообразная форма кривых скоростей сушки. На фиг. 73, 74, 75 приведены наиболее характерные кривые, причем, как будет показано в дальнейшем, по форме кривых можно во многих случаях судить о влиянии различных факторов на процесс сушки.

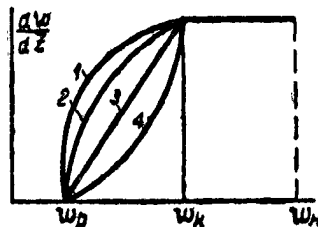
По кривым, приведенным на фиг. 73—75, можно подметить характерную особенность изменения скорости сушки. Вначале скорость сушки имеет максимальную величину (если исключить время прогрева до установления равновесия между количеством тепла, сообщаемым материалу из воздуха и расхо-

дуемым на испарение), причем эта максимальная скорость сушки остается постоянной до достижения материалом определенной влажности ( $w_k$ ), после чего скорость сушки при дальнейшем уменьшении влажности постепенно уменьшается и при достижении равновесной влажности становится равной нулю.

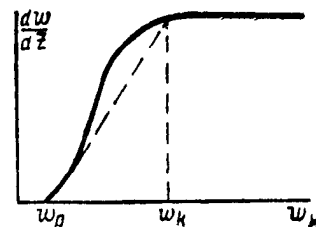
В главе о состоянии влаги в материале говорилось, что содержащуюся в материале влагу можно разбить на две части: а) влагу свободную (выше гигроскопической влажности материала) и б) влагу связанную. Свободная влага характеризуется тем, что давление пара над поверхностью равно давлению пара над чистой жидкостью, и совершенно очевидно, что до тех пор, пока на всех участках



Фиг. 73.



Фиг. 74.



Фиг. 75.

поверхности материала влажность останется выше гигроскопической, давление пара над поверхностью не будет зависеть от влажности материала и будет равно давлению насыщенного пара при соответствующей температуре. Последняя по окончании прогрева материала определится тем же уравнением равновесия, что и в случае испарения чистой жидкости, и при неизменных условиях сушки останется постоянной независимо от влажности материала.

Скорость сушки при этом, очевидно, будет также постоянной в соответствии с приведенными выше опытными кривыми скорости и равной скорости испарения чистой жидкости при тех же состоянии воздуха и условиях обтекания. Вследствие этого первый период процесса сушки получил название периода *постоянной скорости испарения*.

После испарения свободной влаги, когда на поверхности материала влажность будет ниже гигроскопической, по мере дальнейшего уменьшения влажности давление пара над поверхностью материала будет падать, при этом, естественно, будет уменьшаться и скорость сушки; наконец, когда давление пара над поверхностью

материала сравнивается с парциальным давлением паров влаги в окружающей среде, испарение прекратится, хотя материал при этом может содержать довольно значительное количество влаги (равновесная влажность).

Период сушки, когда процесс идет с переменной скоростью испарения, носит название *периода падающей скорости испарения*.

В дальнейшем мы рассмотрим только *более простой и часто встречающийся в практике случай динамики сушки плоского тела при двухстороннем испарении, когда движение влаги внутри материала направлено перпендикулярно к плоскости испарения, ограничившись пока изучением процесса сушки при постоянных параметрах внешней среды (режима)*.

## 1. ПЕРИОД ПОСТОЯННОЙ СКОРОСТИ ИСПАРЕНИЯ

Период постоянной скорости испарения обычно имеет место в начале сушки большинства плоских материалов (по окончании периода прогрева), если их начальная влажность достаточно высока. В соответствии с вышеизложенным в течение этого периода наблюдаются следующие условия:

а) давление водяного пара над материалом (влажностное содержание воздуха) равно давлению насыщенного пара над поверхностью чистой жидкости (влажностное содержание воздуха) при той же температуре;

б) температура материала, если тепло материалу сообщается только от протекающего воздуха через поверхность испарения, равна равновесной температуре чистой жидкости, испаряющейся в тех же условиях или температуре мокрого термометра психрометра, и может приближенно определяться по линиям постоянной температуры мокрого термометра в  $Jd$ -диаграмме для влажного воздуха (стр. 127).

Скорость сушки при постоянной скорости испарения в случае сообщения тепла только от воздуха аналогично скорости испарения воды со свободной поверхности определяется уравнением

$$-\frac{s}{2} \frac{d\bar{\omega}}{dZ} = C(H - h) = \frac{a}{r}(t_c - t_m) = K(d_n - d). \quad (142)$$

Здесь  $Z$  — время;  $s$  — толщина материала;  $\frac{d\bar{\omega}}{dZ}$  — скорость изменения средней влажности материала, *отнесенной к единице объема*, т. е. средней концентрации влаги  $\bar{\omega}$ ;  $C$  и  $K$  — коэффициенты испарения, зависящие от скорости воздуха и условий обтекания материала воздухом, от размеров материала и от значений физических констант воздуха при данном режиме сушки;  $H$ ,  $d_n$  и  $h$ ,  $d$  соответственно обозначают давление пара и влажностное содержание воздуха над поверхностью испарения и в окружающей среде.

Величины  $H$  и  $d_n$  могут, как и температура материала в периоде постоянной скорости, приближенно определяться по линиям  $\vartheta = \text{const}$  в  $Jd$ -диаграмме как давление и влажностное содержание, соответствующие точке пересечения линии  $\vartheta = \text{const}$  с линией  $\varphi = 100\%$ .

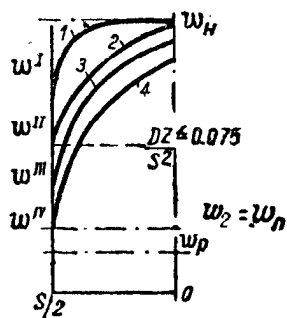
Коэффициенты  $C$  и  $K$  могут быть определены по формулам для испарения жидкости со свободной поверхности, приведенным выше.

Так как в периоде постоянной скорости испарения  $\frac{dw}{dZ}$  постоянно, то на основной кривой сушки  $w = f(Z)$  этому периоду будет соответствовать прямолинейный участок кривой  $BC$  (фиг. 72). (На участке  $AB$  происходит прогрев материала.)

Для непрерывного снабжения влагой поверхности испарения, как указывалось выше, должен установиться некоторый постоянный приток влаги из внутренних слоев к поверхности. Для этого неизбежно должна иметь место некоторая разница влажности между наружными и внутренними слоями.

Шервудом было установлено, что в периоде *постоянной скорости испарения* при *равномерном начальном распределении влажности* по сечению образца и при условии *независимости* коэффициента диффузии от влажности *влажность по сечению материала распределяется по параболической кривой*, причем по мере уменьшения влажности парабола передвигается параллельно самой себе (фиг. 76, кривые

2, 3, 4). Следует, однако, отметить, что подобное распределение влажности может установиться только по истечении определенного времени, когда значение коэффициента  $\frac{DZ}{s^2}$  будет больше приблизительно величины 0,075 (здесь  $D$  — коэффициент диффузии). Момент наступления параболического закона распределения влажности принято называть *началом установившегося состояния периода постоянной скорости испарения*. До достижения установившегося состояния, т. е. когда  $\frac{DZ}{s^2}$  будет меньше 0,075, и при начальном равномерном распределении влаги по сечению образца кривая распределения влажности будет значительно больше выгнута у поверхности и меньше в центре по сравнению с параболой. Очевидно, если распределение влаги до сушки не будет равномерным, то при достижении установившегося состояния в периоде постоянной скорости испарения значение коэффициента  $\frac{DZ}{s^2}$  будет иное.



Фиг. 76.

## 2. ПЕРИОД ПАДАЮЩЕЙ СКОРОСТИ ИСПАРЕНИЯ

Период падающей скорости испарения наступает, когда влажность на отдельных частях поверхности испарения становится *ниже гигроскопической*. Так как гидродинамические условия обтекания различных частей поверхности не одинаковы, то и интенсивность испарения в различных местах поверхности будет разной. Поэтому в момент начала падения скорости сушки отдельные части поверхности могут иметь влажность выше гигроскопической, следовательно, в действительных условиях сушки переход от периода постоянной скорости испарения к периоду падающей скорости может совершаться постепенно. Однако для целей практики на кривой сушки всегда можно наметить влажность (точка  $C$  на фиг. 72), которая условно может считаться началом периода падающей скорости испарения. Эта влажность носит название „критической влажности материала“  $w_k$ . Чаще всего критическую влажность находят по кривым скорости сушки  $\frac{dw}{dz} = f(w)$ , где она обычно рельефно выделяется. Не следует

критическую влажность смешивать с гигроскопической  $w_g$ . Критическая влажность наступает в тот момент, когда на поверхности испарения мы имеем гигроскопическую влажность (если отвлечься от неравномерности сушки), поэтому значение критической влажности тем меньше будет отличаться от гигроскопической, чем меньше разница во влажности на поверхности и в центре материала. *Таким образом величина критической влажности будет зависеть не только от гигроскопических свойств материала, но и от его формы, размера и от режима сушки.*

Очевидно, что все факторы, которые будут уменьшать разницу во влажности между центром материала и наружными слоями, будут уменьшать и значение критической влажности, т. е. критическая влажность будет понижаться с уменьшением скорости сушки, уменьшением толщины материала и с повышением температуры мокрого термометра психрометра (так как при этом будет повышаться коэффициент диффузии). Это хорошо подтверждается наблюдениями различных исследователей.

Особенно заметное изменение критической влажности вызывает увеличение относительной влажности воздуха, так как при этом одновременно уменьшается интенсивность испарения и повышается температура материала.

Изменение критической влажности *глины* при постоянной скорости воздуха, равной 2,14 м/сек, при изменении относительной влажности воздуха приведено в табл. 27 (по данным японских исследователей).

Увеличение скорости воздуха, вызывающее повышение интенсивности испарения, очевидно, будет вызывать повышение критической влажности. Это подтверждает табл. 28.

ТАБЛИЦА 27

Режим сушки		$w_k$ %
$t^\circ C$	$\varphi$ %	
35	18,7	20,1
35	21,0	16,3
35	27,3	15,2
35	53,7	14,3
35	75,8	11,0

ТАБЛИЦА 28

Наименование материала	Режим сушки			$w_k$ %	Примечание
	$t^\circ \text{C}$	$\varphi$ %	$v$ м/сек		
1. Глина . . . . .	40	30	0,5	9,8	} по данным Kamei
	40	30	1,007	10,7	
	40	30	1,489	12,1	
	40	30	2,150	12,3	
	40	30	5,150	14,7	
	40	30	7,100	14,7	
2. Асбестовые плиты	100	5	0	30	} по данным сушильной лаборатории ВТИ
	100	5	0,5	38,0	
	100	5	1,0	41,0	
	100	5	1,5	42,0	
	100	—	2,0	48,0	
3. Глина . . . . .	53	12	3,7	7,8	} по данным Sherwood'a
	53	17	11,6	9,6	

Повышение температуры воздуха, с одной стороны, должно повышать критическую влажность, поскольку при этом повышается интенсивность испарения, но одновременно с этим повышается температура мокрого термометра, а следовательно, и коэффициент диффузии, что должно уменьшать критическую влажность. Таким образом повышение температуры воздуха в зависимости от относительного влияния на критическую влажность интенсивности испарения и коэффициента диффузии может повышать или понижать критическую влажность материала. Это подтверждается табл. 29, где приведено изменение значения критической влажности глины.

ТАБЛИЦА 29

Режим сушки			$w_k$	Примечание
$t^\circ \text{C}$	$\varphi$ %	$v$ м/сек		
15	37,3	2,14	15,20	} Kamei
25	37,3	2,14	16,10	
35	37,3	2,14	17,70	
45	37,3	2,14	18,60	
43,3	28	3,5	16,2	} Sherwood
54,5	25	3,5	15,8	

ТАБЛИЦА 30

	Режим сушки			Толщина $s$ мм	$w_k$
	$t^\circ \text{C}$	$\varphi$ %	$v$ м/сек		
1. Глина . . . .	30	30	2,14	6	17,75
2. Глина . . . .	30	30	2,14	3	16,95
3. Глина . . . .	30	30	2,14	1	16,75
4. Глина . . . .	30	30	2,14	0,5	8,80
5. Глина . . . .	30	30	4,0	6,0	14,80
6. Глина . . . .	30	30	4,0	3,0	12,12
7. Глина . . . .	30	30	4,0	1,0	8,40

Зависимость критической влажности от толщины материала приводится в табл. 30, где хорошо подтверждается уменьшение критической влажности при уменьшении толщины материала (глина).

Постепенно убывающая интенсивность испарения в периоде падающей скорости сушки влечет за собой уменьшение расхода тепла на испарение влаги, что при постоянстве других условий вызывает уменьшение разности температур и влечет за собой увеличение температуры материала.

В конце сушки, когда разность давления пара становится равной нулю и испарение прекращается, температура материала приближается к температуре воздуха.

В качестве иллюстрации на фиг. 77 приводятся кривые изменения температуры и давления водяного пара над материалом для хлопка по данным Carrier'a (The Temperature of Evaporation Journ. Am. Soc. Heat. G. Vent. Eng. № 1, 1918).

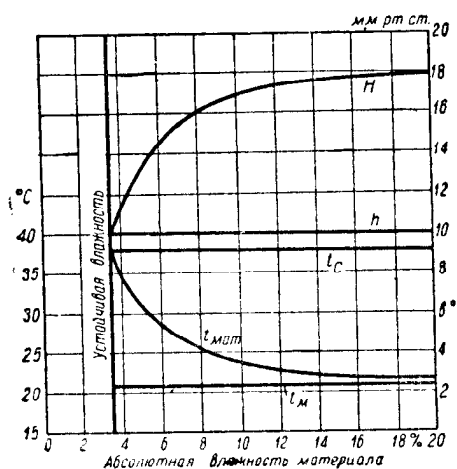
Соотношение между температурой воздуха и влажностью на поверхности материала может быть найдено из теплового баланса и по кривым равновесия,

т. е. кривым, определяющим зависимость между влажностью материала и давлением пара (влажностью воздуха) при различных температурах при равновесии влаги материала с влажностью воздуха.<sup>1</sup> Если пренебречь теплом, затраченным на нагрев материала при повышении температуры в периоде падающей скорости испарения, и считать, что все тепло, сообщенное материалу из окружающей среды, пошло только на испарение влаги, то в силе останется уравнение (133), из которого следует

$$\alpha \Delta t = K \Delta d \cdot r, \quad \text{откуда} \quad \frac{\Delta t}{\Delta d} = \frac{K \cdot r}{\alpha}$$

(здесь  $\Delta t$  — разность температуры между воздухом и поверхностью материала;  $\Delta d$  — разность влагосодержания на поверхности материала и в воздухе).

Если принять в первом приближении, что отношение  $\frac{K \cdot r}{\alpha}$  в процессе сушки не будет изменяться и будет равно значению  $\left(\frac{\Delta t}{\Delta d}\right)$  для периода постоянной скорости



Фиг. 77.

испарения, то в координатах  $J - d$  изменение состояния воздуха над поверхностью материала будет происходить по прямой, проходящей через две точки, соответствующие состоянию основной массы сушильного воздуха и состоянию воздуха над поверхностью материала в периоде постоянной скорости испарения. Если при этом материал будет получать тепло только от протекающего мимо воздуха, то, очевидно, температура воздуха у поверхности материала будет приблизительно изменяться по прямой, совпадающей с линией  $\vartheta = \text{const}$  в  $Jd$ -диаграмме. Имея обычные кривые равновесия, например, в виде кривых  $w = f(\varphi)$  для различных температур, и построив в  $Jd$ -диаграмме прямую изменения температуры воздуха над материалом, можно найти для ряда точек, произвольно выбранных на этой прямой, температуру, относительную влажность и влагосодержание воздуха, а затем из кривых равновесия по известным  $t$  и  $\varphi$  и равновесную влажность на поверхности материала. Таким образом определяются основные зависимости между температурой, влагосодержанием воздуха и влажностью на поверхности материала, т. е.  $\vartheta_n = f(w_n)$  и  $d_n = f(w_n)$ .

Если теперь последнюю функцию построить в координатах  $d_n - d$  (разность влагосодержаний на поверхности материала и в воздухе) и  $\omega_n - \omega_p$  (разность поверхностной влажности и равновесной влажности в данных условиях сушки), то получим кривую, у которой тангенс угла наклона секущей в любой точке, очевидно, будет равен  $\frac{d_n - d}{\omega_n - \omega_p}$  (см. фиг. 321 в примере).

Из данного выше определения коэффициента поверхностного испарения  $\beta$  следует, что  $\beta = \frac{K(d_n - d)}{\omega_n - \omega_p}$ , т. е. пропорционально тангенсу угла наклона выше описанной кривой. Это позволяет легко определить коэффициент  $\beta$ , если известен коэффициент скорости испарения в стадии постоянной скорости  $K$  (фиг. 321).

Для начала периода падающей скорости испарения коэффициент  $\beta$  может быть вычислен непосредственно, если, пренебрегая неравномерностью сушки на поверхности, влажность материала на поверхности принять равной гигроскопической, а величины  $d_n$  и  $K$  взять те же, что и в периоде постоянной скорости испарения.

<sup>1</sup> См. труды сушильной лаборатории ВТИ „Динамика сушки дерева“. Инж. И. М. Федоров.

Уравнение (142) может быть переписано следующим образом:

$$-\frac{s}{2} \frac{\partial \bar{\omega}}{\partial Z} = K(d_n - d) = \beta(\omega_n - \omega_p). \quad (143)$$

Таким образом подсчет скорости испарения для периода падающей скорости может быть сделан по уравнению для периода постоянной скорости испарения с соответствующей заменой параметров воздуха над поверхностью материала, которые будут меняться в процессе сушки в зависимости от поверхностной влажности материала.

Однако для практических целей длительность сушки вычисляется для определенного изменения *средней* влажности материала, поэтому необходимо знать соотношение между средней влажностью материала и влажностью на поверхности, которое будет зависеть от *сопротивления внутренней диффузии*. Таким образом для решения задачи о длительности сушки в периоде падающей скорости испарения к уравнению (142) следует добавить уравнение внутренней диффузии, аналогичное уравнению теплопроводности при соответствующих граничных условиях, определяемых условиями испарения на поверхности.

Решение задачи сводится, следовательно, к решению системы дифференциальных уравнений:

$$-\frac{s}{2} \frac{\partial \bar{\omega}}{\partial Z} = K(d_n - d) = \beta(\omega_n - \omega_p) = D \frac{\partial \omega}{\partial x} \left( x = \pm \frac{s}{2} \right); \quad (143)$$

$$\frac{\partial \omega}{\partial Z} = D \frac{\partial^2 \omega}{\partial x^2}. \quad (144)$$

Уравнение (144) впервые для движения влаги в твердом теле применил Леллер (см. Z. f. ang. Chemie, 1924 г.).

На основании целого ряда исследований, например, Шервуд, Эгнер, Легборо, Лыков, в настоящее время с большой достоверностью можно считать, что для большинства материалов *коэффициенты D и β зависят от температуры и влажности*; <sup>1</sup> поэтому, если к тому же учесть довольно сложный характер изменения этих коэффициентов в процессе сушки, аналитическое решение уравнений (143) и (144) становится практически невыполнимым. Решение уравнений (143) и (144), однако, значительно упрощается, если исходить из постоянных D и β. Подобное решение представляет интерес, так как для некоторых материалов, сохнувших при постоянном режиме, коэффициент диффузии в процессе сушки изменяется сравнительно не-

Материал	t °C	w %	D м <sup>2</sup> /час	Исследователь	Материал	t °C	w %	D м <sup>2</sup> /час	Исследователь
Дерево (сосна, ядро) радиальный ток	40	5	0,89 · 10 <sup>-6</sup>	Эгнер	Глина	90	1	5,85 · 10 <sup>-5</sup>	ЦКТИ
	40	15	2,05 · 10 <sup>-6</sup>			90	3	8,35 · 10 <sup>-5</sup>	
	40	25	3,24 · 10 <sup>-6</sup>			90	w <sub>к</sub> = 3,6	12,29 · 10 <sup>-5</sup>	
	50	15	3,05 · 10 <sup>-6</sup>		Глина	80	—	2,4 · 10 <sup>-5</sup>	ВТИ
	60	15	4,56 · 10 <sup>-6</sup>			Бумага	40	—	0,26 · 10 <sup>-5</sup>
Глина	40	1	0,45 · 10 <sup>-5</sup>	ЦКТИ	Известь	40	—	0,9 · 10 <sup>-5</sup>	Шервуд
	40	3	0,61 · 10 <sup>-5</sup>			Мыло	27	12—20	
	40	w <sub>к</sub> = 4,75	1,56 · 10 <sup>-5</sup>		50		18—53	1,8 · 10 <sup>-8</sup>	
	65	1	1,48 · 10 <sup>-5</sup>				Шервуд		
	65	3	1,92 · 10 <sup>-5</sup>						
	65	w <sub>к</sub> = 4,25	4,75 · 10 <sup>-5</sup>						

<sup>1</sup> Ниже приводятся некоторые значения средних и истинных коэффициентов диффузии.

много, поскольку уменьшение  $D$  с уменьшением влажности материала до некоторой степени компенсируется увеличением  $D$  за счет повышения температуры материала в процессе сушки. Кроме того, на основе решения уравнений (143) и (144) с постоянными  $D$  и  $\beta$  можно проследить влияние изменения этих коэффициентов в процессе сушки.

Решение уравнений (143) и (144) в случае постоянных  $D$  и  $\beta$  аналогично решению задачи охлаждения плоской стенки.

На основе теории подобия можно из уравнений (143) и (144) непосредственно установить, что изменение влажности материала в процессе сушки должно быть функцией двух критериев:

$$D = \frac{DZ}{s^2} \text{ и } \Pi = \frac{\beta}{D} \cdot s, \text{ т. е. } E = \frac{\bar{\omega} - \omega_p}{\omega_n - \omega_p} = f(D, \Pi) = \frac{\omega_{y\partial}}{\omega_{n, y\partial}}, \quad (145)$$

где  $\omega_n$  — начальная средняя концентрация влаги в материале (в начале периода падающей скорости);

$\omega_p$  — равновесная концентрация;

$\omega_{n, y\partial}$  — начальная удаляемая концентрация влаги в материале.

Уравнение (145) дает зависимость между влажностью материала и временем, т. е. является уравнением основной кривой сушки. Вид функции  $f$  в общем случае зависит от первоначального распределения влажности и от формы тела.

Для ряда случаев имеются частные решения, дающие вид функции  $f$  уравнения (145), которые представляют обычно довольно сложные зависимости, мало пригодные для практических расчетов. В одной из последних работ сушильной лаборатории<sup>1</sup> было показано, что на основе точных решений уравнений (143) и (144) можно получить довольно простые и достаточно точные формулы для расчетов.

Рассмотрим важнейшие частные случаи решения уравнений (143) и (144).

1. Скорость сушки определяется главным образом сопротивлением внутренней диффузии. Это, очевидно, соответствует случаю, когда коэффициент диффузии  $D$  неизмеримо мал по сравнению с  $\beta \cdot s$ , что, очевидно, будет соответствовать значению критерия  $\Pi$ , близкого к бесконечности.

а) В случае начального равномерного распределения влаги в материале решение уравнений (143) и (144), как показал Шервуд, довольно просто:

$$E = \frac{8}{\pi^2} \left( e^{-\frac{\pi^2 D}{s^2}} + \frac{1}{9} e^{-9\frac{\pi^2 D}{s^2}} + \frac{1}{25} e^{-25\frac{\pi^2 D}{s^2}} + \dots \right). \quad (146)$$

При значении критерия  $D > 0,025$  или  $E < 0,65$ , т. е. для завершающего этапа периода падающей скорости испарения, можно без большой погрешности ограничиться первым членом, тогда будем иметь

$$E = \frac{8}{\pi^2} e^{-\frac{\pi^2 D}{s^2}}, \text{ откуда } D = \frac{DZ}{s^2} = \frac{1}{\pi^2} \ln \frac{8}{\pi^2 E} = 0,101 \ln \frac{0,81}{E}. \quad (147)$$

Взамен уравнения (146) при высоких значениях  $E$ , т. е. для расчета начального периода падающей скорости испарения, для практических целей можно получить очень удобное уравнение, если исходить из решения уравнения испарения с бесконечно толстой пластины. Применение этого уравнения основывается на том факте, что первое время в периоде падающей скорости изменение влажности не достигает центра пластины.

Уравнение для испарения с бесконечно толстой пластины, аналогичное уравнению охлаждения, имеет вид

$$\frac{s}{2} (\omega_{n, y\partial} - \bar{\omega}_{y\partial}) = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \omega_{n, y\partial} \sqrt{DZ}, \quad ^2$$

<sup>1</sup> И. М. Федоров, Динамика сушки дерева.

<sup>2</sup> В уравнении для бесконечно толстой пластины в левой части должно быть собственно общее количество влаги, испаренной с одной поверхности за время  $Z$ . Величина  $\frac{s}{2} (\omega_{n, y\partial} - \bar{\omega}_{y\partial})$ , эквивалентная этому количеству, введена, учитывая применение уравнения для пластин конечной толщины.



или

$$1 - E = \frac{4}{\sqrt{\pi}} \cdot \frac{\sqrt{DZ}}{s} = \frac{4}{\sqrt{\pi}} \sqrt{D}. \quad (148)$$

Решая относительно  $D$ , получим

$$D = \frac{DZ}{s^2} = \frac{\pi}{16} (1 - E)^2. \quad (149)$$

Сравнение этого приближенного уравнения с точным уравнением (146) дает достаточно хорошее совпадение до  $E$ , равного 0,3. Уравнение (149) аналогично уравнению, выведенному Льюисом для медленно сохнущих тел. Льюис при выводе своего уравнения сделал допущение, что кривую распределения влаги по сечению материала можно заменить с некоторым приближением ломаной линией, состоящей из двух прямых (фиг. 78): первой прямой, идущей от  $w_p$  на поверхности до точки  $O$ , соответствующей  $w_n$  внутри материала, и второй прямой, идущей от точки излома  $O$  параллельно оси абсцисс, т. е. при  $w = w_n$ , причем точка излома  $O$  в процессе сушки движется к центру материала. Выведенное на основании этого предположения уравнение действительно до момента, когда точка излома достигает центра материала, т. е. при  $E = 0,5$ . Уравнение Льюиса имеет вид:

$$\frac{DZ}{s^2} = \frac{1}{4} (1 - E)^2. \quad (150)$$

Это уравнение отличается от уравнения (149) только постоянным коэффициентом при  $(1 - E)^2$ . Здесь мы имеем 0,25 вместо  $\frac{\pi}{16} = 0,196$  в уравнении (149).

б) Если при преобладании внутренней диффузии, т. е. при достаточно большом значении  $\Pi$  в начале процесса сушки распределение влаги по сечению материала следует параболическому закону — случай, когда период падающей скорости испарения следует за установившимся периодом постоянной скорости испарения, решение уравнений (143) и (144) имеет вид

$$E = \frac{96}{\pi^4} \left( e^{-\pi^2 D} + \frac{1}{81} e^{-9\pi^2 D} + \frac{1}{625} e^{-25\pi^2 D} + \dots \right) + \frac{\omega_{n. н. y\delta}}{\omega_{n. y\delta}} \left[ \frac{8}{\pi^2} \left( e^{-\pi^2 D} + \frac{1}{9} e^{-9\pi^2 D} + \frac{1}{25} e^{-25\pi^2 D} + \dots \right) - \frac{96}{\pi^4} \left( e^{-\pi^2 D} + \frac{1}{81} e^{-9\pi^2 D} + \frac{1}{625} e^{-25\pi^2 D} + \dots \right) \right], \quad (151)$$

где  $\omega_{n. н. y\delta}$  — начальная удаляемая влажность (концентрация) материала на поверхности;

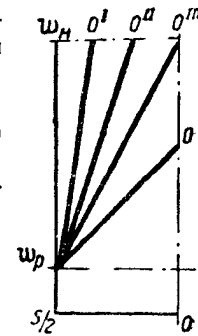
$\omega_{n. y\delta}$  — средняя начальная удаляемая (концентрация) влажность материала;

$e$  — основание натуральных логарифмов.

Это уравнение выведено Шервудом, причем следует отметить, что условия, положенные в основу вывода этого уравнения, могут иметь место только в том случае, если критерий  $\Pi$  будет переменным, так как если  $\Pi$  с самого начала процесса будет близок к бесконечности, то влажность  $w_n$  в начале процесса упадет до  $w_p$  и параболического распределения влаги по сечению материала установиться не может. При  $\frac{\omega_{n. н. y\delta}}{\omega_{n. y\delta}} = 1$  уравнение (151) превращается в уравнение (148); при

$\frac{\omega_{n. н. y\delta}}{\omega_{n. y\delta}} = 0$  уравнение (151) дает

$$E = \frac{96}{\pi^4} \left( e^{-\pi^2 D} + \frac{1}{81} e^{-9\pi^2 D} + \frac{1}{625} e^{-25\pi^2 D} + \dots \right). \quad (152)$$



Фиг. 78.

Это уравнение соответствует случаю, когда при доминирующем значении сопротивления внутренней диффузии с начала периода падающей скорости влажность на поверхности незначительна по сравнению со средней влажностью материала или когда преобладание сопротивления внутренней диффузии наступает в конце периода падающей скорости при незначительной влажности на поверхности (если при этом распределение влажности близко к параболическому закону). Уравнение (152) может быть с достаточной точностью для практики заменено простым уравнением

$$E = e^{-\pi^2 D}, \quad (153)$$

решая которое относительно  $D$ , получим

$$D = \frac{DZ}{s^2} = \frac{1}{\pi^2} \ln \frac{1}{E}. \quad (153')$$

Это уравнение аналогично уравнению Льюиса для сушки при преобладающем влиянии сопротивления внутренней диффузии, выведенному в предположении прямолинейного распределения влажности по сечению материала при  $w_{n, n. y \partial} = 0$ . Это уравнение, как известно, имеет вид  $E = e^{-\pi^2 D}$ .

Общее уравнение (151) на основе упрощенных уравнений (147) и (153) можно привести к более простому виду:

$$E = e^{-\pi^2 D \left( 1 - 0,19 \frac{\omega_{n, n. y \partial}}{\omega_{n, y \partial}} \right)}; \quad (154)$$

при  $D < 0,025$  на основе упрощенных уравнений (149) и (153) правильнее вместо уравнения (154) пользоваться следующим уравнением:

$$E = e^{-\pi^2 D \left\{ \left( \frac{1 - 4 \sqrt{\frac{D}{\pi}}}{e^{-\pi^2 D}} - 1 \right) \frac{\omega_{n, n. y \partial}}{\omega_{n, y \partial}} + 1 \right\}}. \quad (155)$$

Из полученных уравнений (147), (149), (154), (155) следует, что при доминирующем значении сопротивления внутренней диффузии продолжительность сушки:

- 1) прямо пропорциональна квадрату толщины материала;
- 2) обратно пропорциональна коэффициенту диффузии и, следовательно, находится в такой же зависимости от температуры, как коэффициент диффузии;
- 3) не зависит от скорости испарения с поверхности, т. е. от скорости и насыщения воздуха;
- 4) при равномерном распределении влаги в начале сушки пропорциональна квадрату относительного количества удаленной влаги  $(1 - E)^2$  и при параболическом законе распределения влаги и  $w_{n, n. y \partial} = 0$  пропорциональна логарифму отношения начального и конечного содержания удаляемой влаги.

2. Другим важным частным случаем решения общих уравнений (143) и (144) является случай, когда сопротивление внутренней диффузии очень мало, т. е. когда  $\beta \cdot s$  значительно меньше  $D$ . Тогда, очевидно, критерий  $\Pi$  близок к нулю. На практике это обычно соответствует сушке тонких материалов. В этом случае  $\bar{\omega} = \omega_n$ , и интегрированное уравнение (143) дает

$$E = e^{-2\beta \frac{Z}{s}} \quad \text{или} \quad Z = \frac{s}{2\beta} \ln \frac{1}{E}. \quad (156)$$

Уравнение (156) идентично уравнению Льюиса для сушки тел с очень малым сопротивлением внутренней диффузии.

Для этого случая, как видно из уравнения, длительность сушки прямо пропорциональна толщине материала, логарифму отношения начальной и конечной удаляемых влажностей и обратно пропорциональна коэффициенту поверхностного испарения, т. е. находится в той же зависимости от скорости воздуха, как и при стадии постоянной скорости, и в несколько меньшей зависимости от  $d_n - d$  (влияние  $\varphi$  на  $w_n$ ).

3. В общем случае при произвольном значении критерия  $\Pi$  решение уравнений (143) и (144) можно привести к довольно простому виду:

а) При параболическом начальном распределении влаги и при значении  $\Pi$ , равном значению в периоде постоянной скорости испарения, а при  $\Pi < 2$  также при любом начальном распределении влажности, уравнение кривых сушки имеет вид

$$D = \frac{2D}{s^2} = \frac{1 + \frac{\pi^2}{2\Pi}}{\pi^2} \ln \frac{1}{E}, \quad (157)$$

или, решая относительно  $Z$ , получим

$$Z = \frac{s}{2} \left( \frac{2s}{\pi^2 D} + \frac{1}{\beta} \right) \ln \frac{1}{E}. \quad (158)$$

При  $\Pi \rightarrow 0$  уравнение (157) превращается в уравнение (156). При  $\Pi \rightarrow \infty$  оно превращается в уравнение (153), т. е. оно охватывает все случаи процесса сушки. Из уравнения (157) также можно установить критерии преобладания в процессе сушки внутренней или внешней диффузии. Если  $\frac{\pi^2}{2\Pi}$  так велико по сравнению с единицей, что для выбранной точности подсчетов продолжительности сушки единицей можно пренебречь, то процессом преимущественно управляет внешняя диффузия. И напротив, при малых значениях  $\frac{\pi^2}{2\Pi}$ , когда этим коэффициентом можно пренебречь по сравнению с единицей, мы будем иметь второй крайний случай — преобладания внутренней диффузии. Во всех случаях, когда коэффициент  $\frac{\pi^2}{2\Pi}$  сравним с единицей, мы имеем промежуточные случаи, которые подчинены общему уравнению (158).

Льюисом выведено аналогичное уравнение для сушки тел при одновременном влиянии на процесс сушки поверхностного сопротивления  $\left(\frac{1}{\beta}\right)$  и сопротивления внутренней диффузии  $\left(\frac{1}{D}\right)$ , причем Льюис исходит из прямолинейного распределения влажности по сечению материала.

Уравнение Льюиса имеет вид

$$Z = \frac{s}{2} \left( \frac{s}{4D} + \frac{1}{\beta} \right) \ln \frac{1}{E}. \quad (159)$$

При сравнении с формулой (158) нетрудно обнаружить, что формула Льюиса отличается от уравнения (158) только коэффициентом при  $D$ , который в формуле Льюиса равен 8 вместо  $\pi^2$  в формуле (158).

б) Для периода падающей скорости испарения при значении критерия  $\Pi > 2$ , при равномерном распределении влаги по сечению материала в начале сушки и при больших значениях  $E$  уравнение кривой сушки имеет вид ( $E > 0,4-0,5$ )

$$1 - E = \frac{2}{\Pi} \left( \sqrt{1 + \frac{4}{\pi} D \Pi^2} - 1 \right), \quad (160)$$

а в конце сушки при  $E < 0,4$  получается уравнение, аналогичное уравнению (157)

$$D = \frac{1 + \frac{\pi^2}{2\Pi}}{\pi^2} \ln \frac{A}{E}, \quad (161)$$

где  $A$  изменяется от 0,81 при  $\Pi$ , близком к бесконечности, до  $A = 1$  при  $\Pi$ , близком к нулю. Значения  $A$  в зависимости от величины критерия  $\Pi$  таковы:

$\Pi = 4,0$	8,0	20,0	40,0	200,0
$A = 0,97$	0,94	0,87	0,84	0,81

На основании выведенных формул можно проследить влияние на длительность сушки различных факторов. Зависимость продолжительности сушки от толщины

материала (в случае равномерного распределения влаги в начале сушки и больших  $P$  при не слишком больших  $E$ ) может быть выражена следующей формулой:

$$Z = As \left( \frac{2s}{\pi^2 D} + \frac{1}{\beta} \right), \quad (162)$$

которая в предельных случаях при  $P \rightarrow \infty$  дает квадратичную зависимость и при  $P \rightarrow 0$  — прямолинейную. В общем случае из уравнения (162) следует  $Z = B \cdot s^n$ , где значение  $n$  находится между единицей и двумя и зависит от соотношения сопротивления внутренней и внешней диффузии. Следует также отметить, что зависимость от толщины остается постоянной на всем протяжении периода падающей скорости.

С изменением  $D$  продолжительность сушки изменяется медленнее, чем обратно пропорционально  $D$ , причем зависимость от этого коэффициента тем меньше, чем меньше  $\beta$ , т. е. скорость удаления влаги с поверхности; зависимость от скорости и сушильного потенциала воздуха  $\beta$  меньше, чем в периоде постоянной скорости, уменьшаясь с увеличением  $P$  (уменьшением  $D$  или увеличением  $\beta$ ); зависимость от  $D$  и  $\beta$ , так же как и зависимость от толщины, остается постоянной на всем протяжении периода падающей скорости.

В области высоких значений  $E$  при равномерном начальном распределении влаги и больших  $P$  зависимость скорости сушки от толщины материала, коэффициента диффузии, от скорости и сушильного потенциала воздуха имеет тот же характер, что при низких значениях  $E$ . Отличие заключается лишь в том, что эти зависимости не остаются постоянными в процессе сушки. При уменьшении  $E$  зависимость от коэффициента диффузии и от толщины материала увеличивается, а зависимость от скорости и сушильного потенциала уменьшается.

Как уже указывалось выше, все уравнения (147)—(162) выведены в предположении постоянства коэффициентов  $D$  и  $\beta$  в процессе сушки. Для целого ряда материалов, очевидно, это допущение может привести к значительным ошибкам. В этом случае можно рекомендовать рассчитывать процесс сушки по частям, полагая для каждой части эти коэффициенты постоянными.

При этом следует заметить, что с уменьшением влажности материала коэффициент  $\beta$  обычно увеличивается, а коэффициент  $D$  уменьшается, что, очевидно, будет соответствовать увеличению критерия  $P$ . Таким образом с уменьшением влажности материала будет постепенно возрастать влияние сопротивления внутренней диффузии, что соответствующим образом будет изменять влияние различных факторов на продолжительность сушки (именно к концу сушки зависимость от толщины материала и коэффициента диффузии будет увеличиваться, а зависимость от скорости и сушильного потенциала воздуха, напротив, уменьшаться). Это хорошо подтверждается опытными данными целого ряда исследователей.

Вторым допущением при выводе уравнений (147)—(162) является предположение об отсутствии у материала усадки при изменении влажности. Аналитическое решение уравнений (143) и (144) при учете усадки крайне сложно. Для приближенного решения можно предложить усадку материала учитывать, внося соответствующие изменения в коэффициенты  $D$  и  $\beta$ .

Попутно следует отметить, что коэффициент  $E = \frac{\bar{\omega}_{y\theta}}{\omega_{н. y\theta}}$  представляет отношение объемных процентов влажности. Пренебрегая усадкой, это отношение будет равно отношению абсолютных влажностей, поскольку объемные проценты влажности связаны с абсолютной влажностью материала постоянным соотношением

$$\omega = \frac{W \gamma_{аб. сух}}{100},$$

где  $\gamma_{аб. сух}$  — удельный вес сухого материала.

Большой практический интерес представляет графическая интерпретация уравнений динамики сушки, так как по форме кривых можно судить о влиянии на процесс сушки различных факторов. Особенно характерный вид имеют кривые изменения скорости сушки при изменении влажности материала. Эти кривые могут быть получены путем дифференцирования основных кривых сушки  $w = f(Z)$ . На

практике часто кривые скорости сушки  $\frac{dw}{dz}$  получают графическим дифференцированием кривых сушки, например, методом касательных.

На фиг. 73 изображены кривые скоростей сушки, соответствующие наиболее характерным случаям при постоянных  $\beta$  и  $D$ .

Кривая первая на фиг. 73 представляет протекание процесса сушки по уравнению (144), когда период падающей скорости следует за установившимся периодом постоянной скорости. В данном случае скорость сушки является линейной функцией от удаляемой влажности материала независимо от значений коэффициентов  $D$  и  $\beta$ . По данным Шервуда для многих материалов эта зависимость скорости испарения от влажности соблюдается с достаточной точностью. Кривые 2 и 3 характеризуют процесс сушки, когда период падающей скорости следует за неустойчивым периодом постоянной скорости, и в частном случае, когда период постоянной скорости отсутствует и процесс сушки начинается с периода падающей скорости при равномерном начальном распределении влажности.

В области высоких значений удаляемых влажностей получаются вогнутые кривые, причем кривизна их тем больше, чем больше критерий  $\Pi$  и  $\frac{\omega_{n. н. \nu \delta}}{\omega_{н. \nu \delta}}$ . При малых удаляемых влажностях кривые превращаются в прямые.

На фиг. 74 приведены кривые скорости сушки для случая переменных коэффициентов  $\beta$  и  $D$ . Выпуклые кривые 1 и 2 характеризуют увеличение коэффициента  $\beta$ , имеющее место в процессе сушки при постоянном коэффициенте диффузии, или же увеличение коэффициента  $D$ .

Выпуклость кривых объясняется увеличением скорости сушки (отнесенной к удаляемой влажности) по мере снижения влажности за счет увеличения коэффициентов  $\beta$  и  $D$ . При постоянном коэффициенте диффузии выпуклость тем больше, чем больше относительная величина поверхностного сопротивления (чем меньше критерий  $\Pi$ ) и чем больше изменение коэффициента  $\beta$  при изменении влажности. Вогнутая кривая 4 дает зависимость, имеющую место при уменьшении коэффициента диффузии с уменьшением влажности при постоянном коэффициенте  $\beta$ . Вогнутость тем больше, чем больше изменение коэффициента диффузии. Подобные кривые получены, например, в опытах некоторых исследователей при сушке глины. Прямая 3 характеризует частный случай, когда вогнутость кривых скорости в случае 4 (фиг. 74) или случаях 2 и 3 (фиг. 73) компенсируется выпуклостью вследствие увеличения коэффициента  $\beta$  (соответственно случаю 1 фиг. 74).

Большой интерес представляет случай, когда (фиг. 75) в областях высоких влажностей решающую роль играет увеличение коэффициента  $\beta$ , а в области малых влажностей уменьшение коэффициента диффузии. Такой характер кривых, дающий выпуклость в области высоких и вогнутость в области низких влажностей, довольно часто встречается на практике, так как влияние поверхностного сопротивления к концу сушки для большинства материалов уменьшается. В некоторых случаях увеличение коэффициента  $\beta$  может компенсироваться уменьшением коэффициента диффузии (или вогнутостью кривой скорости сушки за счет начального распределения влажности, кривые 2 и 3 фиг. 73) уже с самого начала сушки. Тогда в области высоких влажностей выпуклая кривая превращается в прямую, и получается кривая скорости сушки, даваемая Шервудом для целого ряда материалов.

Как видно было из вышеприведенных уравнений (145) — (162), для определения длительности сушки  $Z$  требуется знание коэффициентов  $D$  и  $\beta$ . Определение  $D$ , зависящего в сильной степени от режима сушки и влажности материала, связано с проведением обширных экспериментальных работ,<sup>1</sup> требующих особой тщательности и большой затраты времени; поэтому в настоящее время при отсутствии достаточного количества такого материала можно рекомендовать следующий, более простой метод определения необходимых коэффициентов  $D$  из опытных данных, основанный на отказе от учета зависимости  $D$  и  $\beta$  от влажности.

<sup>1</sup> Имеющиеся 4 способа определения описаны в трудах сушильной лаборатории: И. М. Федоров, Динамика сушки дерева.

Этот метод заключается в следующем:

По уравнению (158) находят  $D$ , зная для экспериментальных кривых сушки значения  $Z$ ,  $E$  и  $\beta$ ; для подсчета  $E$  принимается  $w$ , равное конечной влажности по кривой сушки, а  $w_n$  — равное влажности в начале периода падающей скорости сушки; для определения  $\beta = \frac{K(d_n - d)}{\omega_s - \omega_p}$  требуется знание кривой равновесия  $\varphi = f(w)$  при исследуемой температуре ( $d_n$  берется при температуре мокрого термометра психрометра) и скорости испарения в стадии постоянной скорости сушки.

Проведя опыты для разных температур воздуха, получаем значения  $D = f(t)$ , которые уже можем с грубым приближением использовать для определения  $Z$  при иных, отличных от опытов условий сушки (иные  $\varphi$ ,  $v$  и  $s$ ). Для определения длительности сушки по описанному методу необходимо также знать  $w_k$  (критическую влажность), которая согласно изложенному выше (см. стр. 132) может быть грубо определена при условии достаточно высокой начальной влажности материала из уравнения  $w_k - w_s = MW' \cdot s$ , где  $W' = \frac{W}{ZF} = K(d_n - d)$ , в котором коэффициент  $M$  определяется по данным проведенных опытов в зависимости от  $t_m$ .

Все приведенные расчеты относятся к *постоянному режиму сушки*.

Для *переменного режима сушки* можно с грубым приближением пользоваться теми же уравнениями (145)—(162), если принять коэффициент  $D$  (полученный из опытов) для средней температуры переменного режима, а  $\beta$  подсчитывать по методу, изложенному на стр. 134 и в примере стр. 383 (фиг. 321), принимая за  $w_k$  значение критической влажности для среднего значения скорости сушки в периоде постоянной скорости сушки и средней температуры мокрого термометра  $t_m$  в этом периоде. Увязка  $w_k$  и средних параметров воздуха в периоде постоянной скорости сушки производится методом постепенного приближения (см. пример на стр. 383, 384).

## V. ПОТЕНЦИАЛ СУШКИ

Скорость испарения в стадии постоянной скорости сушки равняется, как мы уже показали (стр. 125),

$$W' = \frac{W}{ZF} \approx C(H - h) \approx K(d_n - d) = \frac{a}{r}(t_c - t_m).$$

Величины  $(H - h)$ ,  $(d_n - d)$  и  $(t_c - t_m)$  — разности давлений пара, влагосодержаний или температур адиабатически насыщенного воздуха и самого сушильного воздуха, определяемые при помощи линий постоянной температуры мокрого термометра ( $\vartheta$ ) в  $Jd$ -диаграмме, являются мерилем интенсивности сушки при данных размере и расположении материала, скорости воздуха и условиях обтекания материала воздухом и поэтому могут быть названы *потенциалом сушки*.<sup>1</sup>

<sup>1</sup> В действительности интенсивность сушки при данных условиях обтекания зависит помимо разностей влагосодержания, давлений или температур также от абсолютных величин температур и влагосодержаний воздуха вследствие некоторого изменения коэффициентов  $K$ ,  $C$  и  $\frac{a}{r}$  с изменением физических констант влажного воздуха и среднего влагосодержания воздуха  $d_{cp}$  (см. формулу) Гирш рекомендует, исходя из большего постоянства величины  $\frac{a}{r}$  по сравнению с коэффициентами  $K$  и  $C$ , считать за *сушильный потенциал разность температур*. Однако, принимая во внимание значительные удобства, которые достигаются при принятии за сушильный потенциал разности влагосодержаний, более целесообразно пользоваться именно этим последним определением сушильного потенциала. Дело в том, что необходимое в целях увязки статики и динамики сушки при расчете сушилок вычисление изменения сушильного потенциала воздуха при приращении влагосодержания воздуха на определенную величину (см. ниже) производится при таком определении сушильного потенциала весьма просто (например, при адиабатическом насыщении воздуха изменение сушильного потенциала равняется приращению влагосодержания воздуха).

Что же касается колебаний коэффициента  $K$  с температурой и влажностью воздуха, то таковые в обычных условиях сушки сравнительно невелики и практически во многих

Нанесенная на  $Jd$ -диаграмме линия давлений водяного пара как  $f(d)$  позволяет графическим путем определить  $H$  и  $h$  для любой точки процесса  $A$  в установившемся состоянии. Опуская перпендикуляр из точки  $A$  (фиг. 83) до пересечения с линией давления водяного пара, находим значение  $h$ , а проведя из нее же линию  $\vartheta = \text{const}$  до пересечения с линией  $\varphi = 100\%$  и опуская из полученной точки  $B$  перпендикуляр до пересечения с той же линией парциальных давлений, получим значение  $H$ .

Линии  $\vartheta = \text{const}$ , нанесенные на  $Jd$ -диаграмме, могут быть, таким образом, использованы для определения  $H$  в стадии постоянной скорости сушки. Изотерма  $t_m = \text{const}$ , проходящая через точку  $B$ , определяет в этом случае температуру материала. Так же поступают и в том случае, если точка  $B$  является *средней характеристикой процесса*.

Определив графическим путем по  $Jd$ -диаграмме значения  $(H-h)$ ,  $(d_n - d)$  или  $(t_c - t_m)$ , мы имеем возможность сравнительно быстро получить оценку двух процессов, что особенно важно при освоении сушильного дела. (Хотя равенство сушильных потенциалов по  $H-h$  не соответствует равенству сушильных потенциалов по  $(d_n - d)$  или  $(t_c - t_m)$ , однако ошибка при небольших пределах изменения  $d$  незначительна.)

Если, например, мы поместим один и тот же материал с начальной влажностью  $W_1$  в две равноценные сушилки с разными характеристиками воздуха, то он высохнет до той же конечной влажности (при условии, что весь процесс сушки протекает в периоде постоянной скорости), если средние значения сушильного потенциала в этих двух процессах при той же скорости воздуха окажутся одинаковыми.

Пропорциональность скорости сушки сушильному потенциалу для материалов, характеризующихся незначительным сопротивлением внутренней диффузии влаги, соблюдается с известным приближением не только в периоде постоянной скорости сушки, но и на всем протяжении сушки, что подтверждается данными по сушке тонких материалов типа текстиля, картона, кожи и т. п., полученными в сушильной лаборатории ВТИ.

Для удобства сравнения различных процессов сушки в отношении характеризующих их средних значений сушильного потенциала целесообразно нанести на  $Jd$ -диаграмму кривые с постоянным значением  $(H-h)$ ,  $(t_c - t_m)$  или  $(d_n - d)$ , которые мы назовем кривыми *постоянного потенциала сушки*.

Построив в  $Jd$ -диаграмме линии постоянных потенциалов сушки (соединив точки, лежащие по линиям  $\vartheta = \text{const}$  на одинаковых расстояниях<sup>1</sup> от линии  $\varphi = 100\%$ ), мы тем самым можем наметить те пределы рабочего процесса, при которых сушка будет протекать с одинаковой интенсивностью. Эти процессы должны быть ограничены двумя линиями с постоянным потенциалом сушки.

Так, например, в случае сушилки с промежуточным подогревом воздуха (фиг. 79, 23), когда в каждую зону вводится один и тот же материал во влажном состоянии, процесс в  $Jd$ -диаграмме нужно строить так, чтобы линии  $B'C_1$ ,  $B''C_2$  и  $B'''C_3$  ограничивались двумя кривыми постоянных потенциалов  $\kappa$  и  $\kappa'$ .

Таким же образом должны строиться процессы сушки для сушилки с промежуточным нагревом и возвратом отработанного воздуха по зонам (фиг. 80, 33). Если

случаях с ними можно не считаться, особенно если учесть, что само допущение равенства температуры и влагосодержания воздуха над материалом соответственно  $t_m$  и  $d_n$  связано с некоторым приближением. К тому же для более точных расчетов в  $Jd$ -диаграмме могут быть нанесены линии постоянных потенциалов сушки, соответствующие не величинам  $(d_n - d)$ ,

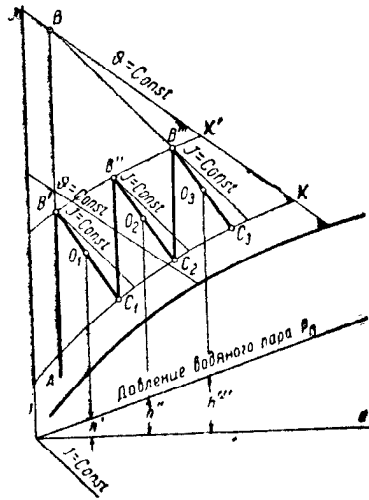
а величинам  $\frac{(d_n - d)}{\left(1 + \frac{d_{cp}}{1000}\right)}$ , пропорциональность скорости сушки которым соблюдается уже

более точно, нежели величинам  $(t_c - t_m)$  или  $(H - h)$ .

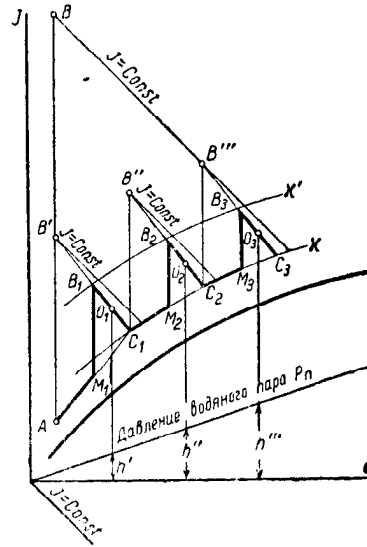
<sup>1</sup> В масштабе влагосодержания при построении линии постоянных потенциалов сушки по разности  $(d_n - d)$  или в масштабе давления пара при построении линии постоянных потенциалов сушки по разности  $H - h$ . В  $Jd$ -диаграмме, приложенной к книге М. Hirsch'a (Trockentechnik), на линиях постоянного потенциала сушки поставлено число, выражающее разность  $(t - \vartheta)$  °С.

мы хотим иметь равномерное удаление влаги по зонам и при этом получать лишь минимальное повышение температуры по зонам, то для условия влажного состояния материала (периода постоянной скорости сушки) это означает, что процесс должен быть построен, как на фиг. 80.

Можно также наметить несколько процессов по зонам, лежащих между постоянными потенциалами сушки, и соединить их по общей схеме такого варианта сушильного процесса, который позволит это осуществить.

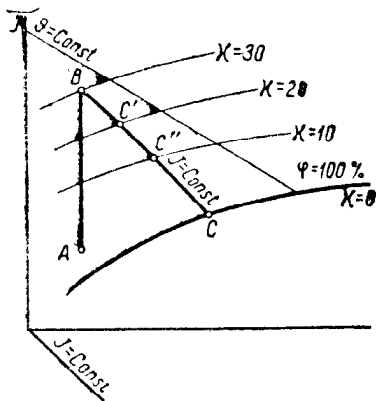


Фиг. 79.

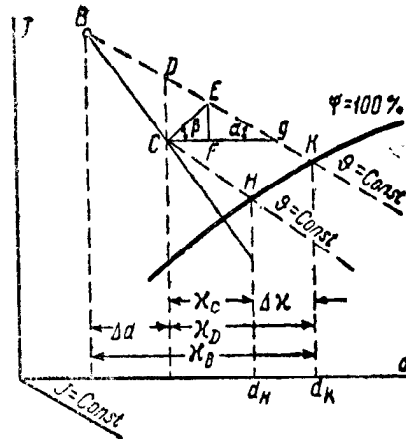


Фиг. 80.

По этому принципу может быть построен, например, процесс с промежуточным подогревом и возвратом воздуха по зонам при повышающемся насыщении воздуха по ходу материала (параллельный ток), который дает возможность осуще-



Фиг. 81.



Фиг. 82.

ствить высокие насыщения отходящего воздуха, имея в то же время во всех зонах постоянную скорость сушки.

Построение линии равных потенциалов сушки на  $Jd$ -диаграмме позволяет также представить себе интенсивность хода испарения процесса сушки в периоде постоянной скорости. Так (фиг. 81), если мы имеем сушилку, работающую по процессу  $BC$ , у которой начальная точка состояния воздуха имеет потенциал  $30$ , а конечная  $0$ , то если мы разобьем этот процесс на три участка, мы увидим, что первый участок работает при среднем потенциале  $25$ , второй при  $15$  и третий



при 5, т. е. на первом участке влага будет испаряться в пять раз быстрее, а на втором в три раза быстрее, чем на первом. Это означает, что размер сушилки по участкам должен быть в отношении  $1/5 : 1/3 : 1$  (не затрагивая вопроса о влиянии скорости воздуха).

Если желательно усилить интенсивность процесса испарения в последующих зонах, то мы приходим соответственно к другому варианту сушильного процесса.

Так, например, можно вводить дополнительное количество горячего воздуха или газов во вторую и третью зоны, повышая в этих зонах средний потенциал сушки и тем самым сокращая их размеры при сохранении той же экономичности процесса.

Приведенными примерами, конечно, не исчерпываются все случаи, когда можно при помощи  $Jd$ -диаграммы и линии постоянных потенциалов сушки облегчить выбор размеров и конструкции сушилок и схем сушильных процессов.

При пользовании указанными приемами *е* нужно переоценивать их значения и выяснять при помощи их абсолютные цифры.

Их ценность, главным образом, — методическая. Они несколько освещают процесс динамики сушки и позволяют, имея экспериментальный материал, в некоторых случаях переносить его на иные условия сушки.

Построив процесс сушки в  $Jd$ -диаграмме, мы имеем возможность определить графическим путем начальные и конечные потенциалы сушки. Однако иногда для увязки статике и динамики сушильного процесса представляет интерес и аналитическое определение конечного значения сушильного потенциала.

В наиболее простом случае адиабатического насыщения воздуха (по линии  $\vartheta = \text{const}$ ) сушильный потенциал  $x$ , очевидно, связан с приращением влагосодержания воздуха  $\Delta d$  зависимостью

$$x = x_{\text{нач}} - \Delta d. \quad (163)$$

При ходе процесса сушки по линии, отличающейся от линии  $\vartheta = \text{const}$ , можно приблизительно определить изменение сушильного потенциала, исходя из следующих соображений:

Нанесем на фиг. 82 участок  $Jd$ -диаграммы, в котором протекает процесс сушки; пусть процесс сушки идет по прямой  $BC$ , характеризующейся величиной тепловых потерь на 1 кг влаги  $\Delta$ . Состояние воздуха при произвольном приращении влагосодержания  $\Delta d$  изобразится точкой  $C$ , причем теплосодержание в точке  $C$  будет, очевидно, связано с теплосодержанием в точке  $B$  выражением

$$J_C = J_B - \Delta \frac{\Delta d}{1000}.$$

Если бы процесс шел по линии  $\vartheta = \text{const}$ , теплосодержание в точке  $D$  при том же приращении влагосодержания  $\Delta d$  равнялось бы

$$J_D = J_B - \frac{\vartheta}{1000} \Delta d.$$

Отсюда разность теплосодержаний в точках  $D$  и  $C$  равна

$$\Delta J = \Delta d \frac{\Delta + \vartheta}{1000} = DC \cdot M_i$$

( $\Delta$  — температура мокрого термометра, соответствующая точке  $B$ ). Сушильный потенциал в конце адиабатического процесса в точке  $D$  равнялся бы

$$x_D = x_B - \Delta d.$$

В конце действительного процесса (в точке  $C$ ) сушильный потенциал равняется разности влагосодержаний в точках  $C$  и  $H$  и меньше сушильного потенциала для адиабатического процесса на разность влагосодержаний в точках  $H$  и  $K$ , т. е.

$$x_C = x_D - \Delta x = x_B - \Delta d - (d_K - d_H).$$

<sup>1</sup> Если выразить его как разность влагосодержаний.

На малом отрезке  $HK$  линию  $\varphi = 100\%$  можно считать прямой; без большой ошибки можно принять также линии  $\vartheta = \text{const}$ , проходящие через точки  $B$  и  $C$ , параллельными. Тогда, проведя через точку  $C$  линию  $CE$ , параллельную  $HK$ , и опустив из точки  $E$  перпендикуляр на линию  $CG$ , параллельную оси влагосодержаний, будем иметь

$$\Delta z = d_k - d_n = CF \cdot M_d.$$

Но из треугольников  $DCG$  и  $EFG$

$$\frac{DC}{EF} = \frac{CF + FG}{FG}, \text{ или } DC = CF \left( \frac{EF}{FG} + \frac{EF}{CF} \right) = \Delta z (\text{tg } \alpha + \text{tg } \beta),$$

откуда, подставляя значение  $DC$ , получим

$$\Delta z = \frac{\Delta d (\Delta + \vartheta)}{1000 (\text{tg } \alpha + \text{tg } \beta)}.$$

$\text{tg } \alpha + \text{tg } \beta$  — сумма тангенсов углов наклона линий  $\vartheta = \text{const}$  и  $\varphi = 100\%$  к оси влагосодержаний — равняется, как видно из фиг. 83, отношению разности теплоемкостей  $J_\vartheta$  и  $J_\varphi$ , соответствующих линиям  $\vartheta = \text{const}$  и  $\varphi = 100\%$ , к разности влагосодержаний между точками  $J_\vartheta$  и  $J_\varphi$  и точкой пересечения линий  $\vartheta = \text{const}$  с  $\varphi = 100\%$ . Переходя к пределу, имеем

$$\text{tg } \alpha + \text{tg } \beta = - \frac{\partial (J_\vartheta - J_\varphi)}{\partial u}$$

$$\text{при } t = \vartheta_0 \text{ и } d = d_k = d_n,$$

подставляя

$$J_\vartheta = J_0 + \frac{d}{1000} \vartheta \text{ и}$$

$$J_\varphi = 0,24t + \frac{d}{1000} (595 + 0,47t),$$

имеем

$$\text{tg } \alpha + \text{tg } \beta = \left( 0,24 + \frac{0,47d_n}{1000} \right) \left( \frac{\partial t}{\partial d} \right)_{t=\vartheta} + \frac{595 - 0,53\vartheta}{1000} = c \left( \frac{\partial t}{\partial d} \right)_{t=\vartheta} + r : 1000,$$

где  $c$  и  $r$  — соответственно теплоемкость на 1 кг сухого воздуха и теплота испарения, а  $\frac{\partial t}{\partial d}$  — изменение температуры с влагосодержанием по линии насыщения в точке  $K$  (фиг. 82).

Окончательно для величины  $\Delta z$  получим

$$\Delta z = \Delta d \cdot \frac{\Delta + \vartheta}{r + 1000 \cdot c \cdot \frac{\partial t}{\partial d}} = \Delta d \frac{\Delta + \vartheta}{B} = \Delta d \cdot A.$$

Значения  $B$  в зависимости от  $\vartheta$  приводятся в нижеследующей таблице:

$t_m = \vartheta$	12,5	17,5	22,5	27,5	32,5	37,5	42,5	47,5	52,5	57,5	62,5	67,5	72,5	77,5	82,5
$B$	983,4	883,7	806,6	753,0	710,1	678,0	643,5	633,1	616,8	605,4	592,3	582,7	574,8	566,3	564,3

Конечный сушильный потенциал действительного процесса равняется

$$z_c = z_B - \Delta d - \Delta z = z_B - \Delta d (1 + A). \quad (164)$$

## VI. ТЕМПЕРАТУРА ВОЗДУХА, ДОПУСКАЕМАЯ ПРИ СУШКЕ

Как уже указывалось, температура материала при сушке близка к температуре мокрого термометра психометра лишь в период постоянной скорости испарения влаги. Если поверхность материала недостаточно снабжается влагой из вду-

тренней части его, то она быстро высыхает, достигая состояния устойчивой влажности при соответствующем повышении температуры поверхности до температуры воздуха. В действительных процессах сушки почти всегда наблюдается недостаточное снабжение поверхности материала влагой, и несмотря на то, что температура мокрого термометра психрометра в большинстве случаев меньше  $t_2$  (температуры воздуха при выходе из сушилки), где  $t_2 < t_1$  — температуры воздуха при входе, все же приходится считаться почти во всех случаях с температурой  $t_1$ , которую может быстро воспринять поверхностный слой. Нередки случаи, когда при высоких температурах сушки часть материала принимает температуру выше  $100^\circ \text{C}$ , и материал, если он органического происхождения, начинает разлагаться с поверхности, хотя вся масса имеет еще большое содержание влаги. *Представление о том, что будто бы сушимый материал не может иметь температуры выше  $100^\circ \text{C}$  (точка кипения воды при  $b = 760$  мм рт. ст.), откуда удаляется влага, является, таким образом, неправильным.*

В тех случаях, когда сушка материала идет параллельным током, т. е. и материал и воздух движутся в одном направлении, можно избежать нагрева поверхности материала до  $t_1$  за счет быстрого движения материала вдоль сушилки, т. е. за счет весьма краткого нахождения его в зонах высоких температур. При противотоке явления повышения температуры материала сказываются в более резкой форме.

Повышение температуры материала выше определенных пределов вызывает ряд изменений его технологических свойств. Так, зерно теряет всхожесть и хлебопекарные качества, дерево, ткань и пряжа — крепость, некоторые материалы утрачивают пластичность, некоторые органические вещества разлагаются и т. д.

В большинстве случаев сушки температура части материала может быть близка к температуре воздуха, а так как измерение температуры по слою материала вообще представляет большие трудности, то изучение влияния температуры материала на его свойства *заменяется обычно изучением влияния на те же свойства температуры воздуха.*

*Имеющиеся в литературе цифры допустимых температур воздуха чрезвычайно разнообразны и зависят для одного и того же материала от конструкции сушилки, скорости воздуха, формы и размеров куска, пределов рабочего процесса и т. д. Очень многое зависит и от степени перемешивания материала в период сушки.* Чем оно лучше, чем больше уверенности, что весь материал участвует в перемешивании и что в сушилке не остается неподвижных частей, которые, перегреваясь, разлагаясь или загораясь, могут вызвать опасность порчи всего материала, тем выше допустимая температура воздуха для той же влажности материала. Поэтому, например, если зерно теряет свое свойство прорастания при *температуре зерна* выше  $60^\circ \text{C}$ , то это значит, что сушить зерно без ухудшения качества в неподвижном слое можно при температуре около  $60^\circ \text{C}$  в шахтной сушилке, где перемешивание происходит, но не интенсивно, при  $80-100^\circ \text{C}$  и в барабанной сушилке при  $200-250^\circ \text{C}$ , что и подтверждается практикой.

Далее, при разборе методов сушки различных материалов даются применяемые в практике температуры воздуха (одновременно указываются также конструкции сушилок, где применяются эти температуры, и соответствующая длительность сушки).

Эти цифры дают проектирующему возможность ориентироваться в этом вопросе; иногда целесообразно при малом количестве практических сведений поставить лабораторные опыты или, если вопрос идет о небольших пределах колебания температуры, установить максимум при наладке сушилки.

Для некоторых материалов влияние температуры воздуха на их технологические свойства настолько сильно, настолько сложен весь процесс сушки и сильно влияние напряжений, появляющихся в материале при недостаточном снабжении влагой поверхности, что только путем длительных опытов удастся найти наилучшие условия сушки.

Пример такой классической работы, проделанной Мадисоновской лесотехнической лабораторией, мы имеем в области сушки дерева, где этой лабораторией

выработаны наивыгоднейшие режимы для каждой породы и размера дерева (см. далее — сушка дерева).

Для тех материалов, где напряжения, появляющиеся от недостаточного снабжения влагой поверхности, оказываются опасными для качества материала (появление трещин, искривление, коробление и т. д.), сушка ведется в воздухе с высоким насыщением, за счет чего замедляется поверхностная сушка, повышается температура материала, и усиливается движение влаги к поверхности.

*Режим сушки заключается, таким образом, в найденных опытом наивыгоднейших условиях сушки по температуре, насыщению и скорости воздуха.*

## VII. ДЛИТЕЛЬНОСТЬ СУШКИ

Длительность сушки — коренной вопрос при выборе размера и типа сушилки. В то же время этот вопрос чрезвычайно сложен; *решается он обычно лучше всего путем проверочных опытов и лабораторных испытаний в условиях, подобных представляемым намеченной конструкцией.*

При описании методов сушки различных материалов приведена длительность сушки при соответствующей температуре воздуха и конструкции сушилки. В этой же главе мы попробуем установить те основные моменты, которые влияют на длительность сушки.

Длительность сушки материала зависит от разных факторов:

1. *От природы материала*, которая имеет огромное значение, определяя структуру вещества, его породу, связь влаги с сухим веществом, движение влаги по материалу и т. д.

Обычно материалы можно разбить на два класса: а) трудно сохнувшие — дерево, кирпич и др., у которых затруднен выход влаги изнутри и которые не допускают быстрой сушки; б) легко сохнувшие, которые допускают быструю интенсивную сушку (кусковые материалы, ткань, волокна хлопка, целлюлозы и т. д.).

2. *От формы материала, размеров куска*, толщины слоя или нарезки и т. д., что оказывает большое влияние, так как изменяется соотношение поверхности сушимого материала и его объема. В случае увеличения поверхности сушка ускоряется и, напротив, замедляется в случае уменьшения поверхности, приходящейся на единицу веса материала.

Обычно считают, что для одного и того же материала и одних и тех же условий сушки скорость сушки в грубом приближении пропорциональна отношению поверхности к объему.

3. *От количества влаги, подлежащей удалению из материала.* На эту величину влияют начальная, конечная и критическая влажность материала, определяющая размеры участков с постоянной и падающей скоростью испарения.

4. *От интенсивности перемешивания.* Значение этого фактора также очень велико. Если, например, при сушке угля в шахтной сушилке мы имеем длительность порядка 1—2 час., то тот же уголь в барабанной сушилке сохнет 15—20 мин. Объясняется это тем, что при перемешивании весь воздух обтекает большее количество частичек, и таким образом, на единицу объема материала приходится большая поверхность испарения. Кроме того, действие струи воздуха на лобовую сторону больше, чем на заднюю, где создается мешок газов, и поэтому изменение положения поверхности по отношению к воздуху также увеличивает интенсивность испарения.

5. *От допустимой температуры материала* и скорости движения влаги к поверхности. Чем выше температура материала, тем меньше вязкость жидкости в материале и больше коэффициент диффузии, тем легче жидкость движется к поверхности.

6. *От влажности наружного воздуха, от температуры и влажности поступающего и уходящего из сушилки воздуха, т. е. от пределов рабочего процесса.* Чем ниже температура и выше влажность воздуха, тем сушка будет идти медленнее.

7. *От скорости движения воздуха или газов.* Этот фактор был освещен в главах об испарении воды со свободной поверхности и испарении влаги из сушимого материала.

8. *От назначения материала* и допускаемых для него дефектов сушки — неравномерности распределения влаги, трещин, искривления и т. д. Например, пиломатериал, идущий на мебельное производство, сушат значительно быстрее, чем тот же материал, который идет для авиастроения.

9. *От конструкции сушилки*, так как последняя определяет и скорость воздуха у материала, и перемешивание, и распределение материала и воздуха, и весь процесс сушки с распределением температур по зонам и т. д.

10. *От равномерности сушки*. Этот фактор во всех сушилках настолько существенный, что в корне иногда меняет даже намечаемый порядок цифр для длительной сушки. Если какая-либо часть материала при сушке не просохла, то процесс сушки всей партии обычно нужно задерживать до момента высыхания этой части, что означает пересушку уже готового материала. В зависимости от допускаемых отклонений, в зависимости от степени неравномерности длительность сушки может вырасти иногда в два или три раза. Эта неравномерность сушки имеет место не только из-за неудачного конструктивного оформления распределения воздуха, но из-за изменения сушильного потенциала воздуха вследствие его насыщения при прохождении через слой материала. Борьба с этим можно увеличить скорости воздуха, уменьшением длины пути воздуха, созданием реверсивных потоков, позволяющих омывать материал то в одном, то в другом направлении.

Общих правил для создания равномерности сушки нет, и этот вопрос для каждого отдельного случая решается самостоятельно.

Равномерность сушки создается конструктором на основании практических данных, наблюдений и т. д. Решение проблемы сушки *вне зависимости от оформления сушки невозможно, и оторванные лабораторные исследования не имеют ценности.*

При описании типов сушилок мы по возможности будем уделять этому вопросу существенное внимание.

11. *От правильной вязки циркуляции воздуха и укладки материала*. Если материал сыпучий, пористый или волокнистый, то для него интенсивная сушка будет получаться при продувке через слой, а если взять для него сушилку, у которой воздух будет направлен только вдоль слоя, то можем получить увеличение длительности сушки в пять — десять раз.

Если, например, лотки с материалом уложены с прозорами один над другим, то правильно распределить тепло и получить минимальную длительность сушки можно только продувая воздух вдоль слоя и т. д.

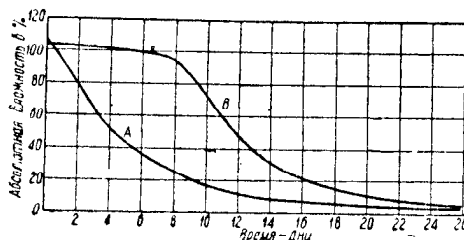
12. *От правильного расчета сушилки и правильного выбора оборудования*. Это в первую очередь означает вязку статики и динамики сушильного процесса, вязку не только теоретическую, но с учетом всех вышеуказанных факторов, *влияющих на длительность сушки.*

Для примера возьмем камерную сушилку, в которой сушка идет по основному варианту сушильного процесса.

Как определить мощность оборудования? Если мы возьмем количество испаряемой влаги по одному из первых часов сушки, когда испаряется свободная влага, то мы усилим оборудование и в последние периоды будем выбрасывать воздух с плохим использованием, т. е. уменьшим экономичность.

Если мы возьмем оборудование по среднему значению испаряемой влаги, мы будем задерживать сушку в первые периоды.

Какой бы период мы ни выбирали, нам необходимо учесть и неравномерность сушки. Чем больше неравномерность в одном периоде, тем больше мы будем переносить нагрузку по влаге на последующие периоды сушки. Обычно неравномерность сушки бывает большей в начале процесса и сглаживается лишь при сушке до очень низких влажностей, мало влияя в этом случае на общую длительность сушки.



Фиг. 84.

На фиг. 84 приведены кривые сушки двух образцов дерева, помещенных в штабеле на стороне входа и выхода воздуха, показывающие расхождения по влажности.

### VIII. ВЛИЯНИЕ СУШКИ НА КАЧЕСТВО МАТЕРИАЛА

Влияние сушки на качество материала может быть *положительным*, когда сушка ведется правильно и удовлетворяет основным технологическим требованиям.

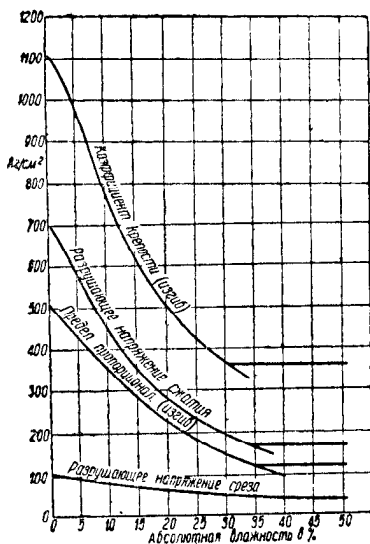
Здесь можно столкнуться с самыми разнообразными процессами и самыми неожиданными моментами влияния. Описать их, это значит затронуть технологию всех почти материалов.

Для того чтобы читатель мог освоить, насколько это влияние может быть серьезным, приведем несколько конкретных примеров.

1. При сушке дерева изменяется его крепость, причем эти изменения настолько велики, что заставляют иногда сушить дерево до более низкой влажности, чем требовалось бы по условиям хранения и изготовления. На фиг. 85 приведены кривые изменения крепости авиационной сосны в зависимости от влажности.

2. Почти при всех продуктах животного и растительного происхождения понижение их влажности ниже 15% обеспечивает возможность длительного хранения этих продуктов, которые при других влажностях подвержены разложению, покрываются плесенью, грибок и т. д.

3. Сушка углей до низких влажностей не только предохраняет мельницу от замазывания, но параллельно снижает расход энергии на размола, увеличивает ее производительность и повышает теплотворную способность угля. Так, например, по опытам Rosina <sup>1</sup> при *верхнесилезском* каменном угле получилось:



Фиг. 85.

Влажность %	Полезная нагрузка мельницы в т/час	Расход энергии в квтч	%
0	2,0	3,8	100
1	1,64	4,63	112
2	1,3	5,84	154
3	1,11	6,85	180
4	0,99	7,68	202
5	0,90	8,44	222
6	0,875	9,33	245

4. Теплотворная способность топлива с понижением влажности повышается. На диаграмме фиг. 86 приведена зависимость  $Q_n^p$  от  $W^p$  для подмосковного угля и торфа.

Влияние сушки может быть и *отрицательным*, и сушильщику чрезвычайно важно всегда помнить и знать это.

Здесь нужно различать возможные физические, химические и биологические изменения материала в связи с сушкой.

А. Физические изменения происходят:

а) Под влиянием высокой температуры. У некоторых материалов растительного или животного происхождения может трескаться поверхностный слой, эмульсия на фотопластинках может плавиться (30—40° С), плавится также клей и желатин (25—30° С). Клееные листы при высокой температуре и высокой влаж-

<sup>1</sup> Arch. für Wärmewirtschaft № 3, 1927 г.

ности расплываются (например, кожкартон), крепость тканей и пряжи нарушается и т. д.

б) *Под влиянием скорости сушки*, которая может быть результатом высокой температуры, низкой влажности и большой скорости воздуха, также имеют место физические изменения. Например, при сушке дерева вследствие ускоренной сушки образуется поверхностная корка, так называемая закалка, которая мешает дереву иметь правильную усадку и которая влечет за собой образование внутренних или наружных трещин и коробление. Подобные явления мы наблюдаем также и при сушке керамических и других изделий.

Кожа при быстрой сушке становится ломкой, и сама сушка при этом становится затруднительной.

в) *Под влиянием качества дымовых газов или воздуха* могут также возникать физические изменения. При сушке воздухом пыль воздуха, которая содержится в нем в небольших количествах, может влиять на качество материала (например, сушка фотографических пластинок и киноплёнки, сушка молока и т. д.). При сушке дымовыми газами неполнота сгорания топлива влечет порчу материала, покрытие копотью, замедление процесса сушки и т. д. Унос топлива и золы в сушилку может исказить процесс сушки и засорить материал.

Если очистку воздуха, поступающего в калорифер, можно произвести при помощи матерчатых или иных фильтров, то для избежания или уменьшения неполноты сгорания и уноса нужно предусмотреть соответствующую конструкцию топки (правильный подвод воздуха для горения, малые напряжения площади решетки и т. д.) и только как крайнюю меру вводить очистку дымовых газов перед сушкой.

При наличии в дымовых газах искр при сушке материалов органического происхождения также нужно стремиться создавать такие условия сгорания топлива, которые способствовали бы догоранию искр в топке, и в случае остатка искр в газах вводить перед сушилкой искроуловители.

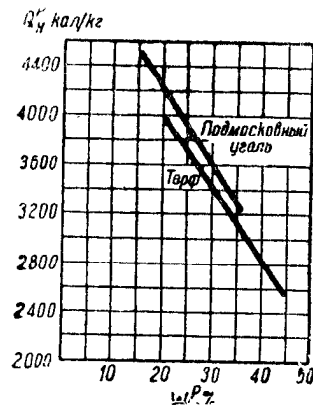
Б. *Химические изменения происходят:*

а) *Под влиянием высокой температуры*. Температура угля выше  $115-130^{\circ}\text{C}$  может повлечь коксование; у дерева при температуре выше  $130-140^{\circ}\text{C}$  начинается возгонка смолы; бумага при температуре  $140-150^{\circ}\text{C}$  желтеет; фрукты при высокой температуре дают карамелизацию, меняют вкус и цвет; краска кожи и тканей меняет оттенок, беленая ткань желтеет. У некоторых продуктов животного и растительного происхождения при высокой температуре материала свертывается белковое вещество (при  $t > 45^{\circ}\text{C}$ ), и это свертывание в дальнейшем препятствует растворению белкового вещества в воде и т. д.

б) *Под влиянием скорости сушки*. Некоторые вещества допускают быструю сушку при высоких температурах, а при длительном процессе теряют свои нормальные свойства. Молоко, яйца, кровь могут сушиться в распыленном виде при более высокой температуре, чем в слое. Некоторые вещества, наоборот, требуют медленной сушки и т. д.

в) *Под влиянием качества теплоносителя*. Сушка воздухом может быть вредна, если это влечет окисление продукта и опасность возгорания. Тогда нужно или заменить воздух нейтральным газом или создать повышенные пределы насыщения этого воздуха или работать под вакуумом. Использование дымовых газов в этом случае благоприятно действует на материал и позволяет применять более высокие температуры, чем при сушке воздухом.

Если дымовые газы содержат  $\text{SO}_2$ , то при конденсации получают сернистые соединения, которые могут вредно отзываться на качество материала и на качестве оборудования, которое в свою очередь может влиять на продукты (например, ржавчина плит, с которыми непосредственно соприкасается материал, и т. д.).



Фиг. 86.

### В. Биологические изменения происходят:

Зерно теряет всхожесть и пекарные свойства при температуре оболочки выше  $60^{\circ}\text{C}$ ; витамин разрушается в растительных и белковых веществах в длительных процессах сушки при температуре  $40^{\circ}\text{C}$ , хотя в то же время при сушке молока в распыливающих сушилках можно допускать кратковременную температуру  $100^{\circ}\text{C}$ . Медленная сушка при низкой температуре способствует развитию гнили и бактерий, быстрая сушка, наоборот, способствует оздоровлению материала. Бактерии, находящиеся в воздухе, способствуют при низкой температуре дальнейшему разложению и заражению материала, внося инфекцию; высокая же температура убивает микроорганизмы и на материале и в самом воздухе.

Указанными примерами мы не исчерпали всех возможных случаев влияния процесса сушки на качество материала и не задавались целью строго установить степень влияния; если приведенные примеры дадут возможность читателю не забывать об этих влияниях и учитывать их каждый раз, изучая технологию и свойства материала, цель настоящего параграфа будет достигнута.

## IX. УВЯЗКА ДИНАМИКИ И СТАТИКИ СУШИЛЬНОГО ПРОЦЕССА ПРИ РАСЧЕТЕ СУШИЛОК

Увязать динамику и статику сушильного процесса, это означает, что при выбранных пределах рабочего процесса воздуха мы должны обеспечить выделение из материала необходимого количества влаги, создав соответствующие размеры сушилки, поверхности испарения и т. д.

Основным моментом, определяющим возможность расчета сушилки, является наличие лабораторного или промышленного испытания длительности сушки материала в идентичных с предполагаемой конструкцией условиях и при пределах рабочего процесса, также близких к предполагаемым.

Имея данные по длительности сушки при других условиях протекания процесса, можно путем логических рассуждений, иногда путем расчета, иногда базирываясь на сравнительных показателях сушки при других аналогичных процессах, подойти к решению вопроса о длительности сушки, не ставя лабораторных опытов.

Но даже постановка лабораторных опытов, давая возможность ближе подойти к расчету сушки, не всегда обеспечивает полное совпадение. Причины кроются в различной степени неравномерности сушки в промышленных и лабораторных условиях, в различном влиянии отдельных элементов при их сочетании, во влиянии производственных факторов, несовершенства конструкций и т. д.

Приведем несколько примеров подхода к увязке статики и динамики сушильного процесса при расчете сушилок.

*1-й случай.* Противоточная, непрерывно действующая сушилка, работающая по основному варианту сушильного процесса. Если для данного материала известна длительность сушки в подобной сушилке при определенных значениях  $t_1$ ,  $t_2$  и  $\varphi_2$  и скорости воздуха, то для других  $t_1$ ,  $t_2$  и  $\varphi_1$ ,  $\varphi_2$  и скорости воздуха длительность сушки может быть определена на основе следующих соображений:

Если сушка протекает в периоде постоянной скорости или же если сопротивление внутренней диффузии влаги для этого материала незначительно, то мы можем считать, что скорость сушки материала пропорциональна величине  $C(H - h)_{cp}$ , где  $C$  — скоростной коэффициент в формуле Дальтона и  $(H - h)_{cp}$  — средний сушильный потенциал воздуха, определяемый средней точкой состояния воздуха на линии  $Jd$ -диаграммы, изображающей данный процесс сушки. Тогда длительность сушки по сравнению с первым процессом, для которого длительность сушки известна, изменится в отношении  $\frac{C_1(H - h)_{cp}}{C_2(H - h)_{cp}}$ . Например, если в первом процессе

$(H - h)_{cp}$  равнялось 30 мм рт. ст. и  $C = 30$ , а длительность сушки была 4 часа, то во втором процессе при  $(H - h)_{cp} = 60$  мм рт. ст. и  $C = 60$  длительность сушки будет 1 час, т. е. в 4 раза меньше. Если сопротивление внутренней диффузии для данного материала значительно (толстые, медленно сохнущие материалы), то сравнительная оценка по этому способу может дать только грубое приближение.



В литературе мы встречаем некоторые эмпирические коэффициенты пересчета, как, например, у Georg H. Gill'a,<sup>1</sup> который принимает для одного практического случая сушки в коридорной сушилке следующие коэффициенты (см. приводимую таблицу).

Тот же автор предлагает для легко сохнущих материалов, где внутренняя диффузия не ставит особых преград, переходный коэффициент  $x \cdot y \cdot z \cdot A$ , где  $x = \frac{a}{a_1}$  — отношение коэффициентов скоростей опытной и предполагаемой сушилки,  $y = \frac{b}{b_1}$  — то же самое для температур,  $z = \frac{c}{c_1}$  — то же для относительной влажности воздуха;  $A = \frac{d}{d_1}$  — то же для конечной влажности материала

Таким образом длительность сушки по новому режиму будет:  $Z' = Z \cdot x \cdot y \cdot z \cdot A$ , где  $Z$  — длительность сушки по опытам ( $t$ ,  $\varphi$ ,  $v$  — среднее значение по сушилке).

**2-й случай.** Сушилка с промежуточным подогревом по схеме фиг. 23.

В каждом отделении находится материал неподвижно в течение всего периода сушки. Предположим, что для этого материала известна скорость сушки при заданных пределах рабочего процесса и что при сушке мы имеем постоянную скорость испарения. Тогда, если мы построим процесс сушки для такой сушилки между одними и теми же двумя линиями постоянных потенциалов сушки (фиг. 79), как и в основном случае, мы получим ту же длительность сушки, и кроме того, длительность сушки у такого материала в любой из камер будет одинаковой.

**3-й случай.** Барабанная сушилка.

При сушке угля от начальной влажности 35% и до конечной 15% при крупности куска 0—12 мм, при температуре входа газов в барабан 450° С и выходе 100° С напряжение 1 м<sup>3</sup> объема барабана по влаге (т. е. количество влаги, испаряемой из материала на каждый м<sup>3</sup> емкости барабана) составляет 50 кг/м<sup>3</sup>час. Если мы строим барабан на иную производительность, иных размеров, то мы должны в  $Jd$ -диаграмме построить рабочий процесс в указанных пределах 450—100° С, а объем барабана подсчитать по значению напряжения, и тогда можно ожидать, что построенный барабан удовлетворит по производительности и по экономичности. Если пределы рабочего процесса другие, если иные влажности и иная крупность куска, иная скорость газов, напряжение во влаге меняется, причем закономерность этого изменения должна быть установлена опытным путем.

Для грубых подсчетов иногда можно и в барабанных сушилках для разных пределов рабочего процесса допустить пересчет в отношении изменения среднего значения сушильного потенциала воздуха. Мы пока не рассматриваем влияние на напряжение степени заполнения барабана, предполагая в этой части идентичные условия (см. далее стр. 166).

**4-й случай.** Трубчатая сушилка характеризуется количеством влаги, испаряемой на 1 м<sup>2</sup> подогреваемой паром поверхности. Если для угля  $w_1 = 35\%$ ,  $w_2 = 15\%$ , крупности куска 0—12 мм при давлении пара, греющего поверхность, 2 атм и заданных  $t_2$  и  $\varphi_2$  напряжение по влаге 3 кг/м<sup>2</sup>час, то это означает, что при любых иных соотношениях производительности, а практически и при иных близких начальных влажностях угля выбор размеров сушилки определяется этой величиной. Таким образом в этой цифре мы учитываем влияние всех факторов сушки, не расчлняя их по отдельности. Влияние давления пара и некоторых других элементов на работу трубчатой сушилки см. дальше в главе о конструкциях — трубчатые сушилки.

$v$ м/сек	Влияние скорости воздуха		Влияние температуры воздуха		Влияние насыщения воздуха		Влияние конечной влажности материала	
	$a$	°С	$b$	$\varphi$ %	$c$	$w_2$ %	$d$	
3,81	0,55	35	1,0	20	1,0	10	1,0	
5,08	0,78	40	1,5	25	0,95	7,5	0,95	
6,33	0,87	45	2,0	30	0,87	5,0	0,87	
7,67	1,0	50	2,5	35	0,81	2,5	0,8	
8,92	1,18	55	3,4	—	—	1,0	0,62	
10,3	1,41	60	4,45	—	—	—	—	
11,5	1,73	65	5,7	—	—	—	—	
12,6	2,09	70	7,3	—	—	—	—	

<sup>1</sup> Engineering, April 1923 г.

*5-й случай.* Проектируется сушилка для картона по схеме промежуточного подогрева и возврата воздуха по зонам. Имеется возможность провести опыты при любых температурах и насыщениях воздуха в опытной камерной сушилке с размещением материала, как и в основной конструкции. Здесь уже в отличие от случая 1 построение процессов в  $Jd$ -диаграмме зависит от того, как протекает кривая сушки, так как здесь степень отдачи влаги материалом в первой зоне влияет на пределы рабочего процесса второй зоны и т. д. Поэтому здесь необходима увязка количества испаренной влаги в каждой зоне с режимом соответствующей зоны.

Построение процесса в  $Jd$ -диаграмме, опыты и увязка статики и динамики ведутся в этом случае следующим порядком. Намечается опытная кривая сушки картона в сушилке, близкой по конструкции или по пределам рабочего процесса, и намечается количество зон (например, 4) предполагаемой сушилки (в зависимости от производительности и экономичности). Так как материал движется через сушилку с постоянной скоростью, то в каждой зоне испаряется разное количество влаги (предполагаем, что кривая сушки имеет участки в постоянной и падающей скорости испарения), причем соотношение количества испаренной влаги в разных участках  $5:4:3:2$ .

Отработанный воздух, выбрасываемый в атмосферу, проходит транзитом все зоны и в каждой увеличивается значение  $d_2$ , т. е. прирост влагосодержания воздуха пропорционален количеству испаряемой влаги в каждой зоне. Поэтому, намечая  $t_0, \varphi_0$  и  $t_2, \varphi_2$  для всей сушилки, мы делим отрезок  $DC$  на части в отношении  $5:4:3:2$  и проводим через точки деления линии  $d = \text{const}$ ; намечая  $n$ , связанное с желаемой скоростью воздуха у материала или с перепадом температур по зонам, мы строим действительный процесс способами, рассмотренными нами ранее.

Таким образом в нашей сушилке процессы по зонам будут  $B_1C', B_2C'', EC$  (фиг. 35).

Проводя опыты в лабораторной установке при характеристиках  $t$  и  $\varphi$  средних точек этих процессов и при длительности сушки при каждом режиме в соответствии с временем прохода материалом каждой зоны (т. е. равной общей длительности, деленной на число зон), мы находим кривую сушки картона, соответствующую этим режимам. Если кривая совпала с выбранной нами ранее, увязка осуществлена, если нет, строим новый процесс в  $Jd$ -диаграмме, увязанный с полученной новой кривой указанным выше способом, получаем новые пределы рабочего процесса по зонам и проводим снова опыты для получения новой кривой сушки. Поступая таким образом два или три раза, мы находим такой режим, который удовлетворяет и скорости испарения и рабочему процессу сушки в  $Jd$ -диаграмме.

Все сказанное ранее о подобии конструкции и неравномерности сушки, об отклонении производственных условий относится и к последнему случаю. *Поэтому добиваться особо точного совпадения не следует и не следует особо переоценивать такой способ увязки статики и динамики.*

Рассматривая этот способ, мы видим, что, задаваясь постоянным значением  $n$ , мы получаем в первых зонах большие перепады температур, что невыгодно отзывается на равномерности сушки. Поэтому мы сразу это положение учитываем или тем, что разбиваем сушилку на большое количество зон, или тем, что вводим различные вентиляторы (различное  $n$  по зонам), или, наконец, тем, что вводим циркуляционные потоки разных направлений (например, сушилки завода Naas'a), сохраняя те же перепады температур. Во всяком случае все эти моменты, которые выясняются при первом же построении в  $Jd$ -диаграмме, мы фиксируем до постановки соответствующих повторных опытов.

*6-й случай.* Пусть дана сушилка с поверхностью  $F$ , в которой требуется удалить  $W$  г влаги в час. Начальное состояние воздуха, поступающего в сушилку, задано, а следовательно, задан и начальный сушильный потенциал  $\kappa_B$  (выраженный как разность влагосодержания). Требуется определить максимально возможное приращение влагосодержания воздуха  $\Delta d$  при данной производительности сушилки.

Как уже указывалось, скорость сушки всех материалов в стадии постоянной скорости, а при сушке тонких материалов средняя скорость сушки за весь период сушки пропорциональна сушильному потенциалу воздуха, т. е.

$$W = K \cdot F \cdot \varkappa. \quad (165)$$

При сушке при переменном режиме следует подставлять в формулу (165) некоторое среднее значение сушильного потенциала  $\varkappa$ , которое в первом приближении (при не слишком высоком насыщении воздуха) можно принять равным среднему арифметическому из значений сушильного потенциала, соответствующих начальному и конечному состоянию сушильного воздуха.

Значение коэффициента  $K$  может быть найдено для периода постоянной скорости по приведенным выше формулам; для сушки тонких материалов значение коэффициента  $K$  должно быть определено опытным путем для данных условий сушки и пределов влажности высушиваемого материала.

Предположим вначале, что скорость воздуха у материала задана и практически не зависит от количества подаваемого в сушилку свежего воздуха (например, в сушилке создается усиленная внутренняя циркуляция воздуха или же свободное сечение сушилки может быть изменено в зависимости от количества воздуха так, чтобы была обеспечена заданная скорость воздуха). Тогда коэффициент  $K$  может быть вычислен заранее и средний сушильный потенциал воздуха в сушилке для обеспечения нужной ее производительности должен равняться

$$\varkappa_{cp} = \frac{W}{KF}.$$

Принимая  $\varkappa_{cp} = \frac{\varkappa_B + \varkappa_C}{2}$  и учитывая, что по формуле (164)

$$\varkappa_C = \varkappa_B \cdot \Delta d (A + 1) \quad (\text{фиг. 82}),$$

получим

$$\begin{aligned} \varkappa_B - \left( \frac{A+1}{2} \right) \Delta d &= \frac{W}{KF}; \\ \Delta d &= \frac{1}{1+A} \left( \varkappa_B - \frac{W}{KF} \right). \end{aligned} \quad (166)$$

Возможное приращение влагосодержания воздуха в сушилке, таким образом, дается формулой (166). Для вычисления входящей в эту формулу величины  $A$  необходимо найти по начальному состоянию воздуха значения  $\vartheta$ ,  $r$ ,  $\frac{\partial t}{\partial d}$  и т. д. и определить потери тепла на 1 кг удаляемой влаги. Поскольку изменение состояния воздуха до определения величины  $\Delta d$  неизвестно, средними и конечными температурами воздуха, необходимыми для определения потерь тепла на нагрев материала, транспорта и в окружающую среду, приходится задаваться предварительно.

Перейдем теперь к случаю, когда скорость воздуха у материала зависит от количества подаваемого в сушилку свежего воздуха и прямо пропорциональна этому количеству.

Полагая

$$v = \frac{L}{3600 \cdot \gamma \cdot S},$$

где  $L$  — количество сухого воздуха, подаваемого в сушилку, в кг/час;

$S$  — свободное сечение для прохода воздуха;

$\gamma$  — удельный вес воздуха в кг сухого воздуха/м<sup>3</sup>, и выражая коэффициент скорости сушки  $K$  через скорость воздуха  $K = f(v)$ , учитывая так же, что

$$L = \frac{W}{\Delta d},$$

получим

$$\varkappa_B - \frac{A+1}{2} \Delta d = \frac{W}{F \cdot f \left( \frac{W}{\Delta d \cdot 3600 \cdot \gamma \cdot S} \right)}. \quad (167)$$

Принимая, что коэффициент скорости сушки пропорционален корню квадратному из скорости воздуха, что с достаточной точностью соответствует большинству практических случаев [см. формулы (127')],<sup>1</sup> т. е. полагая

$$K = f(v) = Bv^{0,5} = B \left( \frac{W}{\Delta d \cdot 3600 \cdot \gamma \cdot S} \right)^{0,5},$$

где коэффициент  $B$  учитывает влияние на коэффициент  $K$  размеров материала, условий обтекания, средних значений физических констант и влагосодержания воздуха в сушилке и т. д., получаем из формулы (167)

$$\kappa_B - \frac{A+1}{2} \Delta d = \frac{W^{0,5} (3600 \cdot \gamma \cdot S)^{0,5} \Delta d^{0,5}}{B \cdot F},$$

или

$$\kappa_B^2 - (A+1)\kappa_B \cdot \Delta d + \left( \frac{A+1}{2} \right)^2 \Delta d^2 = \frac{W}{B^2 \cdot F^2} \cdot 3600 \cdot \gamma \cdot S \cdot \Delta d,$$

откуда после некоторых преобразований найдем

$$\Delta d = \frac{2}{1+A} \left[ \kappa_B - \frac{W \cdot 3600 \cdot \gamma \cdot S}{B^2 \cdot F^2 (1+A)} \left( \sqrt{1 + \frac{2\kappa_B(1+A)B^2 \cdot F^2}{W \cdot 3600 \cdot \gamma \cdot S}} - 1 \right) \right]. \quad (168)$$

В практике встречается много других случаев, все их перечислять невозможно; однако и приемы, изложенные выше, при помощи которых мы пытаемся увязывать статику и динамику сушки, на сегодняшний день позволяют проектирующему, используя имеющийся практический материал, а также ставя соответствующие опыты, подойти к вероятной величине длительности сушки, определение которой столь необходимо при расчете сушилки.

## Х. ВЫБОР СТЕПЕНИ НАСЫЩЕНИЯ ОТХОДЯЩЕГО ВОЗДУХА

При построении процессов в  $Jd$ -диаграмме мы ясно видим, что повышение степени насыщения уходящего воздуха в любых пределах, не выходящих за линию  $\varphi = 100\%$ , влечет за собой меньший расход воздуха и тепла в сушилке. Если подходить только с этой точки зрения, то всегда будет выгодно конструировать сушилку с высоким  $\varphi_2$ . Однако повышение  $\varphi_2$  вызывает одновременно увеличение парциального давления пара в воздухе  $h$  и ослабление интенсивности сушки. Если мы рассмотрим сушку влажного материала, то средний потенциал сушки в случае процесса с низким  $\varphi_2$  будет значительно отличаться от среднего потенциала сушки при высоком  $\varphi_2$ , и для того чтобы иметь при повышенном  $\varphi_2$  ту же производительность сушилки, нам нужно увеличить ее размеры, ее емкость (т. е.  $E' = \frac{Z'}{Z} E$ , где  $Z$  — время сушки, а  $E$  — емкость сушилки), а это означает удорожание сушилки.

Таким образом наивыгоднейшая величина  $\varphi_2$  может быть определена только путем технико-экономического расчета. Эта величина зависит от стоимости топлива: где топливо дешевле, там выгоднее брать более низкие значения  $\varphi_2$ ; от стоимости сушилки: чем ниже последняя, чем проще она сделана, тем дешевле увеличивать ее размеры и тем выгоднее большие  $\varphi_2$ . Однако не всегда только

<sup>1</sup> Например, при  $K$  по формуле (127'')

$$K = 29,6 \frac{1 + 0,085 \frac{t_{cp}}{100}}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} \left( \frac{\gamma v}{l} \right)^{0,5};$$

$$B = 29,6 \frac{1 + 0,085 \frac{t_{cp}}{100}}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}} \left( \frac{\gamma}{l} \right)^{0,5}.$$

экономический выбор определяет значение  $\varphi_2$  (не говоря уже о том, что при сушке гигроскопических материалов выбор  $\varphi_2$  будет зависеть и от устойчивой влажности и от других факторов). Бывают случаи, когда выбор количества воздуха определяется конструктивными особенностями сушилки и требованиями в части скорости воздуха. Так, практика показывает, что при коридорной сушилке, работающей по основному варианту сушильного процесса при сушке материала на вагонетках с укладкой в несколько ярусов на каждой, скорость воздуха ниже 1,5—2 м/сек вызывает неравномерность сушки по высоте, что в свою очередь отзывается на длительности сушки и производительности сушилки. Поэтому, если мы не можем построить сушилку, работающую по какому-нибудь варианту основного сушильного процесса, в которой скорости воздуха достигнут желаемой величины, если мы не можем увеличить длину коридора и его производительность в одном агрегате настолько, чтобы соответственно поднять скорость прохождения воздуха, мы принуждены идти на более низкие  $\varphi_2$  и увеличение количества воздуха. При сушке материалов, требующих определенного режима как по влажности, так и по температуре воздуха, конечное  $\varphi_2$  определяется при построении процесса в  $Jd$ -диаграмме самым режимом сушки, и тогда увеличение  $\varphi_2$  и выбор наиболее выгодного  $\varphi_2$  не производится. При материалах, требующих при сушке продувки воздуха через слой, увеличение скорости воздуха вызывает увеличение сопротивления, а стало быть, и расхода энергии на вентилятор, причем последние (см. далее стр. 357) растут значительно быстрее скорости; эти расходы могут быть настолько значительны, что выгоднее идти на меньшие скорости, большие  $\varphi_2$  и большие размеры сушилки.

Практика заводов, изготавливающих сушилки, подтверждая возможность экономической оценки, дает для некоторых конструкций определенные уже значения  $\varphi_2$ . Так, например, в зерновых шахтных сушилках, очень дешевых по стоимости, с огромной емкостью  $\varphi_2$  колеблется между 75 и 85%. В текстильных сушилках, работающих по варианту промежуточного подогрева и возврата воздуха по зонам,  $\varphi_2 \approx 50\%$ . В текстильных сушилках, работающих по нормальному варианту,  $\varphi_2 \approx 25—30\%$  и т. д. (см. далее некоторые указания при описании конструкции сушилок).

## Г. ОСНОВНЫЕ ТИПЫ (КЛАССИФИКАЦИЯ) СУШИЛОК

Конструкции сушилок чрезвычайно разнообразны и, казалось бы, зная это, нужно было бы ожидать громоздкой классификации. Однако, если отвлечься от различных вариантов сушильных процессов, которые мы рассматривали в главе „Статика сушильного процесса“, отвлечься от вида теплоносителя (воздух или дымовые газы), т. е. учесть, что в типовую сушилку вносятся лишь известные незначительные изменения, причем, однако, принцип работы не меняется, и что в большинстве случаев одна и та же сушилка может работать по различным вариантам сушильного процесса, то оказывается, что все конструкции можно разбить на небольшое количество классов и групп.

### И. АТМОСФЕРНЫЕ СУШИЛКИ

#### 1. СУШИЛКИ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Здесь мы относим все виды сушилок, в которых загрузка и выгрузка *однородного* материала происходят равномерно и непрерывно, причем *состояние материала по влажности и по аметри воздуха меняются в зависимости от их места в сушилке*. В каждой точке сушилки мы имеем, таким образом, всегда одно и то же состояние материала и ту же характеристику воздуха.

Различаем следующие сушилки:

- |  |                 |
|--|-----------------|
| а) барабанные,                                 | г) трубчатые,   |
| б) коридорные (горизонтальные и вертикальные), | д) скребковые,  |
| в) камерные,                                   | е) с мешалками, |
|  | ж) шахтные,     |

- з) ситочные,
- и) распыливающие,
- к) пневматические,
- л) полупневматические,

- м) вальцовые,
- н) цилиндрические,
- о) турбинные,
- п) регенеративные.

В сушилках непрерывного действия движение материала и теплоносителя (вопрос идет о том количестве газов, которое уходит из сушилки; циркулирующие потоки во всех вариантах могут иметь иные направления) может происходить в одном направлении (параллельный ток) или в обратном — встречном (противоток), или в перпендикулярном (поперечный ток). При *параллельном токе* материал с высокой влажностью встречает воздух с низким влагосодержанием и допускаемой высокой температурой; из сушилки материал выходит с низкой влажностью, воздух же — с высоким влагосодержанием и с температурой в зависимости от варианта сушильного процесса более высокой или более низкой, чем воздух при входе в сушилку. Потенциал сушки в большинстве случаев по ходу материала уменьшается. Приводим некоторые признаки, определяющие возможность применения параллельного тока:

1. Материал во влажном состоянии лучше переносит энергичную сушку, чем в подсушенном.

2. Высушенный материал чувствителен к высоким температурам.

3. Материал в конце сушки мало гигроскопичен, так что можно брать высокие  $\varphi_2$ , т. е. построить более экономичный процесс.

При *противотоке* высушенный материал встречает воздух с низким влагосодержанием и высокой температурой, а влажный материал — воздух с более высоким влагосодержанием. Температура может находиться в таких же соотношениях, как и при параллельном токе. Потенциал сушки в месте входа влажного материала низок.

Некоторые признаки, определяющие возможность применения противотока, таковы:

1. Материал не переносит быстрой сушки в период высокой влажности.

2. Высушенный материал не чувствителен к высоким температурам.

3. Материал обладает большой гигроскопичностью.

4. Материал требуется сушить до очень низкой влажности.

Расходы тепла на прямоточную и противоточную сушилки зависят от выбранного варианта и пределов рабочего процесса.

При *поперечном токе* воздух с высокой температурой и низким влагосодержанием пронизывает материал с переменной по ходу влажностью перпендикулярно к движению материала.

Таким образом воздух в каждой зоне используется по нормальному варианту сушильного процесса и в случае сушки гигроскопического материала в местах с подсушенным материалом используется недостаточно эффективно. Потенциал сушки во всех зонах достаточно велик, и интенсивность сушки во всех зонах высокая. Экономичность последней зоны в большинстве случаев низка (низкое значение  $\varphi_2$ ).

Некоторые признаки, определяющие возможность применения *поперечного тока*, таковы:

1. Материал во влажном и сухом состоянии одинаково переносит быструю сушку.

2. Материал во влажном и сухом состоянии нечувствителен к высоким температурам.

3. Быстрая сушка важнее, чем уменьшение удельных расходов тепла и воздуха.

4. Необходимое для процесса количество воздуха нельзя пропустить ни параллельным током, ни противотоком из-за конструктивных особенностей сушилки или же из-за больших сопротивлений всей системы, например, шахтная сушилка (фиг. 158, 160), сушилки с мешалками (фиг. 154) и т. д.

Все высказанные здесь основные положения одинаково применимы для большинства непрерывно действующих сушилок, но не для всех систем возможно конструктивное оформление и рациональное осуществление всех трех потоков.

## 2. СУШИЛКИ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

Сюда мы относим все виды сушилок, в которых материал находится в состоянии покоя или перемешивания, но загружается периодически на *полную емкость сушилки*. Режим сушки остается постоянным или меняется по времени. Влажность материала меняется по ходу воздуха, и в одной и той же точке — по времени. Сюда относятся:

- 1) сушильные шкафы и камерные сушилки;
- 2) ситочные сушилки;
- 3) сушилки с перемешиванием (механические).

*Так же как у сушилок непрерывного действия, возможны различные варианты сушильных процессов; так же как и сушилки непрерывного действия — камерные сушилки могут работать и на горячем воздухе и на дымовых газах*

## II. ВАКУУМСУШИЛКИ

Сушилки этого типа, как показывает само название, работают при значительно пониженном общем давлении смеси, причем большей частью в смеси находится ничтожное количество воздуха. В сушилках этого класса поверхность нагрева располагается внутри самой сушильной камеры, и эти сушилки работают примерно по одному и тому же принципу (более детально о процессе сушки в вакуум-сушилке см. главу „Вакуумсушилка“), распределяясь на группы, сходные с атмосферными сушилками.

### 1. НЕПРЕРЫВНО ДЕЙСТВУЮЩИЕ СУШИЛКИ

Отличительный их признак примерно тот же, что и у атмосферных сушилок. Различаем:

- 1) сушилки вальцовые;
- 2) сушилки цилиндрические;
- 3) сушилки с мешалками.

### 2. ВАКУУМСУШИЛКИ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

Отличительные их признаки примерно те же, что и у атмосферных сушилок. Различаем:

- 1) сушилки-шкафы и камерные;
- 2) сушилки с перемешиванием (механические).

## III. НЕКОТОРЫЕ НОВЫЕ СПОСОБЫ СУШКИ

Эти способы, о которых говорится в соответствующих главах, таковы:

- 1) сушка насыщенным паром;
- 2) сушка перегретым паром;
- 3) сушка электромагнитными волнами.

## Д. АТМОСФЕРНЫЕ СУШИЛКИ

### 1. СУШИЛКИ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

#### 1. БАРАБАНЫЕ СУШИЛКИ

Барабанные сушилки применяются для сушки сыпучих материалов и работают обыкновенно на дымовых газах. В зависимости от метода соприкосновения газов и материала они делятся на три группы:

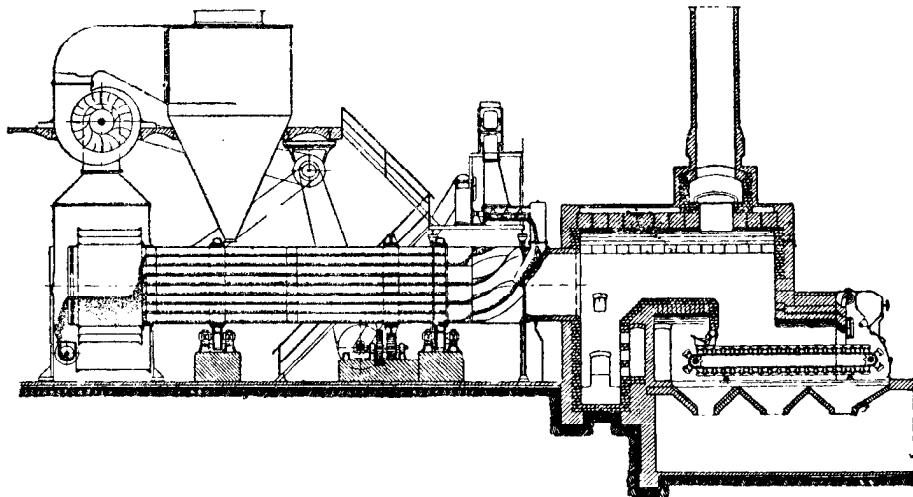
- 1) сушилки прямого действия, в которых газы или воздух соприкасаются с материалом во время всего процесса сушки;
- 2) сушилки непрямого действия, в которых газы или воздух непосредственно не соприкасаются с материалом, а все их тепло передается материалу только через стенку;

3) сушилки смешанного действия, в которых часть тепла газов передается материалу через стенку, часть же непосредственно.

Больше всего распространены сушилки первой группы.

Движение материала ясно из чертежа на фиг. 87. Устройство сушилки таково:

Наклонный сварной или клепаный барабан снабжен венцами, двумя или тремя гладкими для катания по опорным роликам (которые при больших диаметрах барабана берутся на каждый венец по 4 шт. — самоустанавливающиеся) и одним

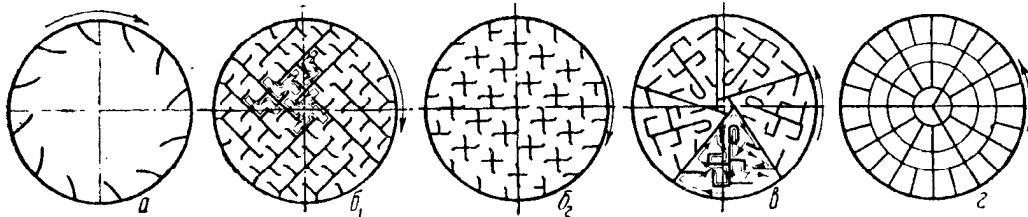


Фиг. 87.

зубчатым — для сцепления с зубчатой передачей (барабанные сушилки в отдельных случаях могут быть выполнены и с фрикционной передачей при помощи гладких венцов).

При вращении барабана материал транспортируется вдоль него (фиг. 87), для чего в зависимости от свойств сушимых материалов барабан имеет различное внутреннее устройство (фиг. 88).

Для крупнокусковых материалов и материалов, склонных к налипанию внутри барабана, устанавливаются лопасти (фиг. 88), которые захватывают при вращении



Фиг. 88.

барабана материал из завала, ссыпают его туда обратно, увеличивая поверхность соприкосновения с газами (*подъемно-лопастная система а*).

Для мелкокусковых материалов, обладающих хорошей сыпучестью, внутреннее устройство выполняется в виде открытых ячеек  $б_1$  и  $б_2$ , что обеспечивает хорошее пересыпание материала и равномерное распределение его по всему сечению барабана (*распределительная система*).

Для материалов крупнокусковых, обладающих большим удельным весом, или для материалов, имеющих малую сыпучесть, внутреннее устройство выполняется в виде несообщающихся секторов *в*, снабженных подъемно-лопастной системой (*промежуточная система*).

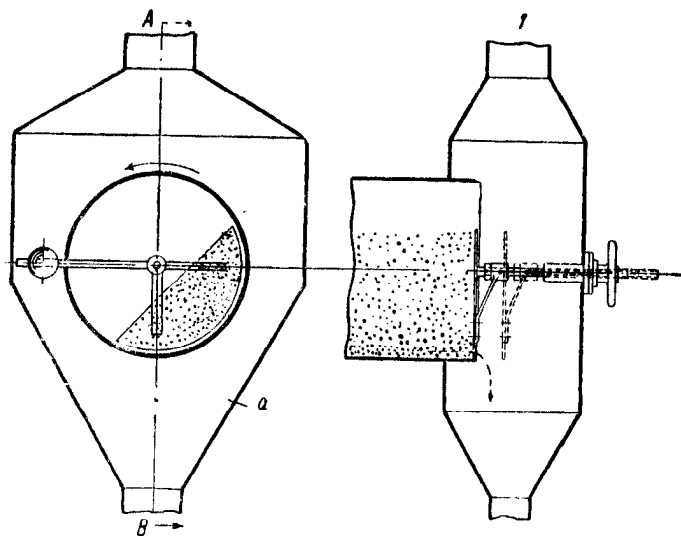


Для весьма *мелких материалов*, обладающих большим пылеобразованием, применяются закрытые ячейки 2, где материал все время находится в завале и при вращении барабана освобождает свежие поверхности (*перевалочная система*).

Устройство по схемам б, в, г дает уменьшение высоты падения материала и уменьшает унос при сушке.

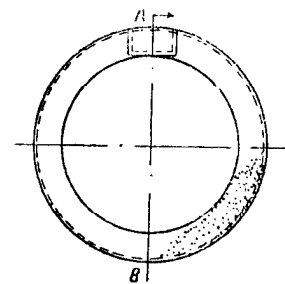
Задача ячеек дать за один оборот барабана возможно большее число пересыпаний материала. Та система ячеек лучше, при которой происходит равномерное распределение материала по всему поперечному сечению барабана, что обеспечивает лучшее соприкосновение, повышенное заполнение и интенсивное перемешивание продукта и самих дымовых газов, расслаивающихся при движении вдоль барабана.

Барабан снабжен со стороны питания винтовыми лопастями с четырьмя или шестью витками длиной приблизительно в 1 м для распределения материала по



Фиг. 89а.

отдельным ячейкам или секторам барабана. На этих винтовых лопастях происходит подсушка, которая при липких материалах улучшает условия распределения материала по системе.



Фиг. 89б.

Для уменьшения налипания сырого материала на стенки барабана влажный продукт иногда *опудривают* сухой пылью или составляют до поступления в *течку барабана смесь*, которая *достаточно сыпуча и уже не прилипает на стенки*.

В конце барабана имеется подпорное приспособление, имеющее целью дать большее внутреннее заполнение барабана материалом и этим повысить длительность нахождения его в сушилке. Сушильная лаборатория ВТИ широко применяет подпорный неподвижный сектор, укрепленный на выгрузочной коробке (фиг. 89а), или подпорное кольцо, укрепленное на самом барабане (фиг. 89б). В зависимости от конструкции внутреннего устройства и самого подпорного приспособления заполнение барабана материалом может достигать до 20% его объема, являясь чрезвычайно серьезным признаком для оценки производительности сушилки. Некоторые заводы, например, Büttner, на конце барабана ставят специальное разгрузочное устройство для уменьшения уноса (фиг. 87), используя его в последних конструкциях частично для охлаждения сухого материала (при работе параллельным током).

Движение газов или воздуха может быть параллельным движению материала (как на чертеже фиг. 87) или иметь обратное направление (противотоком). Источник тепла располагается со стороны входа газов или воздуха в барабан. Это или топка с камерой смешения при сушке смесью дымовых газов и воздуха (на фиг. 87 изображена цепная топка, которая всегда снабжается самостоятельной трубой для отвода газов при растопке), или подводный боров к камере смешения в случае сушки отходящими газами, или паровой калорифер при сушке горячим воздухом низкой температуры (до 100—130° С), или газовый калорифер при сушке воздухом высокой температуры (до 200—300° С), а также для сушки при отсутствии парового хозяйства горячим воздухом низкой температуры.

Со стороны выхода отработанной смеси расположены пылеотделительное (на фиг. 87—циклон) и вытяжное устройства — вентилятор (устанавливается обычно за циклоном, поскольку в этом случае крыло защищено от изнашивания частицами продукта) или труба (при малых сопротивлениях системы). У обоих торцов барабана расположены скользящие, уплотняющие приспособления, препятствующие проходу воздуха, но не мешающие изменению угла наклона и вращению барабана.

В качестве изоляции барабана обычно применяется воздушная прослойка толщиной 150—200 мм, реже — изоляционная масса.

Некоторые заводы пробовали работать на дымовых газах с возвратом отработанной смеси, что давало им возможность повысить содержание  $CO_2$  и понизить свободный кислород, за счет чего предполагалось повысить для некоторых органических материалов допустимую температуру входящих газов.

Судя по литературным данным, при сушке бурого угля возврат не дал достаточного эффекта, а лишь несколько усложнил эксплуатацию за счет осаждения пыли в трубе, подводящей отработанную смесь к камере смешения.

Работа барабанных сушилок под давлением не рекомендуется, поскольку в этом случае пыльный воздух выбивается через уплотнения в цех и создает тяжелые условия работы.

В СССР массовое производство барабанных сушилок налажено на заводах „Союзстроймашины“, которые выпускают барабаны с характеристиками, приведенными в табл. 31. Сушильная лаборатория ВТИ придерживается в своих проектах шести типовых диаметров, допуская длину каждого барабана в пределах, указанных в табл. 32. (Некоторые заграничные заводы выполняют барабаны с  $L/D \approx 5$ .)

ТАБЛИЦА 31

Внутренний диаметр барабана $D$ в мм . . . . .	1 500	1 800	2 200	2 200	2 800	2 800
Длина барабана $L$ в мм . . . . .	8 000	12 000	12 000	14 000	12 000	14 000
Толщина стенок барабана в мм . . . . .	10	12	14	14	14	14
Объем сушильного пространства $V$ в $m^3$ . . . . .	14,1	30,5	45,6	53,2	74	86,2
Общий вес барабана без топки в кг . . . . .	13 600	24 700	42 000	45 700	65 000	70 000

ТАБЛИЦА 32

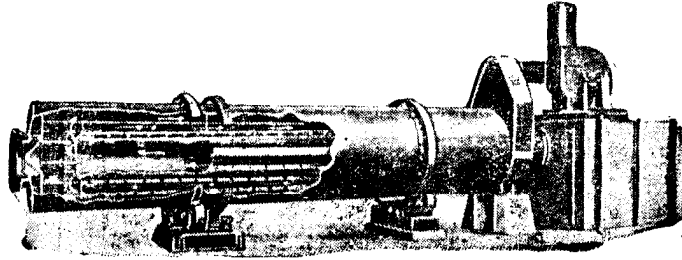
Диаметр барабана $D$ . . . . .	м	2,8	2,4	2,0	1,7	1,4	1,2		
Длина барабана	$L_{max}$	м	23,8	20,4	17,0	14,45	11,9	10,2	
	$L_{min}$	м	8,4	7,2	6,0	5,1	4,2	3,6	
Объем барабана	$V_{max}$	$m^3$	146,5	92,3	53,4	32,8	18,3	11,5	
	$V_{min}$	$m^3$	51,7	32,6	18,8	11,6	6,5	4,06	
Потребная мощность <sup>1</sup> $N_m = 1000 \text{ кг/м}^3$ $n = 1 \text{ об/мин}$	$N_{max}$	л. с.	23—28	12—15	6—8	3—4	1,5—2	0,8—1,0	Лопастная система (фиг. 88,а)
	$N_{min}$	л. с.	8—10	4—5	2—3	1,0—1,5	0,5—0,6	0,3—0,4	
	$N_{max}$	л. с.	3,5—4,5	2—2,5	1,0	0,5—0,6	0,2—0,3	0,1—0,2	Перевалочная система (фиг. 88,б)
	$N_{min}$	л. с.	1,2—1,5	0,6—0,8	0,3—0,4	0,16—0,2	0,07—0,1	0,04—0,05	
	$N_{max}$	л. с.	7—9	4,0—5,0	2,0—2,5	1,0—1,2	0,5—0,6	0,2—0,3	Промежуточная система (фиг. 88,в)
	$N_{min}$	л. с.	2,5—3,2	1,4—1,7	0,7—0,8	0,35—0,43	0,16—0,2	0,08—0,1	
	$N_{max}$	л. с.	10—13	5,0—7,2	2,4—3,5	1,3—1,8	0,6—0,8	0,3—0,5	Распределительная система (фиг. 88,г)
	$N_{min}$	л. с.	3,3—4,7	1,8—2,5	0,9—1,2	0,5—0,7	0,2—0,3	0,1—0,16	

<sup>1</sup> При общем коэффициенте полезного действия привода  $\eta_{пр} = 0,8$ .

Вес барабанной сушилки зависит от конструктивного ее оформления, от толщины стенки цилиндра, от системы насадки и т. д. Для некоторых заграничных аппаратов можно грубо считать без топки вес равным

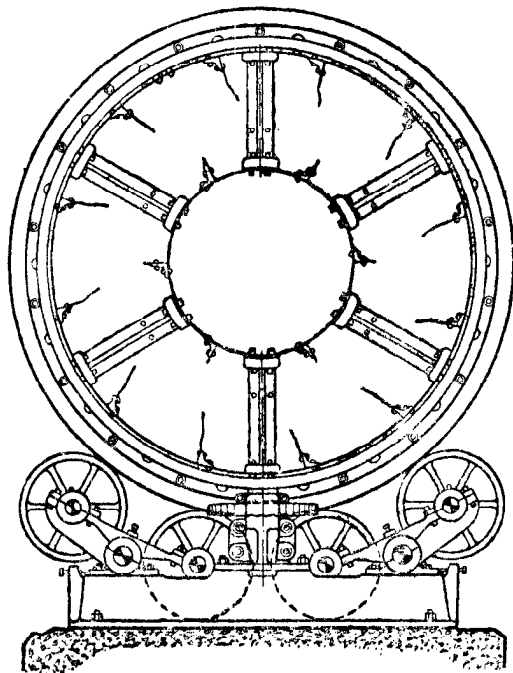
$G = (7,2 + 0,63 V) t$   
или с колосниковой решеткой

$G = (9 + 0,87 V) t$ ,  
где  $V$  — объем барабана в  $m^3$ . Для грубых ориентировочных подсчетов эти веса можно принимать и для наших конструкций.



Фиг. 90а.

В Америке широко развиты барабанные сушилки третьей группы (фиг. 90—барабанные сушилки системы Ruggles Coles).



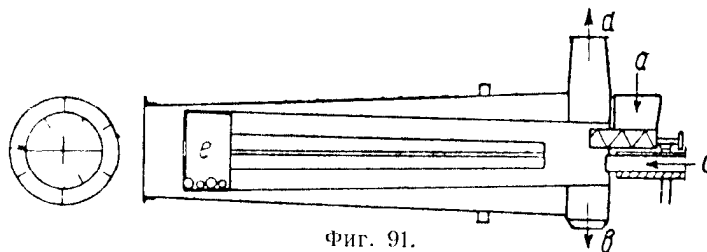
Фиг. 90б.

Сушилка состоит обычно из двух цилиндров, связанных расчалками, допускающими свободное расширение внутреннего цилиндра в обе стороны. В кольцевой полости, где имеются лопатки, прикрепленные к обоим поверхностям цилиндров, движется материал противотоком с газами, которые, пройдя во внутренней трубе и частично охладившись, соприкасаются с материалом. Как видно было из построения в  $Jd$ -диаграмме процесса сушилки с подогревом в самой сушильной камере (стр. 106), у такого аппарата за счет оттока точки  $C$  вправо мы имеем пониженные расходы воздуха, а следовательно, пониженный унос материала, почему такие сушилки должны применяться при пылящем продукте. Недостаток этих сушилок — частое перегорание внутренней трубы в части, ближайшей к топке, которая имеет высокую температуру газов, до  $1000 - 1200^\circ C$  (расчет поверхности нагрева производится, как для огневого калорифера, с учетом лучеиспускания стенки и слоя газа).

Сушилка завода Ruggles Coles имеет следующие размеры:

$D = 0,92$	$1,22$	$1,35$	$1,52$	$1,71$	$2,03$	$2,29$	$m$
$L = 4,9$	$6,1$	$7,9$	$9,15$	$11,0$	$13,7$	$16,8$	$m$

Барабанная сушилка системы Mozet, представленная на фиг. 91, где  $a$  — вход и  $b$  — выход материала,  $c$  — подвод и  $d$  — выход воздуха,  $e$  — дробильная часть, по конструкции напоминает сушилку Ruggles Coles, но существенно отличается от нее тем, что материал движется параллельным током с газами во внутреннем цилиндре и кольцевой щели. Для создания движения мате-

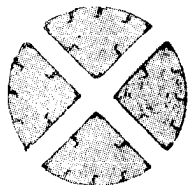


Фиг. 91.

риала движется параллельным током с газами во внутреннем цилиндре и кольцевой щели. Для создания движения мате-

риала в разные стороны при одном и том же направлении вращения цилиндры сделаны расширяющимися по ходу материала. В конце первого цилиндра для материалов, допускающих дробление, расположены шары, дающие возможность второй части сушилки работать с большей интенсивностью за счет создания новых поверхностей испарения.

Иногда барабанные сушилки (третья группа) строятся с наружным обогревом, т. е. так, чтобы газы до поступления в барабан омывали его поверхность. Выгодность применения наружного



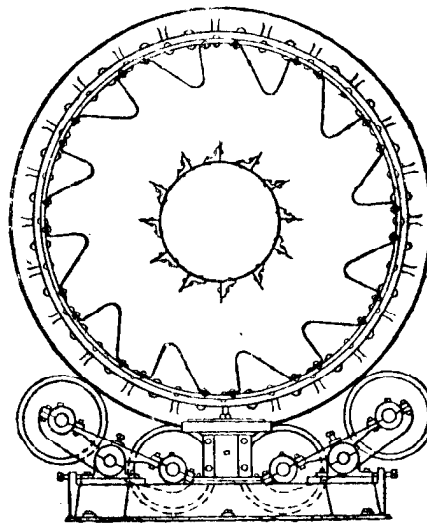
Фиг. 92.

обогрева, усложняющего конструкцию сушилки, зависит от соотношения между количеством тепла, которое можно передать через стенку, и общим количеством тепла, передаваемого газами при соприкосновении. В настоящее время этого обогрева избегают, применяя его лишь в тех случаях, когда требуются специальные условия сушки, определяемые высокими  $t_2$  и  $\varphi_2$  (случай с подогревом в сушильной камере).

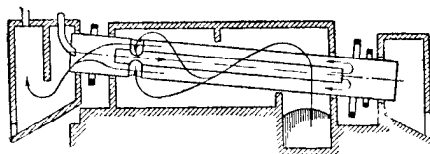
На фиг. 92 изображена интересная барабанная сушилка с наружным обогревом, развитым в самой внутренней конструкции сушилки системы Bartlett.

Топка, находящаяся под сушилкой, дает газы, которые омывают поверхность барабана и крестообразную полость. Материал проходит по четырем сегментам, образованным крестообразной полостью и цилиндром. После омывания газы входят в барабан и отработанные выбрасываются в атмосферу. Сушилка системы Krupp (фиг. 93) отличается от сушилки Ruggles Coles дополнительным наружным обогревом и местом ввода газов в барабан.

Пример сушилки второй группы, т. е. когда газы не соприкасаются с материалом во время всего процесса сушки в барабанной сушилке, приведен на фиг. 94 (Ruggles Coles). Здесь в отличие от фиг. 90 газы, пройдя внутренний цилиндр, возвращаются обратно через торцевую коробку по специальным коробам, устрой-



Фиг. 94.

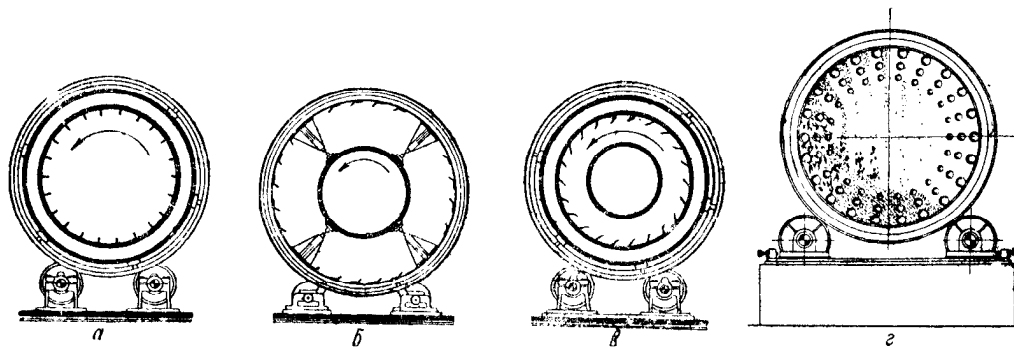


Фиг. 93.

ным таким образом, что одна из сторон каждого короба является полкой наружного барабана. Наружный воздух поступает в кольцевую щель и движется противотоком по отношению к материалу, подогреваясь только внутри самой сушильной камеры. Сушилки этого типа применяются тогда, когда при сжигании низкосортного топлива опасно засорение материала или когда материал вообще не переносит соприкосновения с продуктами горения и в то же время для него совершенно *безопасны высокие температуры сушки*. Особенно показательны такие сушилки в тех случаях, когда материал состоит из очень мелких фракций, для которых нельзя подобрать подходящую скорость газов ни в сушилке фиг. 87, ни

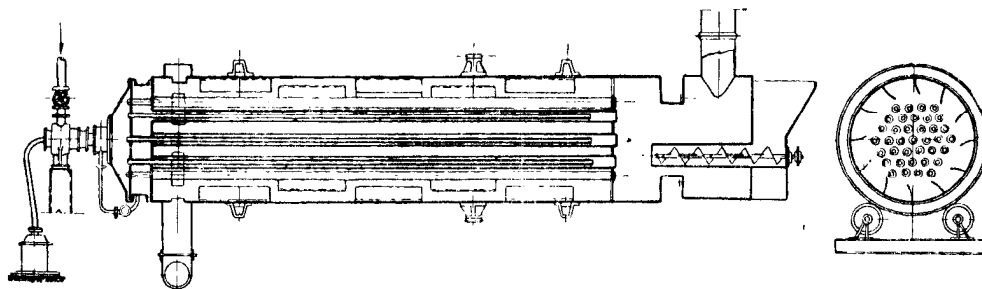
фиг. 90. В этом случае внутрь барабана вводится ничтожное количество наружного воздуха, который выводится с очень высоким влагосодержанием до  $d_2 = 300 \text{ г/кг}$  сухого воздуха.

В тех случаях, когда материал очень влажен и допускает лишь низкие температуры сушки или когда это оказывается экономически выгодным (наличие отработанного пара, улучшение коэффициента теплопередачи и уменьшение поверхности соприкосновения), строятся барабанные сушилки третьей группы и с паровыми внутренними поверхностями нагрева (фиг. 95, а, б, в, г). По схеме а бара-



Фиг. 95.

бан выполняется двухстенным (иногда для увеличения поверхности нагрева паровая полость заменяется паровыми трубами, которые укладываются по окружности барабана и омываются материалом); по схеме б в барабан вводится дополнительная горячая поверхность в виде цилиндра, омываемого пересыпающимся в кольцевой полости материалом [иногда для увеличения поверхности нагрева цилиндр заменяется пучком труб с таким расчетом, что материал и омывает и пронизывает его (схема фиг. 96)]. Схема в является комбинацией схемы а и фиг. 96 или а и б; завод Imperial пошел еще дальше в создании барабанных сушилок с внутренним подогревом, развивая поверхность нагрева в виде рядов труб, расположенных по контуру лопаток (схема г), что одновременно улучшает эффект соприкосновения и перемешивания.



Фиг. 96.

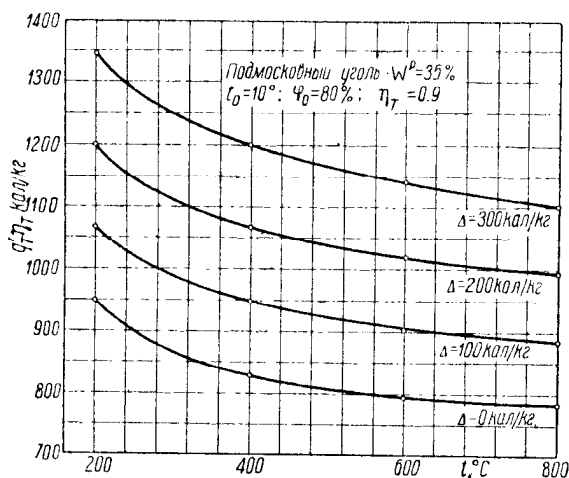
Подвод пара и отвод конденсата осуществляются обычно через сборные коробки и соответствующие цапфы на одной стороне сушилки. Схема подвода пара и отвода конденсата у пучка труб представлена на фиг. 96. Каждая паровая труба пучка соединена со сборной коробкой для конденсата и имеет внутри трубу для подвода пара из паровой коробки. За счет такого устройства труб отпадает вторая сборная коробка, расширение труб становится свободным. Подача материала происходит с открытого торца сушилки, выгрузка сухого через щели в корпусе барабана до паровой коробки.

В сушилках по схемам а — г фиг. 95 и фиг. 96 воздух вводится в барабан без подогрева на одном конце и отводится при высоком насыщении на другом (как на фиг. 96).

Завод Ruggles Coles строит барабанные сушилки по фиг. 94 таких же размеров, как и по фиг. 90, но ограничивается максимальным размером  $D = 1,78$  и  $L = 11,0$  м. Барабанные сушилки с паровым подогревом строятся с соотношением  $L/D$  примерно 5—6 и  $D = 1,0$  до 2,7 м.

\* Тепловой расчет барабанной сушилки любого типа может быть произведен по  $Jd$ -диаграмме способами, о которых мы говорили в главе „Статика сушильного процесса“. Как ясно было и ранее, экономичность процесса повышается, и размеры сушилки уменьшаются при повышении температуры газов при входе в барабан.

На фиг. 97 приведены кривые изменения расхода тепла топлива  $q'_T \eta_T$  на барабанную сушилку (первая группа) при разных  $\Delta$  и температурах газов при входе в барабан. Сушилка работает по основному варианту сушильного процесса на подмосковном угле. Все расчеты сделаны в предположении действительного процесса, заканчивающегося при  $t_2$  на  $10^\circ$  С выше, чем предел охлаждения (конденсация). Расход тепла в топке  $q'_T$ , выраженный через  $Q'_p$ , колеблется для температур от 200 до  $300^\circ$  С при указанных выше характеристиках процесса (при  $\eta_T = 0,9$ ) в пределах



Фиг. 97.

нов (по проектам сушильной лаборатории ВТИ) при заполнении в 10—20% и при удельном весе материала  $1000$  кг/м<sup>3</sup> для различных систем насадок (при общем коэффициенте полезного действия привода  $\eta_{np} = 0,8$ ). Для определения мощности барабана при  $n$ , не равном единице, и  $\gamma$ , не равном 1 000, соответствующие цифры таблицы умножаются на  $n$  и  $\frac{\gamma}{1000}$ . (В случае  $\eta_{np} \neq 0,8$  делается поправка в отношении  $\frac{0,8}{\eta_{np}}$ .)

Число оборотов барабана выбирается обычно от 0,5 до 4 об/мин, наклон же выполняется с таким расчетом, чтобы длительность нахождения материала в барабане при соответствующем числе оборотов отвечала предполагаемой длительности сушки. Для изменения пропускной способности барабан имеет почти всегда ступени скорости, а в некоторых конструкциях опорные ролики расположены на общей раме, позволяющей изменить угол наклона барабана.

Барабанные сушилки при работе параллельным током обычно устанавливаются с очень малым углом наклона. Основное движение материи происходит вдоль барабана за счет отбоя газом частичек материала, что благоприятно действует на процесс сушки, поскольку мелкие частички высыхают раньше и раньше выносятся из сушилки, более крупные дольше находятся в барабане и досыхают (получается выравнивание влажности — см. фиг. 257). Диаметр барабанной сушилки устанавливается в зависимости от допустимой скорости газов по сечению. Устано-

850—1 500 ккал/кг влаги. Расход тепла пара для сушилок с паровым подогревом (третья группа) практически 800—900 ккал/кг влаги.

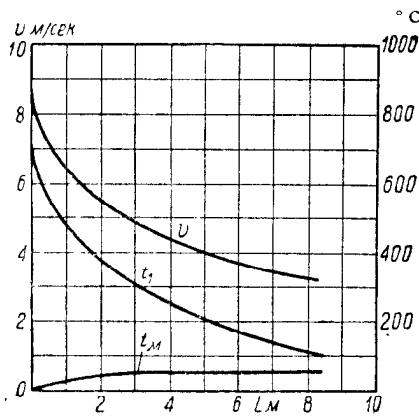
Расход энергии на вращение барабана зависит от числа оборотов барабана, от расположения центра тяжести материала в поперечной плоскости сечения барабана, от конструкции внутренних ячеек и от степени заполнения барабана материалом, удельного веса материала и т. д. При ячееках расход энергии всегда меньше, чем при лопастной системе. В табл. 32 приведены с грубым приближением расчетные мощности моторов на один оборот сушилки для типовых диаметров барабана

ТАБЛИЦА 33

№ по пор.	Материал	$w_1$ %	$w_2$ %	$t_1$ °C	$t_2$ °C	Размер куска мм	$W$ $Z\bar{V}$ кг/м <sup>3</sup> час	Примечание
1	Бурый уголь (Германия)	55	15	~750	100—120	0—15	100—125	Ячейковая система
		55	7,5	~900	150	0—15	~165	
		55	15	~400	100	0—15	60—70	
		55	15	~300	80	0—15	~55	
		60	15	500—600	80—100	0—15	~110	
2	Бурый уголь мытый (Со- фия)	20—22	4—8	850—900	—	0—16	~100	Ячейковая система
3	Уголь камен- ный (Рур- ский)	15	1	750	80—100	0—5	~60	
		7	0,5	800	100—120	0—10	~50	
		7	0,5	400	80—90	0—11	~30	
4	Подмосковный уголь	30	10—15	430	150—200	0—10	40—60	Лопастная система
5	Шлам от про- мывки угля (65% угля и 35% золы)	50	1	750	120	0—2	120	Ячейковая система
6	Фрезторф	~50	~20	450	100	—	~75	Лопастная система
7	Сланец	—	—	500—600	100	0—40	45—65	
	„	—	—	500—600	100	40—100	40—60	
8	Отдубина	65	30	300	—	—	~70	Лопастная система
9	Глина	22	5	600—700	80—100	—	50—60	
10	Глина огне- упорная	~9	0,7	800—1 000	70—80	—	~60	
11	Песок	4,3—7,7	0,05	840	100	—	80—88	Ячейковая система
		6,1	0,3	1 000	90	—	100	
		15,0	3,0	700	—	6—100	80	
12	Известняк	10—15	1,5	1 000	80	0—15	45—65	Противоточная лопастная система
		8—10	0,5	800	120	0—20	30—40	
13	Фосфориты	6,0	0,5	600	100	—	45—65	Лопастная система
14	Руда (магнито- горская)	6,0	0,5	730	—	0—50	65	
15	Сульфидные концентраты	12	3	500—600	100	200	60—70	
16	Окисленные концентраты	30	4	800	100	200	90—100	
17	Инфузорная земля	40	15	550	120	—	50—60	Ячейковая система
18	Свекловичный жом	84	12	750	100—125	—	185	
	Свекловичный жом	84	12	400	100	—	100	
19	Зерно-пшеница	20	14	150—200	50—80	—	20—30	Ячейковая система
20	Мезга кукуруз- ная	68	12	300	100	—	40—50	
21	Опилки	40	15	350	—	—	30—40	
22	Сернистый аммоний	3,5	0,4	82	—	—	4,5	Лопастная система
23	Хлористый ба- рий	5,6	1,2	109	—	—	1,0—2,0	

№ по пор.	Материал	$w_1$ %	$w_2$ %	$t_1$ °C	$t_2$ °C	Размер куска мм	$\frac{W}{ZV}$ кг/м <sup>3</sup> час	Примечание
24	Аммиачная се- литра . . . . .	3—5	0,2—0,5	100—120	~60	—	4—6	} Ячейковая система
25	Сахарный пе- сок . . . . .	3,0	0	100	40	—	8—9	
26	Сахарный пе- сок кукуруз- ный . . . . .	14,0	8,0	90	40	—	4—5	
27	Руда марган- цевая . . . . .	14,0	2,0	120	60	2—5	12	} Лопастная система
28	Уголь камен- ный . . . . .	9,0	0,6	800—1 000	60	—	35—40	} Барабанная су- шилка (фиг. 90)
29	Глина . . . . .	24,5	2,7	800—1 000	60	—	60—65	
30	Известняк . . . . .	8,9	0,7	800—1 000	60	—	45—50	
31	Каолин—глина	27,3 19,8	0,7 1,8	800—1 000 800—1 000	60 60	— —	42 28	} Барабанная су- шилка (фиг. 94)

в эту скорость и зная характеристику напряжения объема барабана по влаге (табл. 33), фиксируется объем барабана, а следовательно, и рабочая длина. (Эта длина не должна выходить за пределы значений табл. 32.)



Фиг. 98.

Скорость газов по барабану выбирается в зависимости от крупности материала и допустимого уноса. Чем скорость газа больше, тем больше унос из сушилки, тем иногда сложнее пылеотделительное устройство и больше потеря продукта, однако тем лучше происходит сушка мелких частиц материала при движении его во взвешенном состоянии. Зная угол наклона барабана, размер частиц, скорость газов по барабану и длительность сушки, подсчитывается число оборотов барабана, обеспечивающее необходимую досушку продукта, по формулам и графикам, даваемым в специальных руководствах.<sup>1</sup> (Некоторые заграничные заводы устанавливают

при параллельном токе число оборотов исходя из окружной скорости барабана в 15—20 см/сек.)

Практически скорость воздуха или дымовых газов внутри барабанной сушилки для мелкого материала не берут выше 2—3 м/сек в том месте, где материал сухой. При параллельном токе это означает возможность применения повышенных скоростей при входе в барабан за счет высоких температур газов. На фиг. 98 дано изменение скорости  $v$ , температуры газов  $t_1$  и температуры материала  $t_m$  по ходу барабанной сушилки, работающей параллельным током. Из этой диаграммы мы видим, что температура материала, несмотря на высокие температуры газов, растет медленно и доходит в пределе до 80—70° C. При противотоке большие скорости более

<sup>1</sup> А. П. Ворошилов, Барабанный сушильный агрегат.



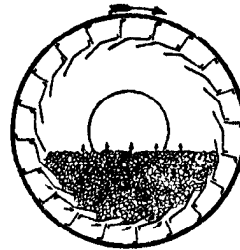
опасны с точки зрения уноса материала из сушилки, хотя частично поверхность сырого материала и задерживает пыль.

Расход энергии на вентилятор зависит от пределов рабочего процесса и сопротивления системы: этот расход колеблется, главным образом, в зависимости от влажности материала и температуры газов. Вентилятор за барабанной сушилкой обычно, учитывая присос через уплотняющие кольца, рекомендуется устанавливать с запасом подачи на 25—50%. (На течках для сухого и сырого продукта необходимо предусматривать заслонки или шиловыые затворы, препятствующие подосу наружного воздуха.)

Характерной цифрой для расчета размера барабанной сушилки первой группы, и частично второй и третьей, является напряжение барабана по влаге, т. е. количество испаряемой влаги в час на 1 м<sup>3</sup> объема барабана. Эта величина  $\frac{W}{ZV}$  зависит от степени заполнения барабана, от свойств материала, его влажности и размеров куска, от температуры и насыщения газов или воздуха, т. е. от пределов рабочего процесса, от скорости движения газов и т. д. Значения  $\frac{W}{ZV}$  для некоторых материалов приведены в табл. 33 частично по литературным данным, частично по опытам сушильной лаборатории ВТИ. В большинстве опытов коэффициент заполнения не определялся или был невысокий, поэтому не исключена возможность повышения  $\frac{W}{ZV}$ .

Для барабанных сушилок с паровым внутренним подогревом при помощи пучка труб или цилиндра можно допускать напряжение поверхности нагрева по влаге для материалов с влажностью  $w \approx 50\%$  и выше и при давлении пара  $p \approx 4$  атм  $\frac{W}{ZF} \approx 5-7$  кг/м<sup>2</sup> час.

На фиг. 99 представлена барабанная сушилка системы Персон с поперечным продуванием слоя материала в период перемешивания. Дымовые газы или горячий воздух нагнетаются в боковые полости барабана, которые разделены между собой перегородками с таким расчетом, что газы поступают только в ту часть кольца, которая находится под материалом. Сушилка работает по схеме с поперечным потоком газов. Эта сушилка представляет собой интересную и рациональную попытку использовать слой материала в отвале дополнительно для интенсивной сушки.



Фиг. 99.

## 2. КОРИДОРНЫЕ СУШИЛКИ

К этой группе сушилок относятся такие конструкции, в которых сушимый материал совершает поступательное движение вдоль канала, проходя его один или несколько раз и оставаясь неподвижным на несущем его механизме. Передвигаясь от загрузочного к выгрузочному концу, он может лишь встречать воздух с различными характеристиками, вполне определенными для каждой зоны процесса.

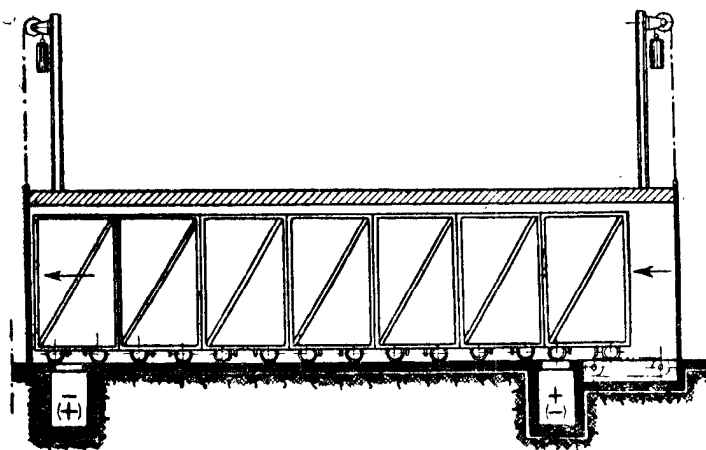
Материал располагается на вагонетках, лентах, рамках и т. д., накладывается на транспортное устройство свободно или держится специальными приспособлениями. Отличительным свойством этих сушилок является неподвижность материала во время сушки и связанная с этим неравномерность сушки по слою или по высоте. Поэтому в этих сушилках особое значение приобретает циркуляция воздуха при правильном выборе варианта сушильного процесса. Этот класс сушилок имеет огромное распространение во всех отраслях народного хозяйства. Одна конструкция отличается от другой чаще всего формой транспортирующего приспособления, которое должно быть наиболее подходящим к характеру сушимого материала. Сушилки эти доступны выполнению как машиностроительным заводом, так и заводскими мастерскими, так как конструктивно они не сложны и правильный выбор типа почти всегда определяет качество установки. Они могут быть осуществлены по любому варианту сушильного процесса, на горячем воздухе и дымовых газах.

Ниже приводятся несколько схем таких сушилок, отличающихся по варианту сушильного процесса и по форме транспорта.

**Горизонтальные сушилки.** 1. На фиг. 100а представлена схема коридорной сушилки, работающей по основному варианту сушильного процесса (расчет такой сушилки см. стр. 72,80).

Сыпучий, пастообразный или штучный материал укладывается на сито или лотки, которые располагаются на вагонетке. Иногда на вагонетках устроены специальные ячейки, иногда зажимы, при помощи которых какие-либо плиты или листы материала располагаются вертикально. Расположение материала должно быть таким, чтобы обеспечить наиболее благоприятное обтекание поверхностью воздухом. При движении воздуха вдоль коридора большая поверхность омывания должна быть параллельной оси сушилки.

Движение вагонеток вдоль коридора производится или вручную за счет наклона пути в сторону выхода сухого продукта (обычно наклон делают 1/200) или в большинстве случаев специальным толкачом, действующим со стороны загрузки. Толкач обычно состоит из двух цепей, приводимых во вращение через вал от мотора, расположенного вне сушилки, на которых закреплены специальные ролики, нажимающие на соответствующие выступы вагонеток. При заталкивании вагонетки с влажным материалом толкач включается и передвигает весь ряд вагонеток к выходу; последняя вагонетка с сухим материалом выходит из коридора.



Фиг. 100а.

Продвинув вагонетку, толкач или останавливается, или если несколько толкачей обслуживаются общим валом, продолжает свое наступательное движение, не производя импульса, пока не будет введена в коридор новая вагонетка. В этом последнем случае емкость коридора несколько недоиспользуется за счет места, необходимого для зацепления первой вагонетки. Иногда вагонетки сцепляются друг с другом и вытягиваются лебедкой со стороны выгрузки.

Нагретый воздух или дымовые газы входят (+) или со стороны загрузки сырого материала и движутся параллельно транспорту или со стороны выгрузки навстречу движению продукта. Агент сушки отсасывается (-) на противоположном конце коридора.

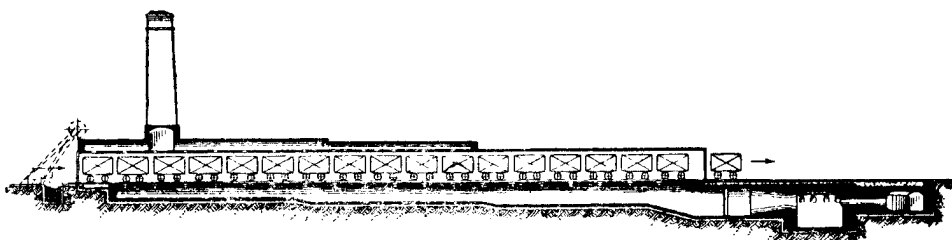
Двери у сушилки должны быть достаточно герметичны, дабы не нагружать присосом вентилятор. Они должны открываться лишь при загрузке и выгрузке вагонеток, причем необходимо соблюдать последовательность. Сначала ввести вагонетку на стороне загрузки, затем открыть дверь для вывода вагонетки на стороне выгрузки. Если и эти мероприятия не обеспечивают нормальной работы системы, особенно при работе на дымовых газах, где нежелательно выбивание в цех, открытие дверей связывают с регулировкой или закрытием шиберов у нагнетательных или отсасывающих газы каналов. Двери выполняются или створчатыми, или подъемными, или откатными в зависимости от расположения соседних коридоров и необходимой герметичности установки. Особо при этом следует обратить внимание на устройство порога, который требует особого уплотнения в щелях, образуемых ребрами колес или ободом катка.

Вагонетки выполняются или на колесах с ребрами, и тогда они движутся по рельсам как в цехе, так и в сушилке, или на гладких колесах, часть которых поворотные, и тогда транспорт в сушилке осуществляется по специальным направлениям, а в цеху — по гладкому полу. В первом случае для обратного возвраще-

170

ния пустых вагонеток требуется рядом с сушилкой иметь рельсовый путь и для раздачи вагонеток со стороны загрузки (при числе камер  $> 1$ ) и выгрузки — специальные траверсные тележки или поворотные круги. В настоящий момент все более и более внедряется второй способ транспорта, причем первый остается в тех случаях, где имеют дело с большой нагрузкой (в обоих случаях применяются шарикоподшипники).

У этого типа сушилок наблюдается в практике всегда неравномерность по высоте канала за счет расслоения горячего воздуха. Особенно это заметно при параллельном токе, когда горячий воздух быстро охлаждается и охлажденный стремится идти низом. При противотоке равномерность сушки больше, так как



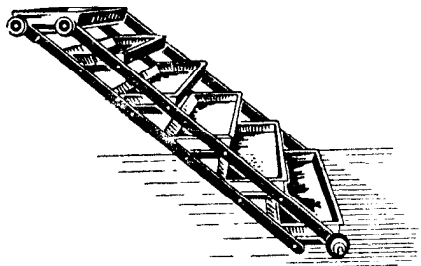
Фиг. 100б.

расслоение получается на стороне загрузки и влажность по высоте материала ближе к стороне выгрузки успевает выравняться.

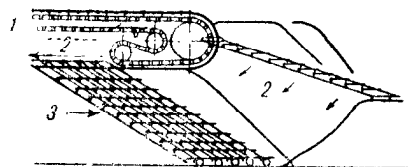
Поэтому для рациональной работы этих сушилок нужно применять большие скорости воздуха, не менее  $2 \text{ м/сек}$  (между лотками), или вводить специальные перемешивающие воздух устройства. Так как количество воздуха, проходящего по такому каналу, зависит от производительности сушилки, то назначение скорости в большинстве случаев определяет длину коридора, которая доходит до  $30\text{--}40 \text{ м}$ .

При установлении габаритов такой сушилки необходимо давать минимальные зазоры между вагонеткой и ограждением.

В зависимости от температуры воздуха или дымовых газов ограждение сушилки выполняется кирпичным или металлическим с изоляцией. Обычно ввиду простоты конструкций и при отсутствии на стенках движущихся деталей проще и дешевле



Фиг. 101а.



Фиг. 101б.

выполнять их кирпичными. Промежуточные стенки при блоке коридоров могут быть выполнены и из железобетона ( $t_1 < 200^\circ \text{C}$ ).

В тех случаях, когда из-за малого количества подлежащей испарению влаги трудно создать высокие скорости и когда подвеска или укладка материала позволяет дать вертикальную циркуляцию, применяются такие же сушилки с дополнительным вводом воздуха или газов в щели пола; за счет такого ввода температура агента повышается по зонам и выравнивается по высоте вагонетки, давая лучшую равномерность сушки (фиг. 100б). Расчет сушилки производится в соответствии с указаниями стр. 97 и 107.

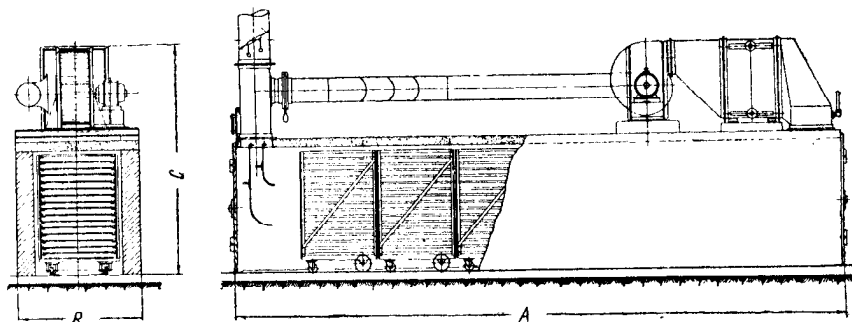
2. Сушка *насты* и многих малосыпучих материалов происходит в коридорных сушилках, где материал укладывается на лотки, которые в свою очередь располагаются по полкам вагонеток. При больших производительностях сушилок применение рабочей силы для укладки становится настолько громоздким, что такое сушильное хозяйство уже начинает задерживать конвейеризацию производства. Не

всегда возможно заменить укладку материала на лотки и самую коридорную сушилку каким-либо механическим транспортером и механической сушилкой.

Весьма интересный пример создания конвейера, при котором сохранен принцип укладки материала на лотки и многоярусное их расположение (как у вагонеток), дан в сушилке Candler'a. Сушилка состоит из ряда лотков, соединенных при помощи шарнирных рам группами по 10—20 лотков. Лотки в горизонтальном положении двигаются по верхним направляющим; в этом положении рамы между собой сближены, и лотки вплотную друг к другу проходят под разгрузочным устройством. Пройдя верхнюю часть камеры, рамы автоматически переходят в наклонное положение (фиг. 101а и б) и в таком положении передвигаются вдоль коридора, где навстречу вдоль полок движется горячий воздух.

Пройдя коридор, рамы снова принимают горизонтальное положение, лотки же перед этим автоматически опрокидываются, и высушенный материал разгружается.

Указанное непрерывное движение рам с лотками достигается при помощи бесконечной шарнирной цепи.



Фиг. 102.

3. На фиг. 102 воспроизведена та же сушилка, что и на фиг. 100, с движением газов и материала противотоком, но работающая по схеме с возвратом отработанного воздуха (тепловой расчет см. стр. 84—87, 103—105). Возврат позволяет повысить скорость воздуха в коридоре и тем избежать расслоения по высоте вагонетки.

Применяются такие сушилки в тех случаях, когда для материала по длине коридора требуется специальный режим сушки с повышенной влажностью на стороне выхода готового продукта или когда из-за малой длины коридора возврат может *увеличить скорость воздуха* и улучшить *равномерность сушки*. Сушка может вестись и дымовыми газами и воздухом; сказанное выше в пункте первом о транспорте и дверях относится и к этому типу сушилок (подвод и отвод газов

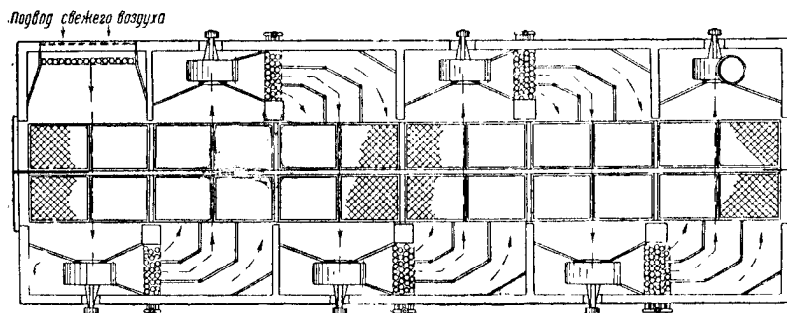
ТАБЛИЦА 34

Число вагонеток	Размер А мм	Размер В мм	Размер С мм	Вес <sup>1</sup> кг	
1 путь	4 . . . . .	5 800	1 690	2 200	1 200
	5 . . . . .	6 750			1 550
	6 . . . . .	7 700			1 900
	7 . . . . .	8 750			2 400
	8 . . . . .	9 700			2 600
	10 . . . . .	12 000	2 600	4 000	
2 пути	12 . . . . .	7 700	2 830	2 300	4 800
	14 . . . . .	8 750			5 600
	16 . . . . .	9 700			6 300
	18 . . . . .	10 650			7 000
	20 . . . . .	11 600			8 000

<sup>1</sup> В вес входят все металлические части (вентилятор, калориферы, воздуховод, полки, вагонетки); коридор предполагается из кирпича или бетона.

и [воздуха во многих случаях лучше производить снизу, как на фиг. 100а). В табл. 34 даны габаритные размеры, число вагонеток и вес таких сушилок для случая сушки различных продуктов, требующих горизонтальной укладки и горизонтального направления циркуляции (по фиг. 102).

4. На фиг. 103 представлена коридорная сушилка, работающая по схеме с *промежуточным подогревом воздуха*. Вся сушилка разбита на пять зон, и в каждой имеется свой калорифер и вентилятор, осуществляющий движение воздуха в поперечном к движению вагонеток направлении и не мешающий своим устройством движению транспорта. Материал так же, как и в случае первом,



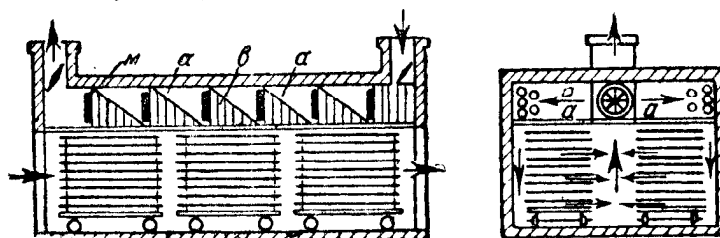
Фиг. 103.

уложен на вагонетках на ситах;<sup>1</sup> движение воздуха может быть осуществлено противотоком или параллельным током. Поперечные скорости воздуха устанавливаются в соответствии с длиной сушилки и числом зон. Желательно иметь скорости не менее  $1,5 \div 2,0$  м/сек.

В этих сушилках опасность расслоения воздуха уменьшена, поскольку в каждой зоне имеется перемешивание и возможность повторного равномерного распределения.

5. На фиг. 104 приведена схема сушилки типа Schilde, работающей по варианту *промежуточного подогрева и возврата воздуха по зонам* (тепловой расчет см. стр. 90-92). Здесь циркуляция по зонам осуществляется осевыми вентиляторами *м*,

установленными на общем валу и вращающимися от одного мотора; воздух в каждой зоне забирается из центрального канала между вагонетками в полость *в* и оттуда крылом направляется в полость *а*; оттуда он поступает к двум калориферам, расположенным вдоль стен сушилки, и затем по боковым щелям снова



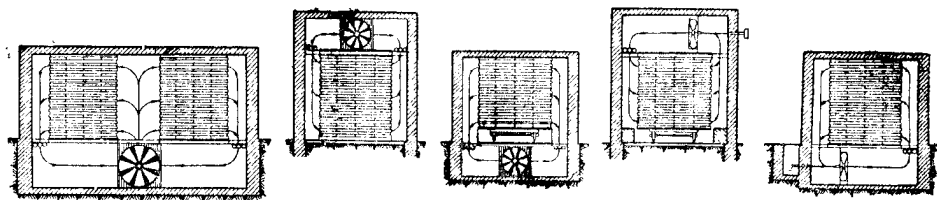
Фиг. 104.

в штабель. Количество отработанного воздуха, выбрасываемого в атмосферу, регулируется заслонкой на вытяжной трубе, находящейся в камере давления последнего осевого вентилятора. Направление движения воздуха в штабеле материала указано стрелками. Основное преимущество всех сушилок, работающих по этому варианту сушильного процесса, это высокая экономичность, возможность получения малых температурных перепадов между сторонами входа и выхода воздуха в штабель, возможность создания больших поперечных скоростей воздуха независимо от продольного потока и в результате этого равномерность и быстрота сушки. Можно смело сказать, что в настоящий момент это *наиболее распространенный и совершенный тип сушилки*.

<sup>1</sup> Наименьшее сопротивление проходу воздуха в этом случае должно быть поперек вагонеток; торцовые стенки вагонеток могут быть в этом случае даже зашиты.

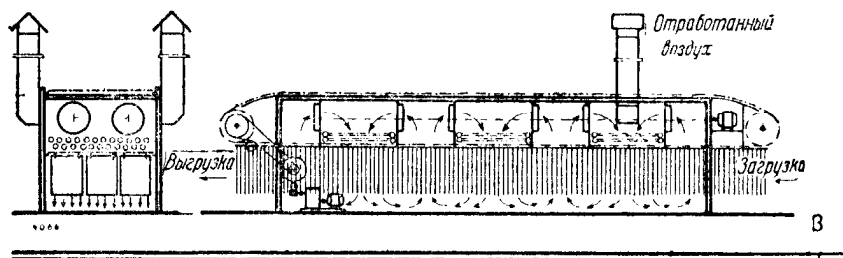
При подвеске листового материала последний должен располагаться поперек сушилки, вдоль направления воздуха.

Конструктивное оформление взаимного расположения вентиляционно-отопительного устройства и транспорта материала может быть и иным, чем на фиг. 104. Так, например, иногда мало горячего воздуха доходит до нижних рядов материала, а больше циркулирует в верхней полости сушилки, пересушивая лежащий там



Фиг. 105.

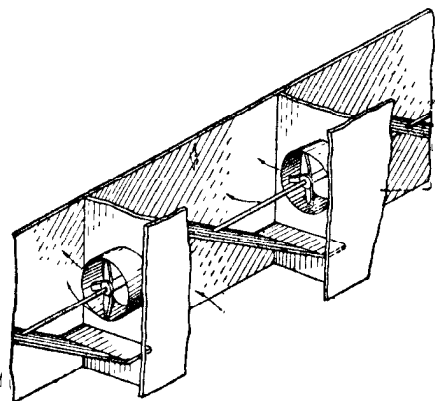
продукции. В этом случае расположение такого же отопительно-вентиляционного устройства внизу сушилки дает большую равномерность по высоте, усложняя, правда, конструкцию междуэтажного перекрытия (особенно при больших нагрузках на вагонетки).



Фиг. 106.

На фиг. 105 представлена схема такой сушилки для дерева, тут же даны разрезы по различным другим коридорным сушилкам с расположением в коридоре одного и двух путей.

6. На фиг. 106 приведена схема сушилки для картона, кожи и подобных листовых материалов, также работающая по схеме *промежуточного подогрева и возврата воздуха по зонам*. Здесь подвеска листов производится на специальных зажимах, закрепленных на конвейере, движущемся внутри сушильной камеры. Движение воздуха — вдоль листа, причем направление циркуляции поочередное (реверсивное), в одной зоне сверху вниз и в соседней снизу вверх.



Фиг. 107.

Калориферы расположены над материалом под секциями винтовых вентиляторов; крылья винтовых вентиляторов расположены на общем валу и осуществляют указанное выше движение воздуха.

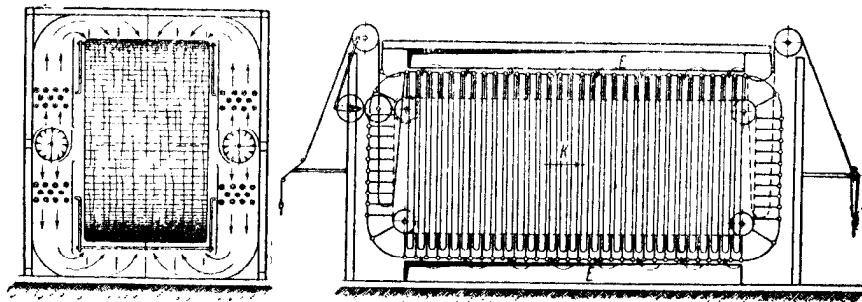
Свежий воздух в основном поступает со стороны выхода сухого продукта и выбрасывается из последней зоны со стороны поступления свежего (противоток).

На конвейере может располагаться материал в  $2 \div 6$  рядов; число групп вентиляторов может быть  $1 \div 3$  (на фиг. 106 завеска в три листа). При такой сушилке сильно упрощается конструкция ограждения, которое в этом случае может состоять из кирпичных стен и бетонного перекрытия, не связанных с механической частью сушилки; здесь резко сокращаются габариты по ширине, поскольку

все вентиляционные продухи располагаются в вертикальной плоскости (в отличие от фиг. 104). (Следует учесть, что навеска материала происходит на уровне 1500 мм от пола, а высота здания цеха бывает обычно не менее 3,5 м.)

Поскольку обычно не всегда ясно устройство распределительной коробки системы В. Schilde, осуществляющей указанное выше движение воздуха, мы даем здесь ее схему в изометрической проекции (фиг. 107).

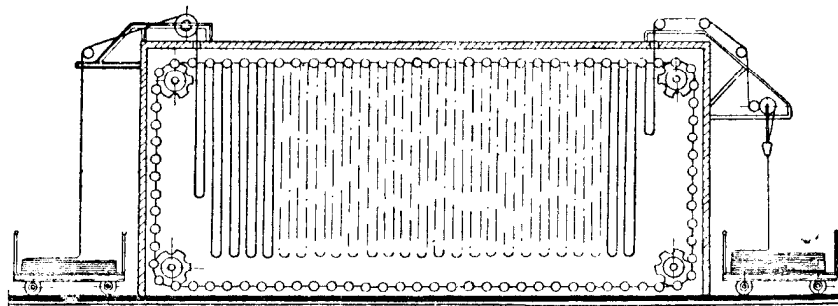
7. На фиг. 108 приведена схема петлевой сушилки для легких и тяжелых тканей (трикотажных, не допускающих вытяжки, шелковых—креп-де-шин, фай-де-шин, плюша, льняных и ситцевых, прорезиненных и т. д.).



Фиг. 108.

Устройство такой сушилки чрезвычайно просто. Материал специальным приспособлением накладывается петлей на шесты, связанные жестко с цепью, движущейся по замкнутой линии.

Специальным роликом ткань непрерывно подается в сушилку, где происходит петлеобразование при неподвижной цепи; когда петля образовалась, рамка, расположенная на цепи, делает поворот в  $60^\circ$  и отсекает петлю, которая остается висеть на ней; для того чтобы петля не скользила на палке при повороте рамки, она проходит через упорный ролик или планку, которые прижимают ткань, давая в этот момент перевес вновь образовавшейся петле; пройдя ряд зон и высохнув, материал на другом конце коридора забирается соответствующим роликом и складывается



Фиг. 109.

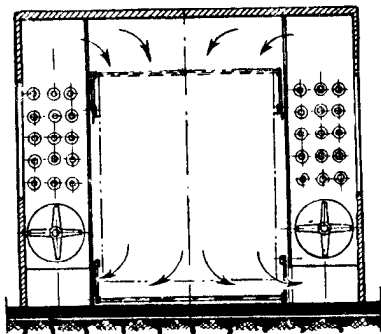
в куски или накатывается в рулоны; эти ролики в зависимости от качества лицевой стороны ткани и возможности нажима выполняются (для точности петлеобразования) или большого диаметра (300—400 мм) или малого, но с прижимным приспособлением (обычно тоже роликом).

Таким образом сама ткань в течение всего процесса сушки остается в неподвижном состоянии, и это накладывает особые условия на равномерность сушки по высоте.

На раскрытие рамки для образования петли отводится 300—400 мм, что дает свободный провес и для тяжелых тканей; кроме того, в этом случае исключена возможность слипания или соприкосновения лицевой стороны ткани, что

иногда недопустимо. Несмотря на такую свободу при петлеобразовании, дальнейший транспорт осуществляется при расстоянии между осями шестов 100—150 мм.

В тех случаях, когда особых требований не выставляется и когда петля не жесткая, применяется обычная система цепей и шестов (без рамок) по схеме фиг. 109 с тем же расстоянием между осями петель. Иногда для жестких тканей сушильная лаборатория ВТИ применяла специальный проталкиватель, помогающий образованию петли в узкой щели. Некоторые заграничные заводы для улучшения равномерности сушки применяли одновременно вращение всех трубок, на которых располагается петля, с тем чтобы в процессе сушки изменить положение влажной сборки.

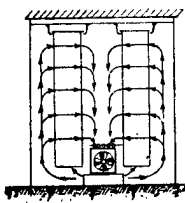
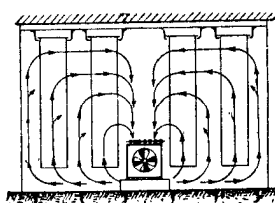


Фиг. 110.

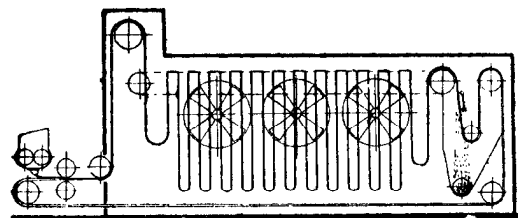
Работают эти сушилки также по варианту промежуточного подогрева и возврата воздуха по зонам с теми же достоинствами малых температурных перепадов между стороной входа и выхода воздуха, как и предыдущая группа. На фиг. 108 внутренняя циркуляция в каждой зоне осуществляется двумя вентиляторами (каждая группа на общем валу), расположенными с боков петли и дающими два потока воздуха вверх и вниз, как указано стрелками. Такое расчленение потока позволяет обеспечить двухстороннюю обдувку тканей и создать равномерность сушки по высоте петли, у которой, казалось бы, нужно ждать всегда некоторого отставания сушки внизу (стекающие и неравномерность).

На фиг. 110 указано иное расположение вентиляционно-отопительной системы с продувкой воздуха только внутри петли. Такая схема циркуляции применяется в тех случаях, когда ткань легкая и боковое вдувание может сбивать петли с палки, а обдувка снизу вверх, как на фиг. 108, их поднимать. При плотном материале вентиляционно-отопительное устройство располагается как на фиг. 108, где мы имеем уже двухстороннюю обдувку ткани только при вертикальном направлении потока воздуха.

Для сушки обоев и бумаги применяются подобные же петлевые сушилки, причем ввиду того, что бумага менее проницаема, чем ткань, распределение воз-



Фиг. 111.



Фиг. 112.

духа по петле в зависимости от отделки должно быть особенно равномерным. На фиг. 111 приведены примеры расположения вентиляторов и калориферов у сушилок системы Schilde. Все винтовые вентиляторы насажены на одном валу и имеют те же полости, как на фиг. 105. Распределение потоков воздуха указано стрелками.

Строятся петлевые сушилки на одно, два и три полотнища ткани на максимальную скорость выхода товара до 50 м/мин. Количество петель в одном метре 7 ÷ 10 шт., длина петли доходит в некоторых случаях до 4 м. При ширине сушилки более 1,5—2 м желательно применять двухстороннюю циркуляцию (как на фиг. 110).

8. Петлевые сушилки в настоящий момент начинают широко внедряться и в химической промышленности для сушки различных густых паст и осажденных на вакуумфильтрах остатков, причем здесь уже принадлежностью сушилки явля-

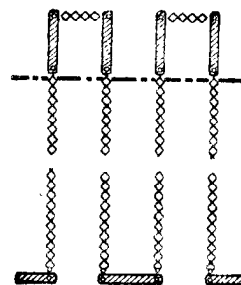


ется и сама лента, выполненная из особой металлической сетки или из системы поворотных рамок. Материал поступает из вакуумфилтра или иного приспособления для осаждения на пару вальцов, которые в горячем или холодном состоянии (в зависимости от вязкости массы) выпускают слой пасты, по ширине равный ширине ленты, а по толщине равный глубине ячейки. Этот слой, наложенный на сетку, пройдя мимо пары прижимных вальцов, вдавливается внутрь ячеек, и таким образом получается сплошная лента материала в арматуре сетки (фиг. 112).

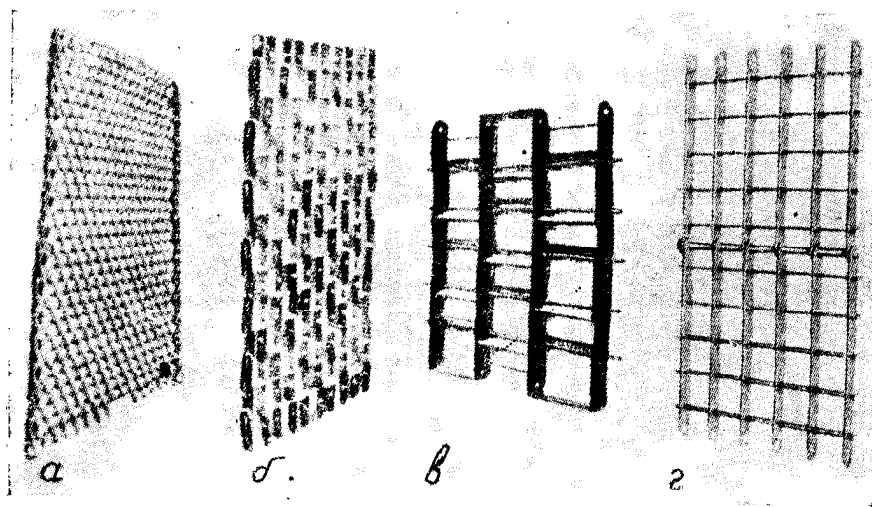
Такая лента поступает в сушилку, где образуется петля за счет выступов, имеющих у специальных планок, расположенных на ленте на расстоянии двойной высоты петли. Выступы опираются на несущий цепной транспортер. Пройдя сушилку, петля выбирается из нее специальным роликом и направляется к ударникам, где сухой продукт отбивается от сеток или рамок, падает в бункер и отводится шнеком. Очищенная сетка направляется снова к питателю, где снова происходит накладка материала.

Сушилки эти работают по варианту промежуточного подогрева и возврата воздуха по зонам, причем расположение отопительно-вентиляционного устройства может быть выполнено и по одному из вариантов схемы фиг. 108 или 110.

Толщину слоя материала устанавливают в пределах от 5 до 25 мм. Расстояние между полотнами петель 100 ÷ 200 мм. Высота петли 3 ÷ 4 м, нагрузка на 1 м<sup>2</sup> сетки 5 ÷ 15 кг сухого продукта; производительность доходит до 100 кг/час сухого материала с 1 м<sup>2</sup> поверхности сетки; температура сушки в зависимости от качества продукта может быть допущена до 300° С. При выборе этого типа сушилки следует обращать особое внимание на намазку и сбивание продукта (малое сцепление с металлом сетки, необходимость малых усилий при сбивании



Фиг. 113.



Фиг. 114.

и т. д.), поскольку эти два элемента определяют в основном надежность и долговечность сетки. Замыкая свой путь от ударников до петлеобразователя, сетка проходит по направляющим валикам и здесь принимает на себя тяговую рабочую нагрузку.

Для того чтобы сетка не рвалась, ее связывают с двумя боковыми цепями, которые в основном воспринимают тяговые усилия, оставляя сетке лишь нагрузку от слоя.

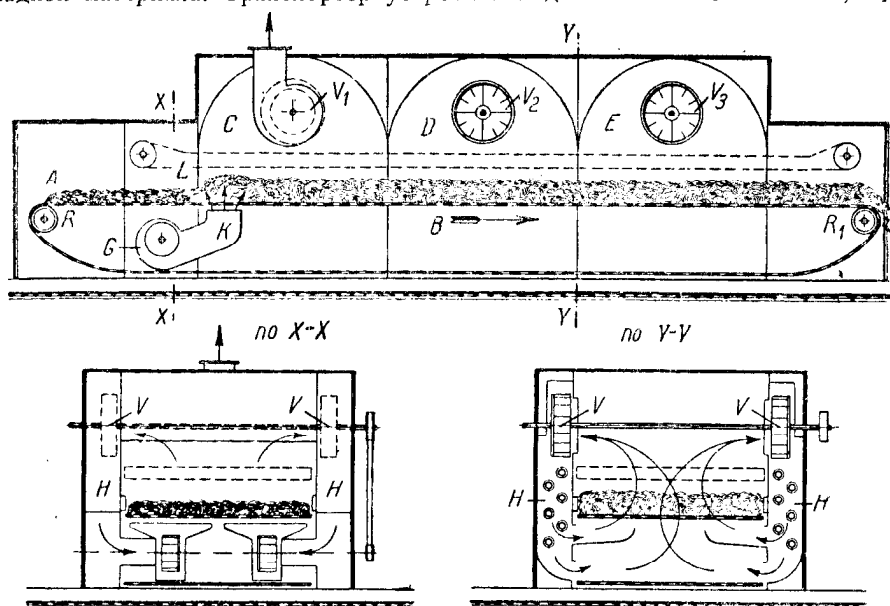
Огромное преимущество такого метода сушки перед сушкой паст на лотках в коридорных сушилках заключается в следующем: непрерывное производство,

отсутствие необходимости в рабочей силе для накладывания на лотки, отсутствие металлических лотков и замена их более легкой сеткой, отсутствие металлических вагонеток, ускорение сушки за счет увеличения поверхности испарения вдвое и прогрева слоя изнутри сеткой.

На фиг. 112 приведена схема такой сушки, а на фиг. 113 — схема устройства промежуточных планок, опирающихся на транспортную цепь; на фиг. 114 приведено несколько вариантов устройства сеток и рамок. Для пасты, дающей при сушке большую усадку, в каждом отдельном случае необходима проверка надежности транспорта во избежание выпадения недосушенного продукта из ячеек.

Иногда эта сушилка комбинируется с самим вакуум-фильтром; в этом случае сетка в замкнутом цикле охватывает цилиндр вакуум-фильтра и на ней при отжатии остается между ячейками осажденный материал.

9. На фиг. 115 изображена *ленточная сушилка для хлопка, целлюлозы, шерсти и других материалов волокнистого строения*, а также мелкокусковых материалов, работающая по той же схеме сушильного процесса, как сушилки предыдущих двух типов (п. 4 и 5), и отличающаяся от них формой транспорта и укладкой материала. Транспортер устроен в виде металлической сетки, прикре-



Фиг. 115.

пленной к цепям, огибающим звездочки  $R$ ,  $R_1$ . Влажный материал накладывается в точке  $A$  на ленту специальным приспособлением, обеспечивающим рыхлую и равномерную укладку по ширине и высоте. Вентилятором  $G$ , берущим горячий воздух из последней зоны, материал еще более взрыхляется и затем движется далее, проходя зоны с циркуляционными вентиляторами  $C$ ,  $D$  и  $E$ . В каждой зоне имеются два вентилятора<sup>1</sup>  $V$ , сидящие на одном валу, и два калорифера  $H$ . Циркуляция воздуха обязательно снизу вверх для обеспечения пористости слоя. Над транспортером движется в одном с ним направлении вторая сетка  $L$ , служащая для задерживания волокон, увлекаемых воздухом; по концам сетка эта очищается специальными скребками; высушенный материал сходит с ленты в ящик или на отводящий транспортер. Вместо несущей сетки транспортера некоторые заграничные фирмы употребляют пластинки с отверстиями, также жестко скрепленные с цепями.

Строятся такие сушилки шириной ленты до  $2,0 \div 2,2$  м и длиной до 30—40 м; высота загружаемого слоя берется в зависимости от сопротивления материала прохождению воздуха: для шерсти и хлопка слой доводят до 200 мм.

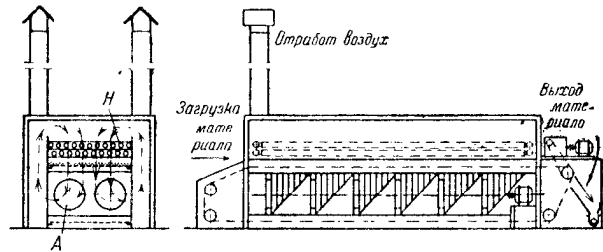
<sup>1</sup> Вентиляторы связаны ременным приводом в группу или, как делает в настоящее время американский завод Proctog и Schwarz, каждый сидит на одном валу с мотором.

Недостатком этих сушилок является частая засоряемость калориферов мелким волокном, проходящим через защитную сетку.

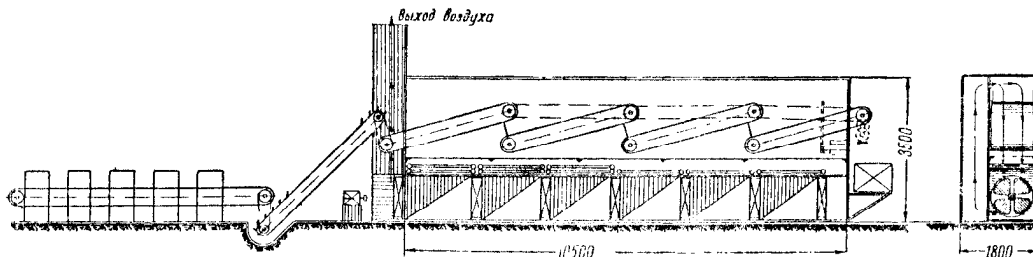
Производительность таких сушилок характеризуется количеством снимаемой влаги на 1 м<sup>2</sup> сетки. Это напряжение зависит от свойств материала, толщины слоя, температуры и скорости циркулирующего воздуха. Увеличение скорости проходящего воздуха связано с увеличением сопротивления и, стало быть, увеличением расхода энергии. Предельную скорость нужно выбирать из условий температурного перепада по слою, который следует брать в пределах 10—20° С.

Для линтера и хлопка при сушке в слое 100—200 мм от  $w_1 = 55$  до  $w_2 = 10\%$  при температуре воздуха в 100° С на таких сушилках достигают напряжения до 10—16 кг/м<sup>2</sup>час сетки, при сушке от 55 до 1% — 5—6 кг/м<sup>2</sup>час.

10. На фиг. 116 представлена схема ленточной сушилки для сушки спичечной соломы с иным расположением калориферов *H* и вентиляторов *A* с нормальным распределителем Schilde (фиг. 107).



Фиг. 116.

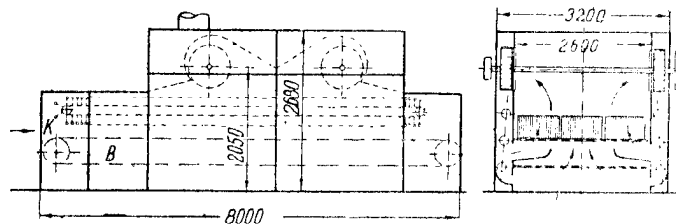


Фиг. 117.

Ширина ленты до 2,2 м; число групп вентиляторов — 2. При температуре по зонам ~ 100° С, слой 150—200 мм для пропитанной спичечной соломы напряжение по влаге может быть доведено до 35—40 кг/м<sup>2</sup>час сетки.

Встречается у ленточных сушилок расположение отопительно-вентиляционной системы в боковых продухах, как на фиг. 110.

Общий присущий одноленточным сушилкам недостаток — это неравномерность сушки по толщине слоя за счет отсутствия перемешивания, что резко сокращает



Фиг. 118.

производительность сушилки. В тех случаях, когда необходимо было по длине ленточной сушилки произвести перемешивание, пытались осуществить это при помощи специальных ворошителей. Однако местный положительный эффект сушки при прорыве воздуха

в местах обнажения сетки не компенсирует общего ухудшения процесса на всей площади сушилки.

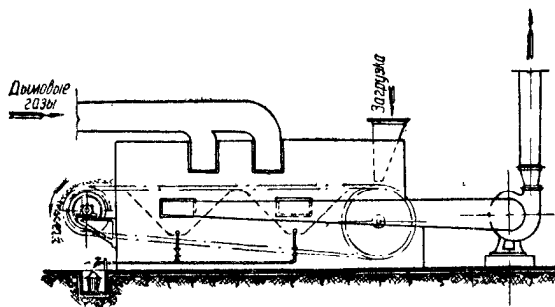
Потребная мощность на движение ленты ~ 1 л. с., потребная мощность на вентилятор зависит от расчетного количества воздуха и сопротивления. Потребная мощность обычно составляет у такой сушилки ~ 1,0—2,0 л. с. на зону.

Была сделана попытка увеличить эффективность одноленточной сушилки для спичечных коробок за счет разделения ленты на три части с небольшим наклоном каждой для возможности ссыпания и перемешивания материала при передаче на последующую ленту. Схема такой сушилки приведена на фиг. 117.<sup>1</sup>

Если в сушилке фиг. 115 мы верхнюю фильтрующую сетку заменим системой рамок, крепящихся на цепях (фиг. 118) и передвигающихся в одном направлении с нижней лентой, то такая ленточная сушилка может служить для сушки мелких

листов картона и целлюлозы, которые ставятся в вертикальном положении на сетке и придерживаются рамками от падения.

Между соседними рамками устанавливается несколько листов, а по ширине сушилки в каждой ячейке три или четыре ряда. Техника укладки листов чрезвычайно проста и происходит в тот момент, когда рамка *К* находится в положении, как указано на чертеже; обе цепи в этот момент устанавливаются на

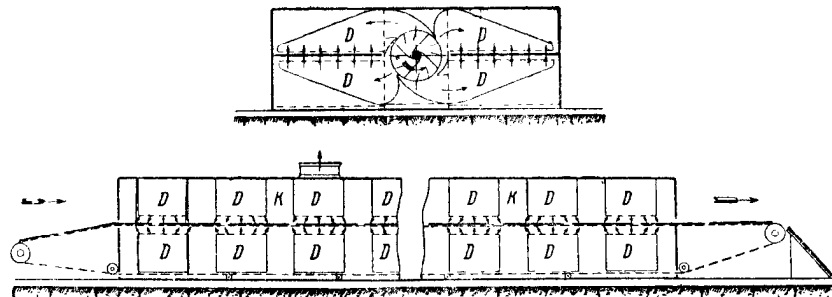


Фиг. 119.

промежуток времени, достаточный для укладки. Циркуляция воздуха такая же, как у сушилки на фиг. 115, хотя в этом случае она может быть и сверху вниз. Ширина ленты доходит до 2,6 м.

При сушке дымовыми газами эффективность ленточных сушилок значительно возрастает; здесь мы также имеем возможность работать и по варианту с возвратом отработанной смеси по зонам и по нормальному варианту. Ввиду отсутствия при одноленточных сушилках перемешивания слой материала у входа воздуха очень быстро пересыхает и может принять температуру газов. Поэтому здесь допустимая температура определяется безопасной температурой нагрева продукта.

11. Один из интересных случаев применения ленточной сушилки на дымовых газах в комбинации с отсосом влаги в слое мелкого мытого угля мы имеем в



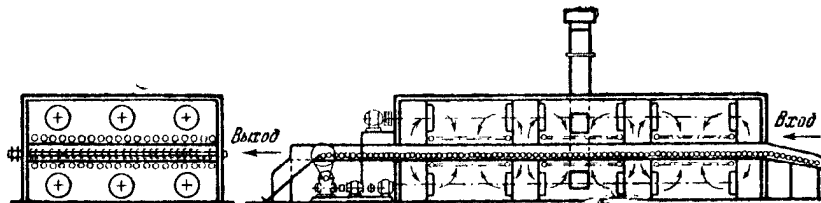
Фиг. 120.

фильтр-сушилке Oliver'a, схема которой приведена на фиг. 119. Газы из топки с температурой до  $370^{\circ}\text{C}$  поступают в короб, расположенный над лентой, состоящей из специальных плит с прикрытыми мелкими отверстиями, движущейся со скоростью 12—15 м/мин, на которой лежит слой угля в 100 мм. Из короба, расположенного под лентой, при большом разрежении отсасываются газы с температурой  $50\text{--}60^{\circ}\text{C}$ . Проходящий через слой горячий газ (скорость в слое 1,0—2,0 м/сек) одновременно механически захватывает (как бы сдувает) связанную с углем внешнюю воду, которая стекает и собирается в бункерах нижнего короба. Здесь по фирменным данным: при угле размером кусков до 20 мм, при

<sup>1</sup> При температуре по зонам  $\sim 100^{\circ}\text{C}$ , слое коробок 150 мм напряжения поверхности сетки достигались  $15\text{ кг/м}^2\text{час}$ .

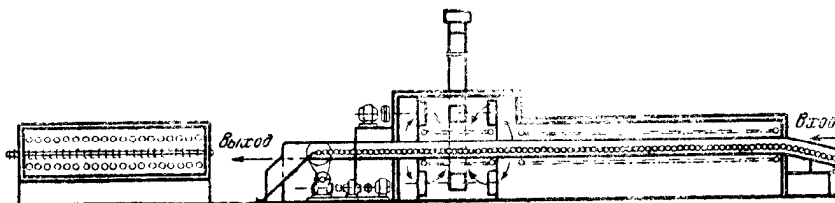
сушке от  $w_1 = 15$  до  $w_2 = 4,5\%$  производительность сушилки будет  $70 \text{ т/час}$  высушенного угля, поверхность сита  $8 \text{ м}^2$  ( $1,2 \times 6 \text{ м}$ ). Длительность сушки 20—30 сек., мощность вентилятора 33 л. с., расход тепла, топлива благодаря механическому отсосу воды составляет  $\sim 500 \text{ кал/кг}$  испаренной влаги.

В тех случаях, когда материал должен омываться продольным потоком воздуха, когда требуется особое качество материала и когда он портится от пере-



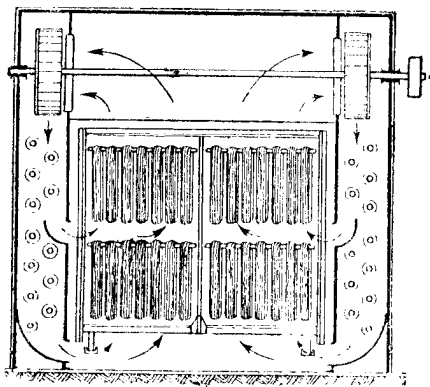
Фиг. 121.

мешивания при сушке, применяются ленточные сушилки, работающие обычно по основной схеме сушильного процесса. Материал ленты обычно в зависимости от свойства продукта и допускаемых температур — сталь, полотно, резина и т. д.

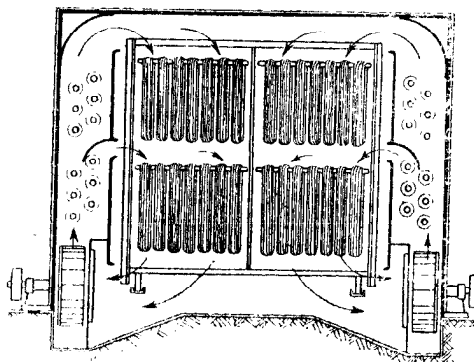


Фиг. 122.

12. *Сдвоенная ленточная сушилка для картона* (фиг. 120). Листы картона уложены на сетке горизонтально и циркуляция воздуха двухсторонняя, чем достигается равномерная подсушка с обеих сторон листа и уменьшение его коробления. Так как по габаритам эта сушилка значительно менее выгодна, чем сушилка с вертикальной густой подвеской картона (фиг. 106), то применяется она только



Фиг. 123.



Фиг. 124.

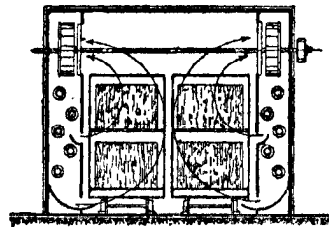
в тех случаях, когда качество материала и его дороговизна позволяют или требуют такого способа укладки (обычно сильное коробление листа на сушилках фиг. 106 требует дополнительной операции увлажнения и прессования).

Работает сушилка по тому же варианту сушильного процесса, как и предыдущая сушилка, причем выбрасывание отработанного воздуха происходит не в

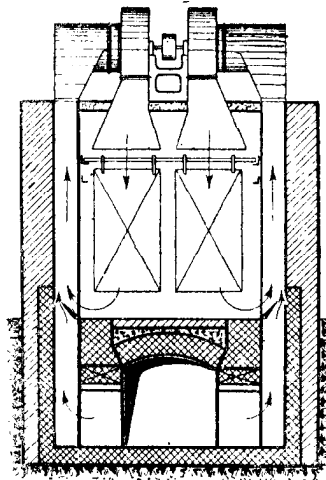
начале сушилки, а в третьей зоне. Таким образом здесь часть сушилки работает параллельным током, часть же противотоком, причем это сделано с той целью, чтобы увести как можно раньше из сушилки большое количество влаги, выделяемой в первых зонах. Ширина каждой ленты от 2,0 до 2,5 м. Калориферы у этой сушилки располагаются с двух сторон ленты так, чтобы лучистая теплота была направлена на листы картона. Вентиляторы смонтированы в центральном продухе таким образом, чтобы одновременно снабжать воздухом обе ленты; воздух распределяется перегородками по схеме, указанной на фиг. 120.

На фиг. 121 представлена подобная же сушилка с некоторым видоизменением циркуляции и главным образом образом транспорта картона, который осуществляется вращающимися роликами, связанными общим приводом, расположенными по всей длине сушилки и передающими картон к стороне выхода. Вентиляционно-отопительное устройство выполнено таким же, как у сушилки с вертикальной подвеской листов фиг. 106. Выбрасывание воздуха происходит или по середине коридора или ближе к выходному концу. Ширина рабочей части сушилки доходит до 4 м.

На фиг. 122 представлена та же сушилка, но построенная в своей основной части по варианту подогрева в самой сушильной камере; движение воздуха осуществляется вдоль канала, калориферы же рас-



Фиг. 125.



Фиг. 126.

положены с двух сторон листа картона и создают равномерный двухсторонний прогрев, улучшающий равномерность сушки и снижающий коробление.

13. На фиг. 123 и 124 изображены сушилки для мотков искусственного шелка; шелк развешен в два яруса на вагонетке, движущейся на гладких колесах вдоль тоннеля в направляющих швеллерах; ширина рабочей части сушилки составляет 2 м. Циркуляция по зонам у этой сушилки резко отличается от разобранных нами в предыдущих случаях, а именно здесь (фиг. 123) нижняя часть вагонетки омывается меньшим количеством воздуха с большим средним потенциалом сушки, верхняя же с большим количеством воздуха и с меньшим потенциалом сушки. При нижнем расположении вентиляторов (фиг. 124) сказанное о циркуляции относится соответственно к верхней и нижней частям вагонетки. Таким образом в каждой зоне этой конструкции мы имеем осуществление варианта сушильного процесса с переменным количеством воздуха, разобранным нами на стр. 98, 92 и фиг. 44 и 45.

На фиг. 125 представлен разрез той же сушилки для листов целлюлозы, расставленных в проволочных ячейках вагонетки.

Как видно из фиг. 123 -- 125, сушилки этого типа могут выполняться и с верхним и с нижним расположением вентиляторов, причем второе устройство требует углубления и трудно выполнимо на втором этаже и выше. Широкое применение находит себе тип сушилок с последовательным изменением направления циркуляции воздуха по зонам, так как этот прием позволяет получить большую равномерность сушки по высоте завески материала (реверсивность).

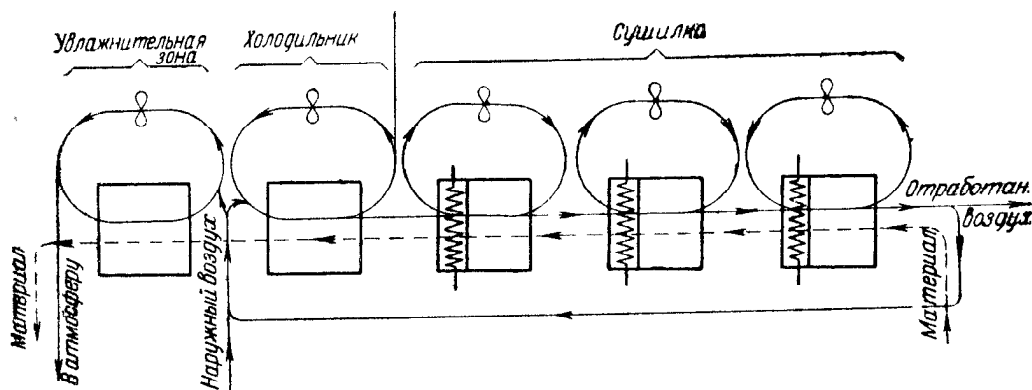
14. Сушилка для картона, работающая на дымовых газах по схеме с возвратом отработанных газов по зонам, запроектированная сушильной лабораторией

ВТИ (фиг. 59, графическое построение в  $Jd$ -диаграмме по фиг. 60 и 61), представлена на фиг. 126. Газы из топки поступают по зонам сушилки через центральный бор, расположенный под коридором; в вертикальных боковых каналах к газам добавляется отработанный воздух соответствующей зоны (циркуляция двухсторонняя) и затем смесь поступает к центробежным вентиляторам, нагнетающим ее на листы картона.

Отсасывающий отработанные газы вентилятор расположен по середине коридора для того, чтобы обеспечить равномерный подсос по концам сушилки и ослабить его влияние на работу центральной топки, снабжающей газами центральный бор под сушилкой; работа топки зависит от разрежения, создаваемого в результате регулировки отбора горячих газов по зонам.

В коридорных сушилках с вагонетками, работающих с циркуляцией воздуха по зонам, устанавливаются двери или с обеих сторон или только со стороны выхода отработанного воздуха; в последнем случае сторона, обращенная к выходу материала, открыта для притока свежего добавочного воздуха, который одновременно охлаждает материал (одна вагонетка без циркуляции).

В тех случаях, когда материал передвигается по сушилке при помощи цепного транспортера (например, мотки шелка, навешенные на полках, картон, кожа



Фиг. 127.

в зажимах и т. д.), для уменьшения вредных присосов вентилятором отработанного воздуха (влияющих на основной поток воздуха из зоны в зону), а также для уменьшения выбивания горячего воздуха в цех устанавливаются шлюзовые зоны.

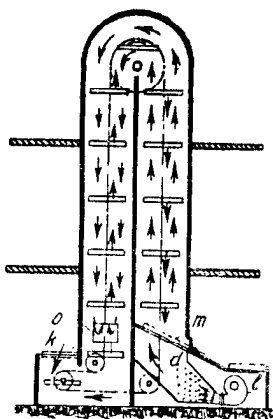
Экономичность всех описанных в этой главе сушилок зависит, главным образом, от схемы выбранного варианта сушильного процесса, от длительности сушки, от качества изоляции, от степени насыщения уходящего воздуха и т. д. При сушке текстильных и пищевых материалов, картона и других, обладающих большой начальной влажностью, обычно достигается расход тепла в паре  $900 \div 1000 \text{ кал/кг}$  испаренной влаги. Насыщение отходящего воздуха в случаях пп. 5, 6, 7, 9, 12, 13 обычно устанавливают в  $40-50\%$  при температуре  $40-60^\circ \text{C}$ .

Паровые калориферы у сушилок почти всех описанных выше систем выполняются обычно из ребристых чугунных или железных труб; реже употребляются комбинации из гладких труб и главным образом там, где опасно засорение, забивание пылью междуреберных щелей, где требуются особые условия промывки.

Большинство таких сушилок, несмотря на попытки добиться в них полной равномерности сушки, все же выпускают материал с разницей во влаге; для того же чтобы сгладить эту неравномерность, необходимо продолжать сушку до тех пор, пока самая влажная отстаившая часть не высохнет; это вызывает пересушку уже готового продукта. В связи с этим большинство сушилок, материал из которых не вылеживается, а идет сразу в дальнейшую обработку, где требуется ровная устойчивая влажность, снабжается холодильным и увлажнительным устрой-

ствами, цель которых охладить пересушенный материал и равномерно увлажнить его до требуемых условий.<sup>1</sup>

Вся схема вентиляционного устройства осуществляется иногда таким образом, чтобы использовать для увлажнения влагу отработанного воздуха; иногда увлажнение воздуха осуществляется при помощи тонкого водяного распыливания или водяного пара. На фиг. 127 приведена схема противоточной сушилки с увлажнительной зоной с использованием для увлажнения отработанного воздуха; схема движения воздуха ясна из чертежа.



Фиг. 128.

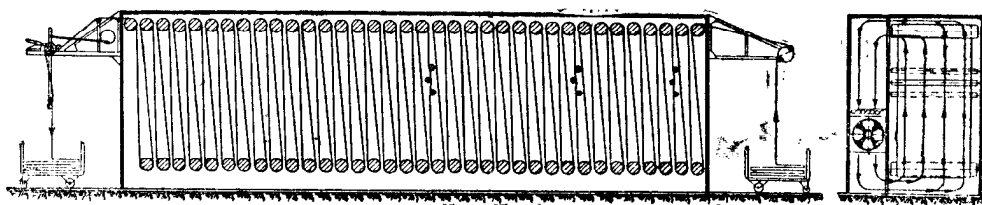
**Вертикальные сушилки.** Вертикальные коридорные сушилки встречаются редко и главным образом в тех случаях, когда хотят использовать для сушки междуэтажный транспорт, лестничные клетки и т. д. Материал укладывается на подвесных люльках или на других приспособлениях, а иногда подвешивается к движущемуся конвейеру; рабочий цикл совершается по основной схеме сушильного процесса.

На фиг. 128 представлена такая сушилка с загрузкой влажного и выгрузкой сухого материала в одном и том же этаже. Загрузка решетчатого лотка с материалом и крепление его к двум движущимся цепям происходят через люк *K*; снятие лотка с цепей и выгрузка производятся при помощи упора *m*.

Воздух вентилятором *l* через калорифер *d* нагнетается в сушилку, идет навстречу материалу и выбрасывается отработанный в отверстие *O*.

### 3. НЕПРЕРЫВНО ДЕЙСТВУЮЩИЕ КАМЕРНЫЕ СУШИЛКИ

К этой группе сушилок относятся такие конструкции, в которых *сушимый материал меняет во время сушки направление своего движения в камере или меняет положение по отношению к несущему его транспортеру*. Передвигаясь от



Фиг. 129.

места загрузки к выходу, он встречает воздух с различными характеристиками, постоянными для каждой зоны сушилки.

Сушилок этого типа также чрезвычайно много, и они весьма разнообразны. Опишем несколько характерных схем.

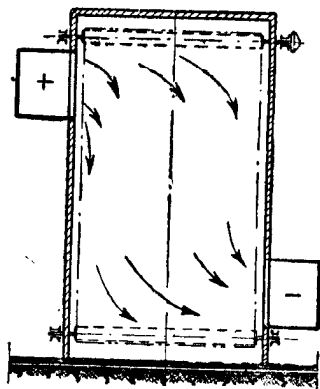
1. На фиг. 129 изображена *роликовая сушилка для тканей*. Материал движется по сушилке, огибая ролики, соприкасаясь с ними то одной своей стороной, то другой. (Таким образом эта сушилка непригодна для материалов, не допускающих нажима или соприкосновения с лицевой стороной ткани.) Верхние ролики приводятся в движение через конические шестерни от общего горизонтального вала, связанного по концам с механизмами загрузки и складывания или накатывания; нижние ролики вращаются свободно. Поступательное движение материала создается специальными нажимными роликами, которые составляют обычно часть складывающего механизма. Для возможности ослабить влияние усадки материала по ходу сушки

<sup>1</sup> В некоторых производствах до сих пор выгоднее оказывается производить увлажнение путем непосредственного смачивания материала (например, кожу в мокрых опилках, картон — орошением водой).

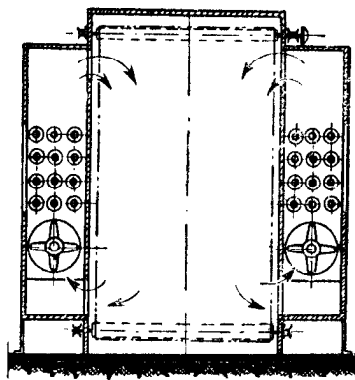


ведущий вал иногда выполняется разрезным, и каждая зона сушилки может быть отрегулирована на разную скорость движения (ускорители). Иногда в середине сушилки имеются добавочные холостые ролики для натяжки ослабевающей петли.

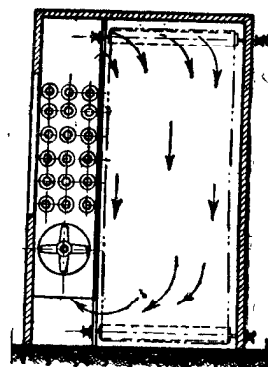
Строятся такие сушилки с высотой петли до 3 м и на одно или два полотнища ткани; шаг осей роликов в зависимости от конструкции 100—150 мм. Работают



Фиг. 130.



Фиг. 131а.



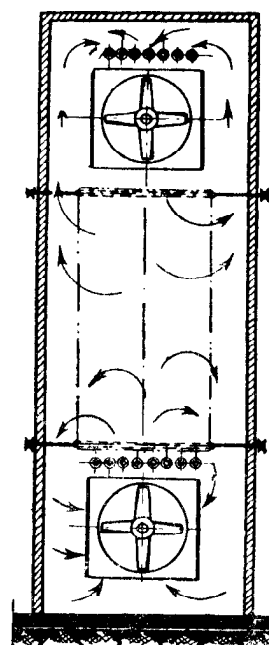
Фиг. 131б.

такие сушилки большей частью по варианту промежуточного подогрева и возврата воздуха по зонам.

Схема поперечной циркуляции по зонам обычно осуществляется по тем же принципам, как и для петлевой сушилки, а именно необходимо стремиться обдуть обе поверхности ткани, для чего вводят воздух внутрь петли (фиг. 131, 132). В этих сушилках неравномерность сушки сглаживается, правда, за счет непрерывного обмена поверхности испарения. На фиг. 130—132 приведены несколько поперечных разрезов таких сушилок, из которых видны некоторые особенности, присущие этим конструкциям. Основное требование, которое здесь выставляется, особенно при более высоких температурах сушки, это необходимость вывода всех подшипников на наружные стены ограждения. Это отражается на конструкции боковых камер. На фиг. 130 и 131 приведены схемы, применяемые сушильной лабораторией ВТИ; первая — для сушилки, работающей по схеме с возвратом отработанного воздуха, вторая — для сушилки с промежуточным подогревом и возвратом воздуха по зонам. На фиг. 132 приведена схема Schilde с верхним и нижним расположением групп вентиляторов для обдувки ткани с двух поверхностей. При двух и трех полотнах (ширина более 1,2 м) обдувку рекомендуется производить для равномерности сушки с двух сторон сушилки, как на фиг. 131а.

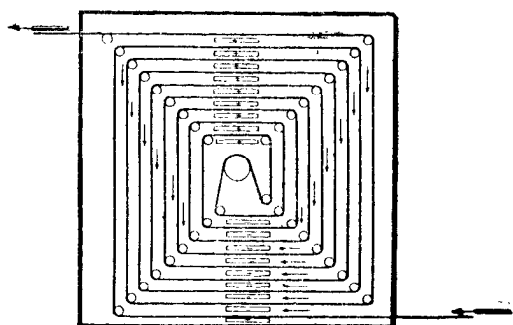
Недостаток этих сушилок — дороговизна и большое количество движущихся деталей; в последнее время во многих отраслях текстильной промышленности они вытесняются петлевыми сушилками (фиг. 108).

На фиг. 133 приведена схема сушилки для ситцепечатных машин. Применяется она для тканей с нанесенным на лицевую сторону рисунком или для полотен, грунтованных или лакированных различными покрытиями. Сушка осуществляется таким образом, что лицевая сторона ткани на половине емкости сушилки обращена кверху, а затем, подсохнув, ткань перегибается через ролик и идет обратно к выходу. Здесь применяется большей частью нагнетание воздуха в щели, образуемые между полотнами (иногда при помощи специальных труб); направление



Фиг. 132.

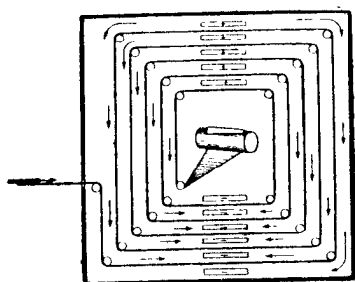
движения воздуха — вдоль щелей, как показано стрелками, отсос воздуха — внизу (также иногда через введенные в щели трубы). Высота сушилки достигает 5 м; длина равна высоте; скорость выхода ткани до 30—40 м/мин.



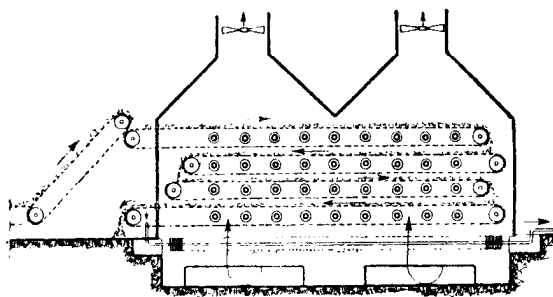
Фиг. 133.

Ткань направляется по роликам, расположенным по диагоналям сушилки: верхние ролики — приводные, нижние — холостые. При такой схеме движения ткани обратный ход работает недостаточно эффективно, поскольку сушка закончилась, а использовать емкость на охлаждение невозможно. Если вывести ткань внутри сушилки в бок, вся емкость сушилки будет использована на сушку, так как всюду будет лицевая сторона, обращенная кверху (предложение инж. Таирова, фиг. 134).

2. На фиг. 135—138 приведены схемы *многоленточных сушилок*, работающих по различным вариантам сушильного процесса. Материал попадает на первую ленту и, пройдя с ней первый ход, пересыпается на следующую ленту,



Фиг. 134.

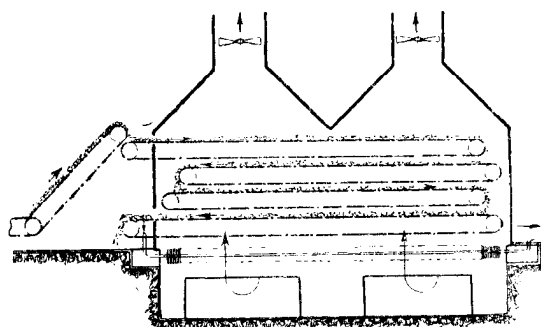


Фиг. 135.

движется в обратном направлении, сбрасывается на третью ленту и т. д. Подобные сушилки строятся для самых разнообразных материалов с двумя, тремя и до восьми лент; ширина ленты обычно до 2 м.

На выбор варианта сушильного процесса влияют сопротивление сушильного материала проходу воздуха, возможное направление потока воздуха и технологические свойства материала.

На фиг. 136 изображена сушилка, работающая по основной схеме сушильного процесса, при сушке материалов с ничтожным сопротивлением проходу воздуха, например, спичечные коробки.



Фиг. 136.

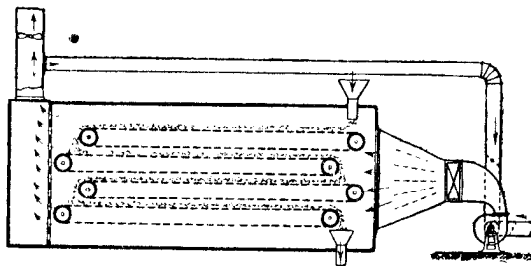
На схеме фиг. 135 изображена сушилка с промежуточным подогревом воздуха для сушки проницаемых влажных материалов, имеющих малое сопротивление. В этих сушилках следует обращать особое внимание на возможное просыпание материала на калориферы и возможность его подгорания и воспламенения. Для материалов органического происхождения, не переносящих высокую температуру и выделяющих пыль, такую сушилку применять не следует.

На схеме фиг. 137 изображена сушилка с продольным потоком воздуха для материалов, которые не могут сушиться на сетках при поперечном токе (про-

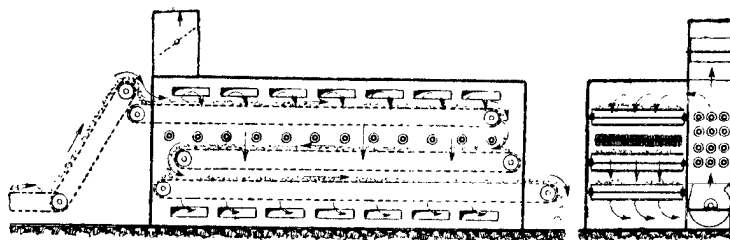
сыпание через сетку, непроницаемость и т. д.). Эти сушилки неэкономичны и изредка применяются для материалов штучных и порошкообразных, допускающих малые скорости воздуха.

На фиг. 138 приведена *трехъярусная* ленточная сушилка завода Schilde для сушки хлопка и других волокнистых материалов с большим сопротивлением прохождению воздуха. Сушилка эта работает по схеме промежуточного подогрева и возврата воздуха по зонам, да еще в каждой зоне применен промежуточный подогрев между второй и третьей лентами. У каждой зоны центробежные вентиляторы должны быть достаточно мощными, чтобы преодолеть сопротивление слоя материала, лежащего на трех лентах. Как всякая многоленточная сушилка, она имеет меньшие габаритные размеры. Применение промежуточных калориферов вызывает те же нежелательные явления, как и у сушилки по фиг. 135.

Ленты, на которые укладывается материал, в зависимости от формы и свойств последнего и от направления циркуляции выполняются из сетки разной формы и



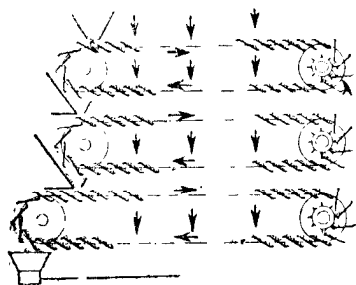
Фиг. 137.



Фиг. 138.

сечения ячеек, закрепляемой по бокам на цепях, из резиновой и полотняной ткани, или из стальной пластины.

Надежность работы ленты определяет долговечность сушилки, количество аварий, а стало быть, и производительность аппарата. Попытки некоторых заводов транспорт сетки *осуществлять без цепей*, при помощи ведущих барабанов, потерпели неудачу. Сетка съезжала, рвалась, приходила быстро в негодность. Сетка должна быть такой формы и так изготовлена, чтобы на ней не оставалось частиц материала, которые в дальнейшем могут образовывать накопление и вредить механизму.

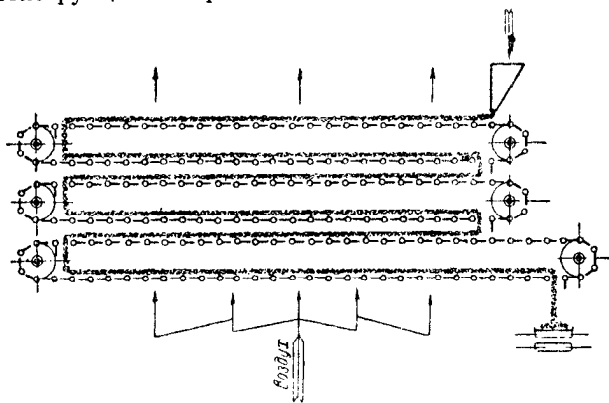


Фиг. 139.

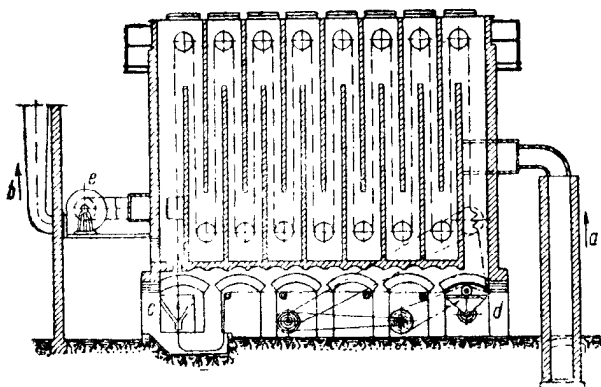
Диаметр звездочек выбирается из расчета надежности работы сеток при изгибах. Ленточная сушилка требует весьма тщательного монтажа.

На фиг. 139 показана схема сушилки системы Proctor и Schwarz, напоминающая ленточную, но отличающаяся от нее тем, что материал, пройдя свой путь по верхней части конвейера, пересыпается на те же лотки на нижней ветви, причем сами лоточки укреплены на шарнирах, и после поворота цепи у звездочки принимают положение, указанное на схеме. Таким образом комбинация таких трех конвейеров соответствует почти шести-ленточной сушилке; кроме того, для воздуха открывается свободный проход между лотками. Такая сушилка может работать и по основному варианту сушильного процесса и с промежуточным подогревом. Употребляется, главным образом, для химических мелкозернистых продуктов.

На фиг. 140 представлена схема подобной многоленточной сушилки с иной конструкцией опрокидных пластин с отверстиями. Каждая пластина имеет ось, вращающуюся в гнездах двух цепей конвейера, и два выступа, скользящие по направляющим угольникам сушилки. Перед звездочками эти угольники имеют прорезы, за счет чего пластина поворачивается около оси и пересыпает продукт на те же пластины, обогнувшие звездочку. При возвращении ленты в первоначальное положение пластины снова проваливаются в прорезы и пересыпают материал на второй конвейер. Сушилка работает по основной схеме сушильного процесса и широко применяется у нас в СССР для сушки чая.

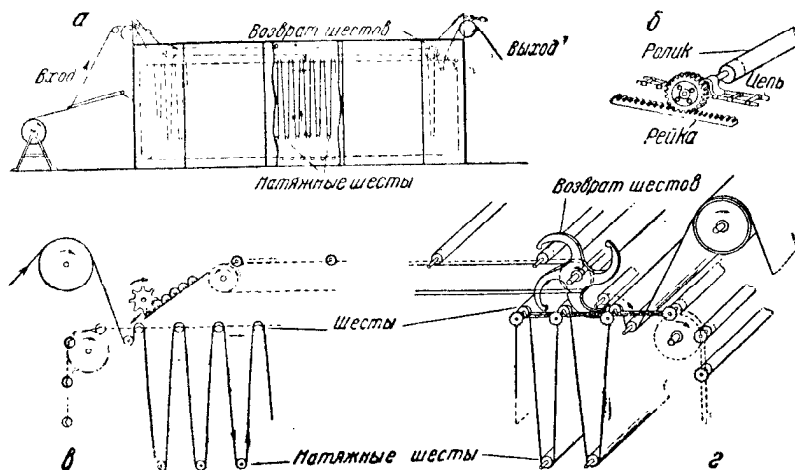


Фиг. 140.



Фиг. 141.

и вместе с ней совершает движение по роликам; высохнув в конце сушилки, материал соскакивает с сетки от легких ударов и собирается в специальную воронку, освобожденная же сетка снова поступает к сосуду с массой. Между петлями расположены перегородки, создающие направление для воздуха. Сушилка работает по основной схеме сушильного процесса.



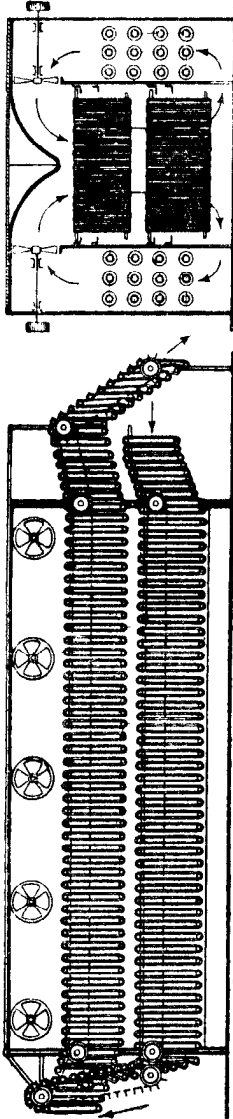
Фиг. 142.

4. Для пастообразных и полужидких материалов, когда их трудно наложить на какие-либо описанные выше транспортеры или когда из-за пригорания или скольжения нельзя пользоваться вальцовыми сушилками, применяют намазку слоя на сетку (как на фиг. 112, 114) и транспорт такой ленты по роликам. Устройство такой сушилки следующее (фиг. 141): бесконечная лента проходит через резервуар с жидкой массой, которая пристает к сетке и вместе с ней совершает движение по роликам; высохнув в конце сушилки, материал соскакивает с сетки от легких ударов и собирается в специальную воронку, освобожденная же сетка снова поступает к сосуду с массой. Между петлями расположены перегородки, создающие направление для воздуха. Сушилка работает по основной схеме сушильного процесса.

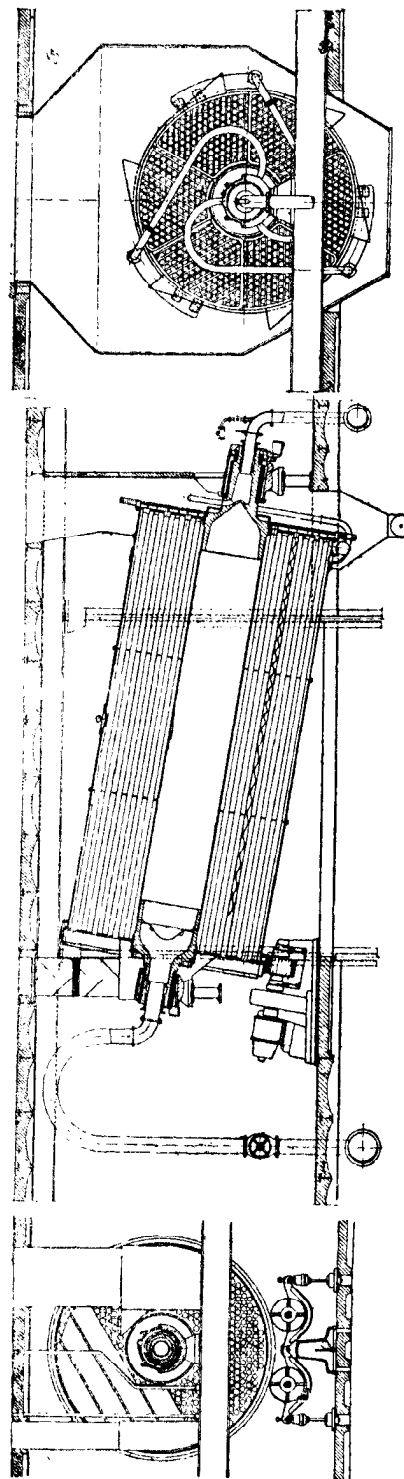
и вместе с ней совершает движение по роликам; высохнув в конце сушилки, материал соскакивает с сетки от легких ударов и собирается в специальную воронку, освобожденная же сетка снова поступает к сосуду с массой. Между петлями расположены перегородки, создающие направление для воздуха. Сушилка работает по основной схеме сушильного процесса.

Эти сушилки дают большую равномерность сушки, чем петлевые, служащие для тех же целей, так как влияние мест с пониженной интенсивностью сушки по высоте будет ослаблено за счет непрерывного перемещения поверхности испарения. Однако эти преимущества ослабляются тяжелыми условиями, в которых оказываются сетки при перегреве. Эти сушилки, как и роликовые для тканей, вытесняются постепенно более дешевыми петлевыми (фиг. 112), хотя калорифер в этих сушилках (фиг. 141) не засоряется и работает, таким образом, в значительно лучших условиях.

5. Интересную конструкцию комбинированной сушилки дает завод Proctor и Schwarz в Америке. Сушилка совмещает в себе преимущества роликовой и петлевой сушилок и обладает возможностью регулировки натяжки петли (вытяжки) при отсутствии коробления. Здесь при образовании петли *в* (фиг. 142) сбрасывается натяжной свободный ролик, который может быть в зависимости от ткани и допустимой вытяжки различного веса (железо, картон). Этот ролик держит петлю в натянутом состоянии во время всего процесса сушки. Присущая почти всем петлевым сушилкам недосушка мест соприкосновения ткани с шестом у нижней сборки петли устраняется в этой конструкции вращением роликов основной цепи за счет сцепления с рейкой при движении по сушилке *б*. Благодаря такому сцеплению ткань имеет поступательное движение подобно движению в роликовых сушилках. При выгрузке *г* натяжной ролик выводится из петли и поступает при помощи специальных кулачков на переносную цепь, которая передает его к стороне загрузки *в*. Сушилка синхронизирована и может применяться, как и роликовая сушилка, только для тех материалов, которые допускают двухстороннее соприкосновение.



Фиг. 143.



Фиг. 144.

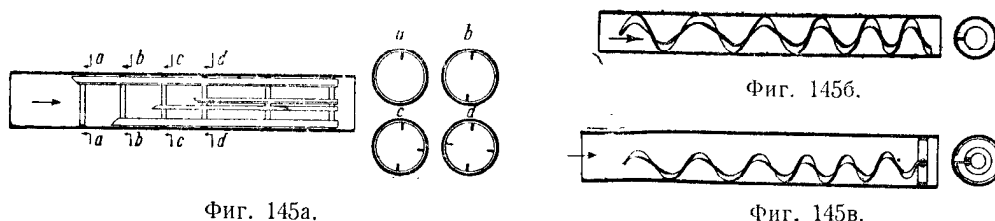
6. На фиг. 143 изображена сушилка для льняной пряжи системы сушильной лаборатории ВТИ. Пряжа в мотках навешивается на шесты, которые накладываются соответствующими кулаками на цепи, несущие их к задней стороне сушилки; здесь шест с пряжей переносится с нижней цепи на верхнюю при помощи особой переносной цепи, имеющей скорость, в несколько раз большую, чем основные цепи, и на которую шест кладется и снимается при помощи особых кулаков. Верхняя цепь возвращает шесты с пряжей снова к месту загрузки пряжи.

Эта сушилка выгодно использует преимущество загрузки и выгрузки товара с одной стороны; отпадает перенос шестов, сокращается количество обслуживающего персонала, почти вдвое сокращается площадь, занятая под сушилку. Работает сушилка по варианту с промежуточным подогревом и возвратом воздуха по зонам, причем каждая зона обслуживает два ряда мотков. Циркуляция первой зоны, где имеется высушенный и влажный материал, способствует увлажнению и охлаждению выходящей пряжи.

Длина рабочей части шеста 2 м. Шаг цепи 150 мм (т. е. на погонном метре укладывается 6—7 шестов). Навеска на шест зависит от номера пряжи.

#### 4. ТРУБЧАТЫЕ СУШИЛКИ

Трубчатые сушилки относятся к классу сушилок, у которых все тепло или часть его дополнительно сообщается в сушильной камере. Трубчатые сушилки бывают паровые и газовые. Первые широко применяются для сушки разного рода углей и установлены на некоторых наших электростанциях для сушки под-



Фиг. 145а.

Фиг. 145б.

Фиг. 145в.

московного (Кашира) и Донецкого (Артем) углей. Газовые сушилки появились в Америке и пока широкого распространения не имеют.

Паровая трубчатая сушилка (фиг. 144) состоит из наклонного вращающегося барабана, в днищах которого развальцованы трубки<sup>1</sup> диаметром 100/108 мм для бурых углей и 119/128 мм для каменных углей. Сушимый материал распределяется специальным питательным приспособлением по этим трубам (заполнение до 33%) и при вращении барабана передвигается по ним к выгрузочному отверстию. Пар вводится через центральную переднюю цапфу и трубой,<sup>2</sup> проходящей вдоль цилиндра, через боковые отверстия вводится в полость сушилки, а конденсат отводится при помощи специальных U-образных трубок, соединяющих крайние точки днища со второй центральной цапфой. Барабан имеет основные подшипники у цапф и опорные ролики, которые разгружают входную сторону сушилки.

Внутри трубок расположены различные вставки (Wendeleisten), служащие при вращении барабана для лучшего перемешивания, соприкосновения, подпора и дробления материала, т. е. усиления эффекта испарения. На фиг. 144 изображена трубчатая сушилка, а на фиг. 145 а — е приведены различные вставки; по этим фигурам видна их эволюция за последние 20—30 лет.<sup>3</sup> Усиление эффекта вставок достигалось применением более совершенного перемешивания, подпора, дробления

<sup>1</sup> Трубки располагаются по сторонам шестигранника, что даст возможность разместить максимально возможное их количество при том же диаметре барабана; густое расположение трубок дает большую надежность при питании.

<sup>2</sup> Эта труба разгружает сушилку от изгибающих и термических напряжений. Давление в осевом направлении воспринимается упорным шарикоподшипником.

<sup>3</sup> Детальнее о вставках в трубках трубчатых сушилок см. Braunkohle № 39, 44, 45, 1933 г.

и т. д. Параллельно с этим добивались увеличения поверхности нагрева барабана путем введения иных конструкций трубок. За счет таких улучшений в трубчатых сушилках при гладких трубах напряжение поверхности испарения со 100% подняли при вставках до 160%, а при шестигранных трубках повысили при том же диаметре цилиндра располагаемую поверхность на 20—30%.

Питательное приспособление системы Niekethier состоит из воронки с расположенными в ней полками, при помощи которых уголь вводится в трубки в свободном состоянии.<sup>1</sup>

Просыпающийся уголь при помощи ковшей, расположенных на кольцевой поверхности переднего днища, поднимается снова и засыпается на наклонные полки, которые добавляют его в трубки.

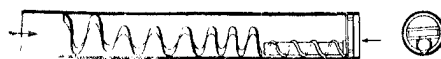
Ввиду того что трубки расположены на концентрических окружностях, имеющих различную окружную скорость, время заполнения центральных трубок и трубок, расположенных на периферии, отличается, за счет чего напряжение поверхности испарения у них также различное. Кроме того, отдельные фракции угля по-разному реагируют на процесс сушки.

В нижеследующей табл. 35 приведены анализы различных фракций угля, взятые из разных трубок, и данные о напряжении поверхности нагрева этих трубок при винтовых вставках. Эта табл.<sup>2</sup> 35 указывает на огромную разницу влажности различных кусков материала. Эта неравномерность у трубчатых сушилок выше, чем у барабанных.

Все стремления конструкторов направлены к тому, чтобы сгладить эту разницу, усилив

ТАБЛИЦА 35

Размер кусков угля в мм	Влажность в %		
	Ряд труб		
	8 (центр.)	5 (средний)	2 (внешний)
$\geq 8$	29,43	25,6	22,01
$8 \div 7$	26,20	23,71	21,50
$7 \div 6$	23,70	20,00	20,01
$6 \div 5$	21,71	19,79	17,87
$5 \div 4$	19,43	18,31	14,99
$4 \div 3$	16,99	17,10	14,58
$3 \div 2$	15,10	14,32	13,83
$2 \div 1$	14,60	13,78	12,50
$1 \div 0,25$	13,81	13,04	12,11
$< 0,25$	12,61	12,39	11,52
Средняя влажность в %	18,13	16,13	14,99
Напряжение поверхности нагрева в $кг/м^2$ час	4,24	4,01	3,55



Фиг. 145г.



Фиг. 145д.



Фиг. 145е.

движение более мелких частичек и задержав более крупные, так как такой сепарации, как в барабанной сушилке, мы здесь не имеем, и

крупный уголь проходит трубу быстрее, мелкий же пересыхает благодаря лучшему соприкосновению с горячей поверхностью.

Применение дробильных устройств внутри трубок (фиг. 145 г, д) значительно улучшает равномерность сушки и значительно повышает производительность аппарата. Наилучшими вставками будут те, при которых влажность всех фракций при той же средней влажности угля и при той же пропускной способности вставки будет одинакова.

Качество вставки может по производимому ею эффекту определяться коэффициентом  $K$ , который определяет отклонения влажности угля от идеальных условий равномерности.

<sup>1</sup> Некоторые заводы пытались вводить при влажных углях трясун-побудитель.

<sup>2</sup> Braunkohle № 44, 1933 г.

Если мы построим кривую зависимости влажности от размера фракции угля, откладывая влажность по оси ординат, а размер фракций по оси абсцисс, то мы получим восходящую кривую, т. е. по мере увеличения размера фракций влажность их возрастает. Средняя условная влажность выразится в диаграмме прямой, параллельной оси абсцисс, пересекающей восходящую кривую.

Коэффициент  $K = 100 \frac{F_1}{F_2}$ , где  $F_1$  — площадь выше прямой средней влажности, ограниченная кривой, линией средней влажности и ординатой максимальной фракции, а  $F_2$  — площадь, ограниченная осью ординат, линией средней влажности, осью абсцисс и ординатой, соответствующей максимальному размеру фракции.

В идеальном случае  $F_1 = 0$ , и мы имеем равномерную влажность фракций всех размеров, а коэффициент  $K$  в этом случае равен  $K = 100$ .

В табл. 36 приведены характеристики вставок фиг. 145 по напряжению поверхности нагрева и коэффициенту равномерности  $K$ .

ТАБЛИЦА 36

№ вставки	Тип вставки и форма трубы (по фиг. 145)	Напряжение поверхности нагрева $кг/м^2 \text{ час}$	$K$
1	Гладкие круглые трубы . . . . .	3,475	64,9
2	Вставка с 4 продольными лопатками 16 мм × 3 × 6 500, 6 000, 4 035, 3 225 м (фиг. 145 а)	4,17	—
3	Винтовая вставка, сталь 20 × 4 мм, шаг 450 и затем 250 (фиг. 145 б)	4,85	—
4	Винтовая вставка меньшего диаметра чем трубка $\varnothing$ 75 мм, шаг 450 и 250 мм (фиг. 145 в)	4,96	84,9
5	Винтовая вставка $\varnothing = 100$ мм, затем 75 мм, $L = 3 400$ мм при шаге 400 мм и $L = 1 400$ мм при 250 мм, затем дробильное устройство длиной 2 000 мм, стержень $\varnothing$ 35 мм и проволока $\varnothing = 3$ мм (фиг. 145 г)	5,43	90,5
6	Подпорный шнек $L = 675$ мм, начинающийся на 1 285 мм от начала трубы, затем пустотелый дробильный стержень 6 000 мм с проволокой $\varnothing = 3$ мм (фиг. 145 д)	5,82	—
7	Шестигранная трубка; сторона стенки 53,7 мм, винтовая вставка $\varnothing = 75$ мм, шаг 400 и 250 мм (фиг. 145 е)	4,74	92,5
8	Такие же трубы с вставкой как на фиг. 145 г . . . . .	5,67	97,8

При выходе из сушилки уголь не падает сразу в бункер из всех трубок, а собирается сначала в желобках, расположенных под рядом трубок (в большинстве случаев трубки снабжаются специальными наконечниками, направляющими уголь в желобки), затем при повороте барабана переходит в соответствующие ковши и затем, когда последние приходят в крайнее нижнее положение, вываливаются из них в бункер. Это приспособление уменьшает высоту падения даже при самых больших диаметрах до 1,0 ÷ 1,8 м и значительно ослабляет пылеобразование.

Число оборотов барабана  $n = 4 \div 7$  об/мин, наклон барабана от 8 до 15° в зависимости от сорта угля и длительности сушки: для немецких бурых углей приблизительно 8° (среднее время прохождения при конструкции с винтовыми вставками  $w_1 = 50 \div 60\%$ ,  $w_2 = 18 \div 15\%$ , размер куска 0 ÷ 25 мм, составляет 25—30 мин.), для каменных углей от 12 до 15° и для подмосковных около 10°.

Вращение барабана осуществляется при больших номерах при помощи фрикционной передачи, при малых — зубчатой.

Завод Вискав выполняет сушилки следующих размеров:

Диаметр . . . . .	2,0 до 3,8 м
Длина . . . . .	4,0 до 8 м
Число трубок . . . . .	192 до 760 шт. ( $\varnothing = 100/108$ мм)
Поверхность нагрева . . . . .	192 до 1 960 м <sup>2</sup>



Объем сушилки по отношению к площади нагрева в трубчатых сушилках *весьма мал*.

Изоляция барабана улучшает экономичность на 1—4,5% в зависимости от размеров сушилки; по данным Schöne желательная толщина изоляции 30—40 мм при теплопроводности  $\lambda = 0,06$  для малых сушилок с малым отношением поверхности трубок к поверхности барабана (например,  $H = 500 \text{ м}^2$ ,  $\frac{H}{F} = 9,1:1$ ) и 30 мм при большом отношении ( $H = 1190 \text{ м}^2$ ,  $\frac{H}{F} = 15,8:1$ ); кроме того, изоляция улучшает условия обслуживания.

Наиболее ответственными деталями трубчатой сушилки являются загрузочная часть и внутреннее устройство трубок. Непрерывное и равномерное заполнение трубок материалом является важнейшим условием сушки, поэтому при питании они не должны быть замазаны материалом.

Для улучшения заполнения и уменьшения забивания трубок иногда ставится приспособление Rolf'a, принцип работы которого состоит в том, что сжатый воздух через сопло проталкивает уголь по трубкам в момент прохождения их мимо распределительной коробки.

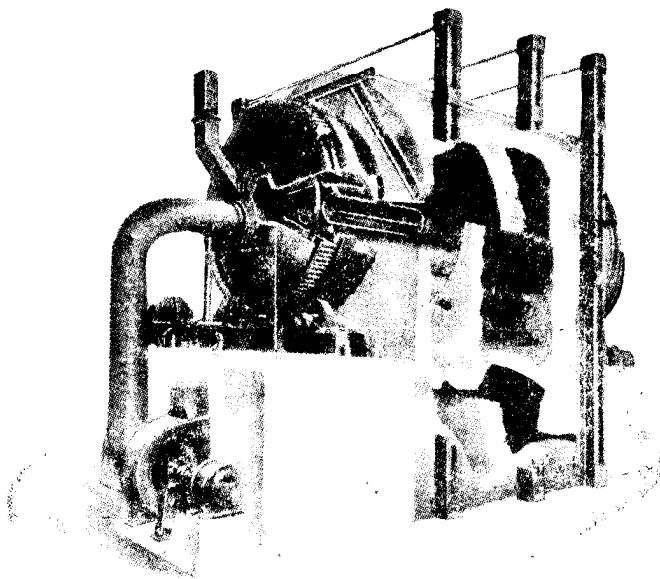
Воздух обычно поступает в трубки из помещения, а отработанный проходит пылеотделительные устройства и выбрасывается в атмосферу.

Напряжение поверхности нагрева, т. е. количество влаги, которое можно испарить в этих сушилках на одном квадратном метре поверхности нагрева в час, зависит от материала, его влажности, крупности частиц и давления пара; последнее максимально допустимо до 4 *ати*. Что касается влияния перегрева пара на работу трубчатых сушилок, то по исследованиям одних авторов напряжение уменьшается, а по опытам других незначительно увеличивается (см. детальнее главу „Сушка угля“).

Расход тепла пара для этих сушилок составляет обычно 750—800 *кал/кг* испаренной влаги. Установленная мощность на вращение сушилки и на вентилятор при мокросухом пылеотделительном устройстве приблизительно 15 *л. с.* на 1000  $\text{м}^2$  поверхности нагрева.

Вес трубчатой сушилки примерно 5 : 6 *т* на 100  $\text{м}^2$  поверхности нагрева без транспорта и пылеотделительного устройства. Пылеобразование в трубчатых сушилках при угле обычно доходит до 6—8% от веса высушенного материала. Комбинируется трубчатая сушилка со всеми видами пылеотделителей. При комбинировании с электрическим пылеотделителем общее сопротивление покрывается вытяжной трубой  $H = 15 \text{ м}$  при скорости воздуха в трубе около 1—1,5 *м/сек*. Насыщение отходящего воздуха в трубчатых сушилках очень высокое, достигающее до 50—60% при температуре 90—95° С. Сопротивление сушилки в этом случае около 3 : 4 *мм вод. ст.*

Трубчатые сушилки могут быть рекомендованы и для других сыпучих материалов, имеющих высокую начальную влажность, не допускающих механического переувлажнения, больших скоростей воздуха и в то же время имеющих достаточно



Фиг. 146.

мелкие частицы, чтобы дать лучшее соприкосновение с горячей стенкой трубок. Все такие сушилки рассчитываются по варианту подогрева в самой сушильной камере (стр. 81). Из построения такого процесса в  $Jd$ -диаграмме видно, что для получения высоких влагосодержаний, которые мы имеем в трубчатой сушилке, нужно было бы иметь при сушке только горячим газом температуру смеси до  $500^{\circ}\text{C}$ . Это построение с полной ясностью показывает, какие преимущества имеет такой процесс для влажных материалов, не допускающих высоких температур и больших скоростей воздуха.

На фиг. 146 изображена трубчатая газовая сушилка системы Grindle.

Газы от специальной топки, расположенной под сушилкой, омывают сначала пучок труб, а затем с температурой  $400\text{—}500^{\circ}\text{C}$  поступают через соответствующую коробку в самые трубки, идя навстречу материалу (противоток) и охлаждаясь до  $t_2 = 100^{\circ}\text{C}$ ; в трубках устроены соответствующие лопасти для лучшего перемешивания материала.

Расчет этой сушилки может быть произведен так же, как и для барабанной сушилки с наружным обогревом. Расход энергии на вращение для нее меньше, чем для барабанной сушилки за счет более выгодного расположения центра тяжести в поперечной плоскости сечения барабана. Напряжение  $1\text{ м}^3$  объема трубок получается более высокое за счет меньшего мертвого пространства и за счет увеличения общей поверхности, передающей тепло на единицу объема (поверхность, передающая тепло на  $1\text{ м}^3$  объема сушилки, в этом случае во много раз больше, чем в барабанной сушилке с наружным обогревом). Преимущество сушилки — ее малая длина.

## 5. СКРЕБКОВЫЕ СУШИЛКИ

Сюда относятся разные системы паровых и газовых сушилок с вращательным (тарельчатые) и поступательным движением скребков.

*Тарельчатая паровая сушилка для бурых углей*, изображенная на фиг. 147 (принцип тот же, что и для других материалов), состоит из ряда полых поверхностей или тарелок, нагреваемых паром.

Материал попадает на центральную часть верхней тарелки, откуда передвигается лопатками к периферии, сбрасывается через отверстия на следующую тарелку, где подобными же лопатками, направленными в другую сторону (фиг. 148), передвигается снова к центру, сбрасывается на третью тарелку и т. д.

Иногда одна из тарелок снабжается дробильными вальцами (вращающимися от того же вала) для размельчения крупных недосушенных кусков. Иногда нижние тарелки служат для охлаждения материала, и тогда вместо пара в их полости водится охлаждающая вода.

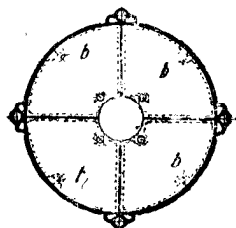
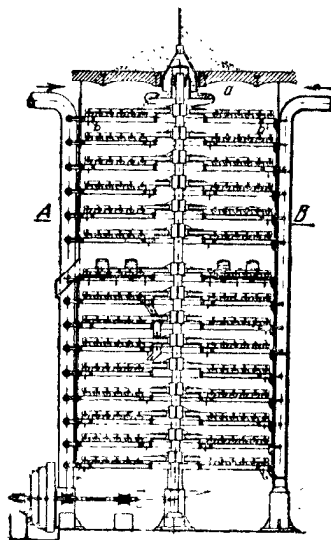
Лопатки насажены на крестовинах, укрепленных на общем вертикальном валу; число лопаток меняется в зависимости от влажности материала (на первых тарелках их больше, на последних меньше); иногда лопатки заменяются скребком специальной конструкции (фиг. 148) или чередуются с ним.

Подвод пара и отвод конденсата осуществляется при помощи четырех стояков (двух подводящих пар и двух отводящих конденсат), на которые одновременно опираются тарелки. Регулировка подачи материала осуществляется изменением числа оборотов вала ( $n =$  от 2 до 8 об/мин) и изменением питания у верхней тарелки. Наружный воздух омывает каждую тарелку с материалом, забирает выделяющуюся влагу, нагреваясь одновременно от нижней стенки вышерасположенной тарелки, и насыщенный удаляется (отсос и подача происходят тогда примерно на  $\frac{1}{4}$  —  $\frac{1}{5}$  окружности). Иногда для улучшения использования воздуха его переводят из нижней тарелки в верхнюю и т. д.

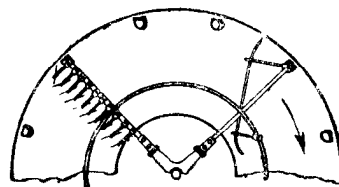
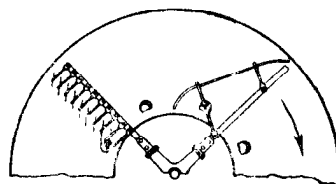
Тарельчатые паровые сушилки широко применялись в германской угольной промышленности, главным образом, на брикетных заводах, но благодаря механической ненадежности (износ лопаток и тарелок, поломка крестовин и т. д.) и дороговизне в последнее время все больше и больше вытесняются трубчатыми сушилками. Одно из преимуществ тарельчатых сушилок при сушке угля — *меньшее пылеобра-*

<sup>1</sup> Eng. Boiler-Haus, March 1932 г.

зование — при появлении электрофильтров также потеряло ценность. Сохраняется одно лишь преимущество — равномерность влажности угля, которая несколько больше, чем у трубчатых сушилок (фиг. 144).

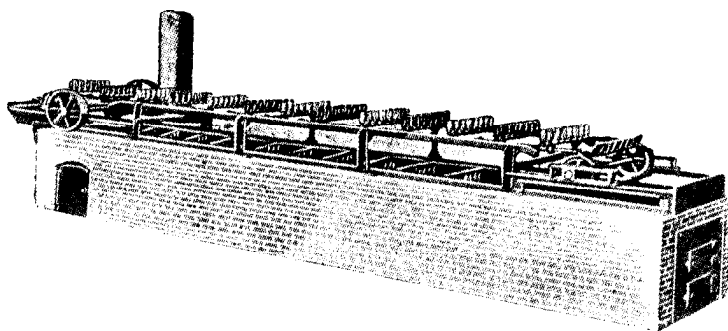


Фиг. 147.



Фиг. 148.

и давления пара; для бурого угля, например (см. „Сушка угля“), это напряжение колеблется от 3 до 8  $\text{кг/м}^2$  рабочей поверхности тарелки. При угле насыщения воздуха высокое:  $\varphi_2 = 60 \div 70\%$  при температуре  $t_2 = 75^\circ \text{C}$ ; расход тепла пара составляет около  $750 \div 850 \text{ кал/кг}$  испаренной влаги. Вес тарельчатой



Фиг. 149.

сушилки для угля составляет приблизительно  $17 \div 18 \text{ т}$  на  $100 \text{ м}^2$  рабочей поверхности без транспорта и пылеотделительного устройства.

Тарельчатые паровые сушилки встречаются изредка в химической и пищевой промышленности; широкого их распространения здесь ожидать не приходится.

Строятся и газовые тарельчатые сушилки; в этом случае вместо воздуха подводятся горячие дымовые газы, которые омывают чугунные или железные тарелки с расположенным на них материалом. Напряжение поверхности нагрева зависит.

главным образом, от температуры газов и интенсивности перемешивания. Иногда тарелки выполняются в виде решет, и воздух или дымовые газы пронизывают слой материала, лежащий на них.

Для материалов, допускающих высокие температуры сушки (например, руда, концентраты после флотации), для получения большего эффекта испарения и для уменьшения пылеобразования применяются скребковые сушилки с поступательным движением скребков. На фиг. 149 изображена такая сушилка. На дымоходе укладываются металлические плиты, и по ним параллельно с направлением газов в борове при помощи скребков передвигается материал. В зависимости от местных условий сушилки эти могут выполняться открытыми или с вытяжной камерой. Строятся такие сушилки шириной от 900 до 2400 мм и длиной от 6 до 30 м. Для материалов, легко отдающих влагу (например, концентраты с начальной влажностью 25%), среднее напряжение поверхности нагрева может быть  $8 \div 12 \text{ кг м}^2 \text{ час}$ . Подобное устройство поверхности нагрева применяется иногда и в форме тарельчатой сушилки, т. е. с вращательным движением скребков.

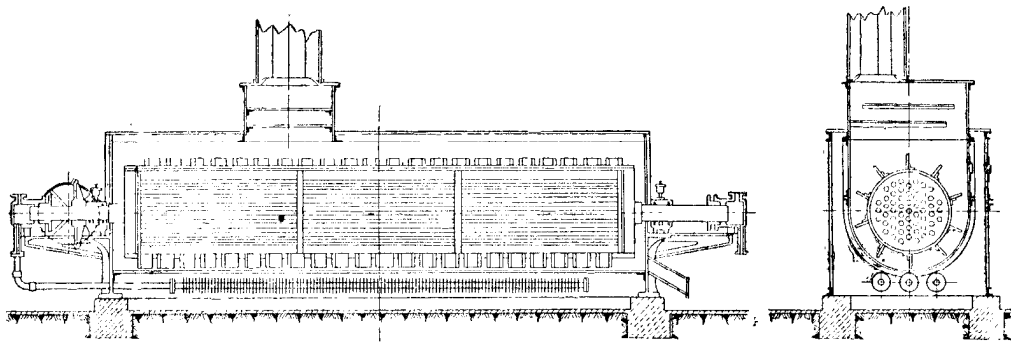
Для материалов, не допускающих высоких температур сушки или при наличии дешевого отработанного пара, — у сушилок с поступательным движением скребков, металлические плиты и топка под ними заменяются паровыми плитами. Напряжение поверхности нагрева тогда нужно считать примерно на 20% ниже, чем в паровых тарельчатых сушилках за счет отсутствия перемешивания, которое имеет место при ссыпании материала с тарелки на тарелку.

## 6. СУШИЛКИ С МЕШАЛКАМИ

Этот тип сушилки чрезвычайно распространен в пищевой и химической промышленности. Сушилки просты в изготовлении, надежны в эксплуатации и обладают всеми преимуществами сушилок с внутренним подогревом в сушильной камере.

Сушилки состоят из двух основных частей — мешалки и корыта; в зависимости от формы поверхности нагрева и способа сушки эти сушилки можно разбить на четыре группы.

Мешалки всегда устроены с наклоном лопаток, чтобы обеспечить поступательное движение материала в сторону выхода. Иногда при очень влажных материалах



Фиг. 150.

каковы, например, отбросы пивоваренных заводов и др. с влажностью  $w_1 = 80 - 85\%$  и более) сушилки эти строятся вместе с отжимающими часть влаги приспособлениями.

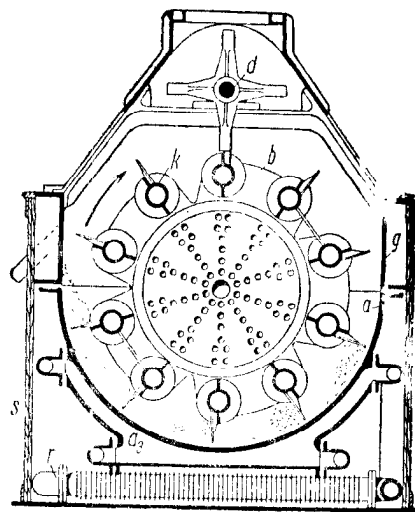
1. Поверхностью нагрева служит *вращающийся пучок труб, на котором насажены мешалки.*

При вращении пучка материал поднимается лопатками, ссыпается на поверхность нагрева и затем снова падает на дно корыта. Воздух вводится или с температурой помещения или предварительно подогревается расположенными под корытом нагревательными приборами (большой частью питаемыми конденсатом) и насыщенный водяным паром отводится при помощи вытяжки или вентилятора.

Число оборотов мешалки от 2 до 8 об/мин. Подвод пара и отвод конденсата осуществляются через цапфы и сборные коробки, причем для лучшего отвода конденсата имеется чернак, при помощи которого конденсат забирается из нижней части сборной конденсационной коробки. Существуют конструкции с одной сборной коробкой, разделенной на две полости, — см. фиг. 96 (у барабанной сушилки): подвод пара осуществляется посредством тонких труб, расположенных внутри каждой трубы пучка и соединенных с паровой камерой; отвод конденсата происходит в другую полость той же коробки.

На фиг. 150 показана такая сушилка, где паровые горизонтальные трубы развальцованы в двух решетках. В табл. 37 указаны габаритные размеры, необходимая мощность и вес сушилки при разных поверхностях нагрева  $H$ .

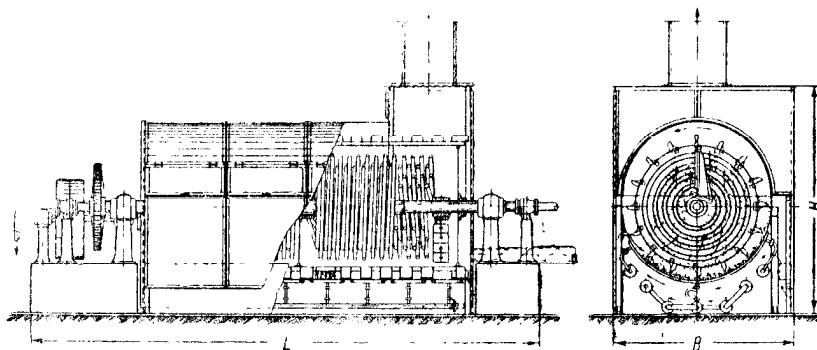
Производительность такой сушилки подсчитывается по величине поверхности нагрева. Для очень влажных материалов, как, например, отбросы пивоваренных и винокуренных заводов, можно принимать напряжение поверхности нагрева  $5 \div 8 \text{ кг/м}^2\text{час}$  при  $p = 2 \div 3 \text{ атм}$  и  $3 \div 6 \text{ кг/м}^2\text{час}$  при  $p = 0,5 \div 1,0 \text{ атм}$ . Для порошкообразных продуктов с невысокой влажностью эти напряжения лежат в пределах  $0,5 \div 2 \text{ кг/м}^2\text{час}$ .



Фиг. 151.

ТАБЛИЦА 37

Наименование показателей	Поверхность нагрева $H \text{ м}^2$						
	19,0	26,8	34,4	53,3	61,8	103,8	130,1
Длина в м . . . . .	4,6	5,6	6,6	6,6	7,6	8,6	9,2
Ширина в м . . . . .	1,5	1,5	1,5	1,8	1,8	2,0	2,4
Высота (без трубы) в м . . . . .	2,0	2,0	2,0	2,3	2,3	2,7	3,3
Потребная мощность $N$ в л. с. . . . .	2,0	2,5	3,0	4,0	5,0	6,0	7,0
Вес $G$ в т . . . . .	3,4	4,2	5,0	6,3	7,3	10,8	16,8

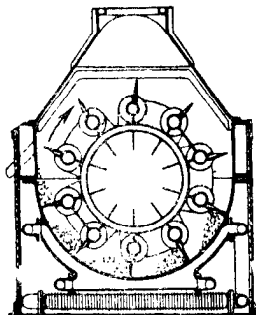


Фиг. 152.

2. В случае, когда поверхностью нагрева служит лишь корыто, мешалки устраиваются в виде обычных лопастей различных видов и форм, а корыто выполняется в виде двухстенного полуцилиндра, во внутреннюю полость которого вводится пар.

Напряжение поверхности нагрева можно считать, как и для сушилок первой группы.

3. Имеется конструкция, в которой поверхностью нагрева служат и *трубки* и *корыто*. Этот тип, скомбинированный из первой и второй групп, имеет большую поверхность нагрева. На фиг. 151 изображен разрез такой сушилки. Здесь несколько иное расположение пучка труб (чем у сушилки на фиг. 150) и крепление лопаток; для некоторых материалов подогреваемое паром корыто  $a_3$  выполняется в виде чугунной коробки. Специальное приспособление  $d$  служит для очищения лопаток от прилипшего продукта. Воздух, подогреваемый батареей  $r$  и наружной стеной корыта, вводится в полость сушилки и затем отработанный отсасывается вытяжной трубой.



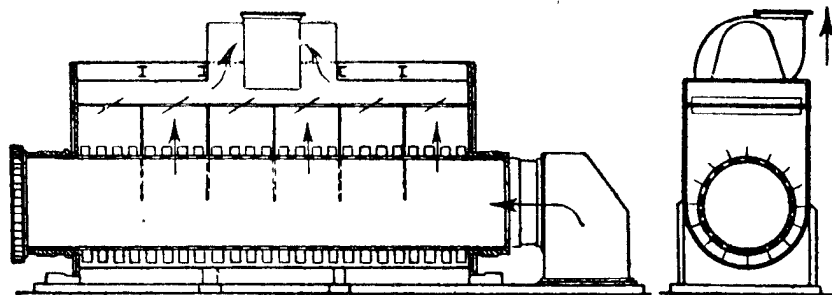
Фиг. 153.

Иногда заменяют пучок труб змеевиком с различным диаметром спиралей (фиг. 152); направление вращения соответствует направлению спиралей и помогает сбору конденсата к пустотелому валу. Корыто выполняется из двухстенных, подогреваемых паром железных сварных плит. Эластичность спиралей при расширении и большая поверхность нагрева в малом объеме являются положительными сторонами этой конструкции. Напряжение поверхности нагрева примерно то же, что и для сушилки первой группы. Размеры и характеристика сушилки приведены в табл. 38. Попытки увеличить поверхность нагрева привели к схеме сушилки, изображенной на фиг. 153. Пучок труб насажен на двухстенном обогреваемом паром цилиндре; материал проходит вначале внутри цилиндра, а затем только захватывается мешалками и передается по наружной концентрической поверхности снова к стороне загрузки.

Расчет сушилок указанных трех групп производится по  $Jd$ -диаграмме по варианту с частичным или полным подогревом в сушильной камере.

ТАБЛИЦА 38

$L$	3 800	4 800	5 800	4 800	5 800	6 800	6 800	6 500	7 500	мм
$B$	1 680	1 680	1 680	1 900	1 900	1 900	2 110	2 400	2 400	мм
$E$	2 300	2 300	2 300	2 500	2 500	2 500	2 770	3 100	3 100	мм
$H^1$	10	15	25	35	45	55	70	100	125	м <sup>2</sup>
$N^1$	1,5	2,0	2,5	4,0	4,5	5	9	15	17	л. с.
$G^1$	2,7	3,5	4,4	5,1	6,2	7,6	11,0	14,0	16,0	т



Фиг. 154.

4. На фиг. 154 изображена сушилка, в которой сушка происходит только дымовыми газами или воздухом. Газы входят во внутренний цилиндр с отверстиями, покрытыми сеткой, на котором насажены лопатки; пронизав материал при перемешивании в поперечном направлении, насыщенные газы отводятся в атмосферу. Сушилка разделена перегородками на несколько отделений, каждое из которых имеет свой

<sup>1</sup>  $H$  — поверхность нагрева в м<sup>2</sup>;  $N$  — потребная мощность в л. с.,  $G$  — вес в т.

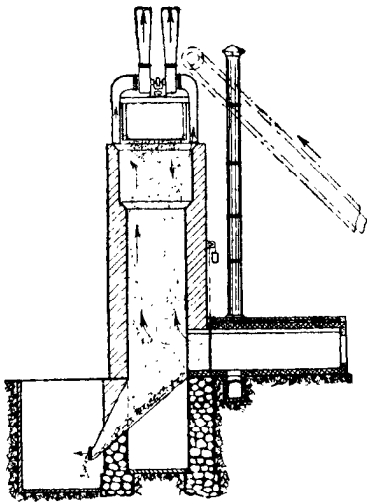
клапан; таким образом возможно лучшее использование газов или воздуха, особенно в том месте, где материал уже подсушен; а также возможно достигнуть вообще более равномерного распределения потоков. Сушилка эта, как ясно из чертежа, работает по схеме с поперечным потоком воздуха. Сопротивление системы проходу газов зависит от толщины слоя и свойств материала. В зависимости от температуры газов или воздуха и характеристики материала, главным образом, от длительности сушки, определяется пропускная способность таких сушилок.

Вращение мешалки осуществляется при помощи зубчатых венцов; число оборотов колеблется от 2 до 8 об/мин.

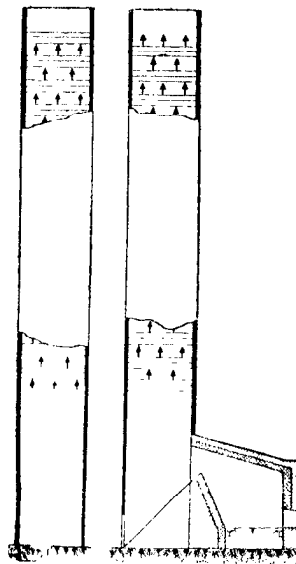
Некоторые авторы предлагают характеризовать такие сушилки, так же как и барабанные, напряжением объема по влаге, подсчитывая объем по наружному размеру барабана без вычета объема внутреннего цилиндра. Так, например, по опытам сушки жома (отходы сахарных заводов)  $w_1 = 84\%$ ;  $w_2 = 12\%$ <sup>1</sup>;  $\frac{W}{ZV} = 90,4 \text{ кг/м}^3\text{час}$  при  $t_1 = 500^\circ \text{C}$  и  $t_2 = 134^\circ \text{C}$ , в то время как в барабанной сушилке при  $t_1 = 386^\circ \text{C}$  и  $t_2 = 107^\circ \text{C}$   $\frac{W}{ZV} = 97,5 \text{ кг/м}^3\text{час}$ .

### 7. ШАХТНЫЕ СУШИЛКИ

Применяются только для сыпучих материалов. К этому классу сушилок относятся те конструкции, в которых материал движется в период сушки вертикально за счет собственного веса. В течение этого периода материал пронизывается или дымовыми газами или воздухом, иногда одновременно нагреваясь у горячих поверхностей нагрева, которые он омывает при движении. Глав-



Фиг. 155.



Фиг. 156.

ными преимуществами таких сушилок является почти полное отсутствие расхода энергии на передвижение материала (не считая подъема), значительное удешевление конструкции и простота обслуживания. Особенно они хорошо применимы в тех случаях, когда материал по ходу производства уже поднят на достаточную высоту.

Эти сушилки различаются друг от друга принципом движения материала по шахте.

1. Материал движется по шахте со скоростью свободного падения.
2. Свободное падение материала искусственно по пути замедляется.

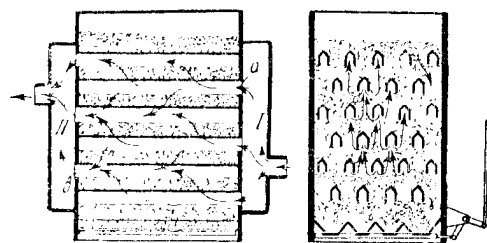
<sup>1</sup> „Wärme“ № 26, 1933 г.

3. Материал движется по шахте сплошной массой. Скорость этого текущего потока регулируется искусственным подпором внизу шахты. Подпор создает или постоянную или пульсирующую скорость вытекания. Шахта всегда заполнена сушильным материалом.

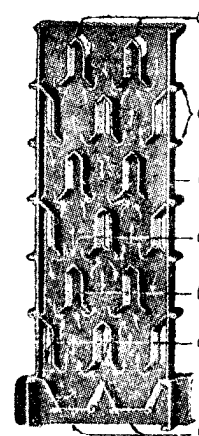
4. Скорость движения материала определяется скоростью транспортирующих механизмов, расположенных внутри шахты.

На фиг. 155 изображена схема шахтной сушилки ВТИ со свободным падением (система Ворошилова А. П. и Лурье М. Ю.). Сушилка предложена для материала, который содержит только поверхностную влагу (каменная соль), и проверена в полупромышленном масштабе. Материал распределяется равномерно по сечению (дождем) и падает по шахте книзу; навстречу материалу движутся газы (от падающей сбоку тонки), проходящие по шахте как за счет самотяги трубы, так и за счет тяги вентилятора. Таким образом движение дымовых газов и материала идет противотоком, причем температура газов, входящих в шахту, достигает приблизительно  $1000^{\circ}\text{C}$ ; материал при такой температуре находится в соприкосновении с газами лишь доли секунды. Увеличение высоты шахты вызывает уменьшение времени прохода в горячей зоне, несколько увеличивая полную длительность сушки.

Хорошие результаты с полупромышленной установкой были получены для соли при высоте шахты 15 м.



Фиг. 157.



Фиг. 158.

Производительность запроектированной шахты намечалась при высоте  $H = 15$  м и сечении шахты  $F = 2 \cdot 2 = 4$  м<sup>2</sup>;  $G_1 = 60$  т/час;  $w_1 = 8\%$ ;  $w_2 = 0,5\%$ .

На фиг. 156 изображена схема сушилки для руды, установленной на некоторых американских обогатительных фабриках (вторая группа). Здесь свободное падение материала задерживается полками в виде колосников, установленных в шахматном порядке по сечению шахты. Материал подается сплошной массой через воронку и распределяется колосниками по сечению шахты. Применяется такая сушилка, так же как и предыдущая, для удаления только поверхностной влаги, т. е. влаги, легко испаряемой, так как длительность падения исчисляется секундами. В обеих описанных сушилках отсутствует возможность регулировать длительность сушки, поэтому переход на более влажный материал должен обязательно сопровождаться проверочными опытами, без чего есть опасность получения недосушенного готового продукта. Сушилка, подобная изображенной на фиг. 156, размером шахты  $1 \times 1 \times 12$  м, установленная для руды размером куска до 25 мм, при  $w_1 = 10\%$  имела производительность 20 т/час.<sup>1</sup>

Внутреннее устройство шахт третьей группы бывает двойное.

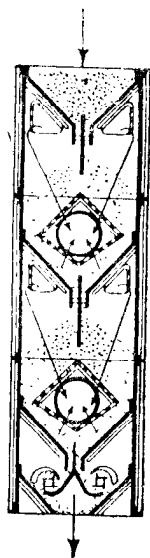
а) В одних вся шахта заполнена коробами с открытыми днищами (фиг. 157); одни ряды коробов (а) связаны с нагнетающей камерой сушилки I, а другие (b) с отсасывающей II. Воздух или смесь дымовых газов и воздуха, проходя из нагнетательных коробов ко всасывающим, продольным потоком пронизывает материал, распределяясь примерно так, как указано стрелками на фиг. 157 и 158 (система Randolph, Moris и ВТИ).

<sup>1</sup> Taggart-Handbook of Ore Dressing, стр. 1023.

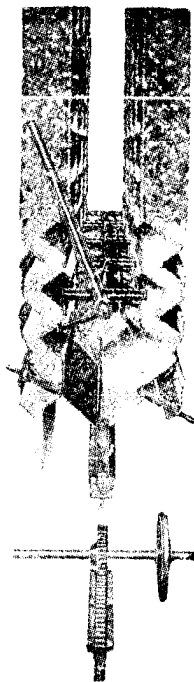


Регулировка транспорта осуществляется в некоторых конструкциях заслонкой на выгрузочной воронке сушилки (фиг. 158), а в некоторых (как, например, фиг. 157) для равномерного спуска зерна по всей ширине шахты подвешенной рамой, заменяющей при закрытом положении дно шахты; регулировка числа открытий в последнем случае осуществляется особым механизмом.

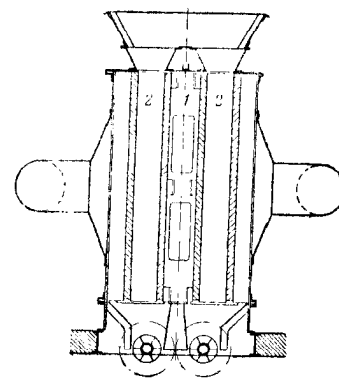
Иногда мелкие короба заменяются большими всасывающими и нагнетательными внутренними камерами с сохранением того же принципа движения воздуха. На фиг. 159 приведена схема такой сушилки. Здесь в каждой секции две нагнетательные камеры под бункером и одна центральная — всасывающая — в центре бункера. Схема движения воздуха ясна из чертежа. Степень заполнения этих сушилок меньше, сопротивление ввиду большего слоя выше, чем у сушилок по фиг. 157 и 158.



Фиг. 159.



Фиг. 160.



Фиг. 161.

б) В других конструкциях материал спускается вниз все время в виде столбика и пронизывается в это время поперечным потоком воздуха.

На фиг. 160 изображена одна из сушилок этого типа системы Hess для зерна.

При движении вниз столб зерна пересыпается с полки на

полку и перемешивается, а горячий воздух проходит в это время через слой. Воздух нагнетается в центральную камеру, образуемую двумя соседними колонками, и выходит в боковые камеры по другой стороне колонок.

Иногда спускающийся столб сыпучего материала бывает заключен просто между двумя сетками или жалюзи с постоянным или с переменным поперечным направлением воздуха через слой.

На фиг. 161 представлена схема сушилки для мытого угля, построенная по этому второму принципу; направление воздуха такое же, как и на фиг. 160 — поперечное; из внутренней камеры 1 воздух распределяется на два столба 2 с материалом.

Внутреннее устройство шахты в этих конструкциях более сложно, и по габариту такие сушилки менее выгодны, чем первые (фиг. 157 и 158). Кроме того, здесь иногда из-за одностороннего нагнетания воздуха или газа получается большая неравномерность сушки и понижение допускаемых температур; так как скорость выхода воздуха из сушилки определяется здесь полной площадью решеток, а в сушилке по фиг. 157 и 158 лишь выходным сечением коробов, в этой шахте можно применять большие полчи воздуха при малых скоростях выхода, что играет большую роль при пылящем материале.

Все шахтные сушилки третьей и четвертой группы работают при поперечном токе газов или воздуха, благодаря чему использование воздуха у них лучше

в верхних зонах; потенциал же сушки в нижних зонах достаточно велик. Несмотря на наличие перемешивания, допускаемая температура сушки в этих сушилках ниже, чем в барабанных, так как почти во всех конструкциях имеются частицы материала, отстающие от движения всей массы и находящиеся более длительный период в условиях высокой температуры входящего в слой воздуха. Поэтому во всех сушилках третьей группы особую роль приобретает равномерность движения материала по шахте. (У стены имеет место всегда замедление движения, в центре — ускорение.) Механизмы разгрузки должны быть расположены так, чтобы уменьшить эту неравномерность; короба внутри шахты, полки, шалюзи должны быть сконструированы с таким расчетом, чтобы не уменьшать равномерность движения.

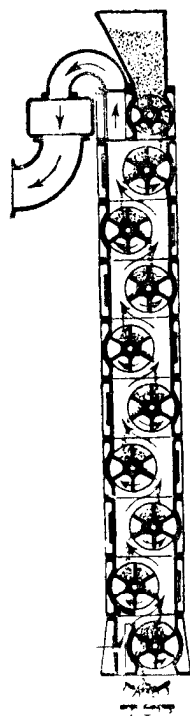
Для того чтобы не потерять преимуществ уменьшенного расхода энергии, шахтные сушилки должны быть всегда сконструированы таким образом, чтобы скорость прохода воздуха через материал была бы возможно малой, чем обеспечивается малое сопротивление, преодолеваемое вентилятором (обычная скорость  $0,2 \div 0,3$  м/сек, считая по незаполненному материалом сечению). При таких низких скоростях воздуха и малых сопротивлениях слоя особое значение приобретает равномерное распределение агента сушки как по высоте и ширине камер, так и по самым коробам.

Чем больше эта равномерность, тем большее количество материала участвует в процессе, тем ближе приближается влажность отдельных зерен к средней влажности всей партии и тем выше общая производительность сушилки.

Шахта может выполняться из дерева, железобетона, железа и других материалов в зависимости от температуры сушки и местных условий. Сушка материала может происходить или дымовыми газами от специальной топки, или отходящими газами котельной, или горячим воздухом, нагреваемым паровым или газовым (газовым) калорифером. Некоторые заводы для усиления эффекта сушки дополнительно вводят в шахту нагревательные поверхности.

Необходимость такой комбинации в каждом отдельном случае должна быть особо взвешена.

Ввиду дешевизны самой шахты сушилки, а также благодаря необходимости работать с малыми количествами воздуха или газа для уменьшения сопротивления слоя эти сушилки (третьей группы) рассчитываются в большинстве случаев на высокие степени насыщения уходящей смеси. Сопротивления слоя некоторых материалов в зависимости от скорости воздуха приведены в главе „Сопротивление сушилок и системы воздухопроводов“.



Фиг. 162.

Последняя группа сушилок (четвертая) встречается в различных оформлениях: или внутри шахты устроены движущиеся полки, или сбрасывающие с полок скребки, или опрокидывающиеся по высоте порционеры и т. д. Так как толщина слоя материала в этих случаях невелика и сопротивление проходу воздуха незначительно, эти сушилки всегда выполняются по основной схеме сушильного процесса, работая большей частью противотоком, и употребляются для материалов, легко отдающих влагу и имеющих низкую влажность. Время прохода в шахте малое — несколько минут.

На фиг. 162 приведена схема сушилки такого типа системы Farnham, применяемая для сушки мытого угля после обогащения. В шахте расположены ячейковые цилиндры — питатели, медленно вращающиеся в разные стороны от общего привода. Влажный уголь из воронки поступает в первый питатель и при его вращении пересыпается тонким слоем на следующий и т. д. (как ясно видно из чертежа); с последнего питателя сухой материал ссыпается в транспортер. Горячие газы поступают снизу и отсасываются сверху; возможно и обратное движение. Нижний и верхний распределители служат одновременно затворами, препятствующими прорыву газов из шахты.

## 8. СИТОЧНЫЕ СУШИЛКИ

Эти сушилки применяются главным образом в сельскохозяйственной и текстильной промышленности. Состоят они из целого ряда сит, расположенных друг над другом и пронизываемых горячим воздухом (например, как на фиг. 163).

Сито с готовым продуктом вынимается снизу шахты, весь пучок опускается, а сито, нагруженное влажным продуктом, поступает сверху; работа ведется противотоком. Иногда при работе параллельным током сито с готовым продуктом вынимается сверху, вся стопа сит поднимается, а сито с влажным продуктом вставляется снизу. Иногда эти сушилки строятся лишь с естественной тягой, создаваемой вертикальным столбом воздуха в самой шахте, иногда — с искусственной тягой, иногда с подогревом воздуха газовым калорифером, связанным в одно целое с сушилкой, иногда, наконец, работают горячим воздухом от отдельного парового или газового калорифера.

На фиг. 163 изображена сушилка с газовым калорифером и с естественной тягой системы Waas, применяемая главным образом в сельскохозяйственной промышленности для сушки плодов и овощей.

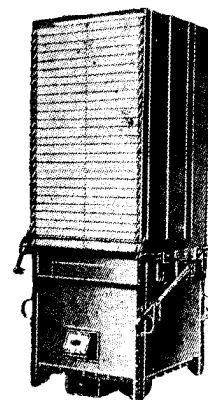
Характеристика этой сушилки такова:

Число сит	Размер сит в см	Вес в кг
22	80 × 90	680
24	90 × 100	900
26	100 × 110	1 000

Нагрузка в кг 1 м<sup>2</sup> сита сырого материала доходит при высоте сита

$h = 50$  мм до:

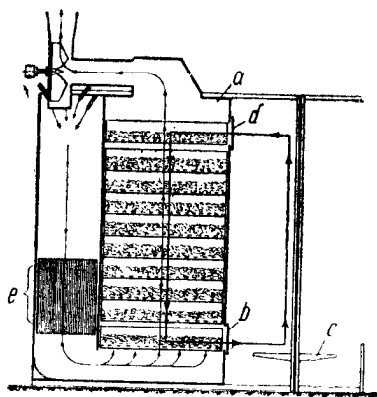
Яблоки, разрезанные на четверть	8 ÷ 10
Яблоки, разрезанные на ломтики	3 ÷ 6
Слива с косточкой	11 ÷ 15
Капуста	3 ÷ 4
Брюква, морковь	4 ÷ 6
Бобы	4 ÷ 5
Груши, половинки и неочищенные	4 ÷ 6



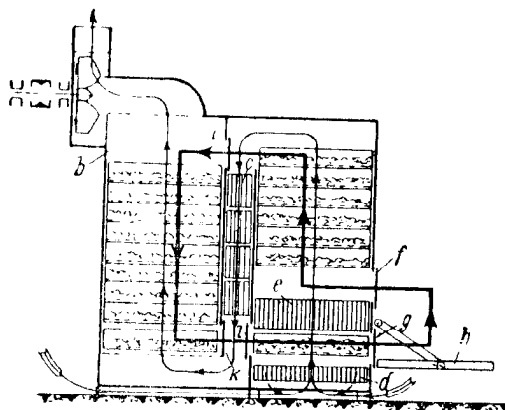
Фиг. 163.

Зная длительность сушки и нагрузку на сито, можно рассчитать для различных материалов производительность сушилки.

Имеются и более крупные по размерам сушилки, с большими ситами (высотой до 300 мм), с механическим опусканием верхнего и задвиганием нижнего



Фиг. 164.

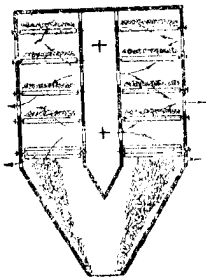


Фиг. 165.

сита, для сельскохозяйственной и текстильной промышленности (например, для шерсти и других волокнистых материалов) уже с паровым калорифером *e*, работающие по схеме с возвратом отработанного воздуха (фиг. 164). В более крупных моделях сушилок применен двойной ход товара и промежуточный подогрев воздуха (фиг. 165). Нагрузка на 1 м<sup>2</sup> сита такой сушилки доходит, например, для шерсти при слое в 200 мм до 12 кг/м<sup>2</sup> сухого товара.

Работает сушилка следующим образом (фиг. 165): сито с влажным материалом поступает при помощи особого стола *h* в пространство над вторым калорифером *e*; сито с готовым продуктом в последний момент находится между калориферами *d* и *e* и при его вынимании происходит соответствующее смещение (механическим путем) всех сит по направлению жирно вычерченной стрелки. Воздух поступает к первому калориферу, омывает сито с материалом перед выходом его из сушилки, затем проходит второй калорифер и первую вертикальную шахту, затем промежуточный калорифер *c* и вторую шахту с ситами и затем выбрасывается (тонкая линия). Движение сит в первой шахте параллельно, во второй — противоположно движению воздуха.

По иному принципу работает ситочная сушилка по схеме фиг. 166. Здесь сита жестко скреплены с конструкцией сушилки и расположены в несколько ярусов друг над другом. Материал периодически, равномерно загружается на верхнее сито, где он продувается горячим воздухом; через определенный промежуток времени, устанавливаемый в зависимости от длительности сушки, первое сито поворачивается и сбрасывает подсушенный продукт на второе сито, с которого материал перед этим пересыпался на третье сито и т. д. С нижнего сита при опрокидывании выдается готовый продукт. Все рамки поворачиваются последовательно. Воздух, нагнетаемый вентилятором, через центральный распределительный короб пронизывает слои материала, расположенные на ситах в направлении, указанном стрелками. Сита выполняются из рамок, на которых натянуты сетки или закреплены листы перфорированного железа. Размер рамки должен быть достаточный для свободного прохода материала и в то же время не так велик, чтобы образовывать на последующем полотне кучи, при которых воздух будет прорываться в местах с малой нагрузкой. Например, при завялке чайного листа размер рамки должен быть 300–400 мм, т. е. проход 150–200 мм (см. стр. 288).



Фиг. 166.

## 9. СУШИЛКИ, РАБОТАЮЩИЕ ПО ПРИНЦИПУ РАСПЫЛИВАНИЯ МАТЕРИАЛА

Для сушки многих материалов в форме жидкости (молоко, дрожжи, альбумин, красители, растворы и т. д.) часто применяются сушилки, работающие по принципу распыливания материала. Сам принцип распыливания применяется широко для аэрации, смешения, теплообмена, состава эмульсии и т. д. Чрезвычайно большая поверхность испарения, образуемая при распыливании на весовую единицу материала, позволяет уменьшить длительность сушки до долей секунды ( $\frac{1}{30}$  —  $\frac{1}{50}$ ). Температура воздуха в этих сушилках может быть более высокой за счет малого времени соприкосновения воздуха с материалом.

Основными условиями достижения эффективной работы распылительных сушилок являются: 1) Равномерное и достаточно тонкое распыление высушиваемой жидкости. 2) Совершенное перемешивание распыленной массы с нагретым воздухом или газами. 3) Полное отделение высушенных частиц от уходящего сушильного агента. Применяются следующие способы распыления материалов: 1) механическое распыление; 2) пневматическое распыление; 3) центробежное распыление.

Механическое распыление производится форсунками под давлением самой жидкости. Из наливного бака жидкость передается насосом к бачку с постоянным давлением — аккумулятору (излишек жидкости через предохранительный клапан снова стекает в наливной бак или во всасывающую линию) и оттуда к форсункам. Давление распыливания применяется от 30 — 200 ат. Размер капель при этом способе распыливания зависит от давления жидкости, диаметра форсунки и ее характеристики, от свойств материала (вязкость) и т. п.

Пневматическое распыление жидкости производится под действием сжатого воздуха. Для распыливания применяется воздух с давлением от 0,75 до 10 ат. Расход воздуха зависит от конструкции форсунки и свойств жидкости. По данным

американских фирм расход воздуха составляет  $\sim 0,25 \text{ м}^3$  на 1 кг воды при давлении воздуха в 4 ат.

В конструктивном отношении форсунки для механического и пневматического распыления аналогичны применяемым в топочной технике.

Распыливание под действием центробежной силы достигается подачей высушиваемой жидкости на быстро *вращающийся диск*. Конструкция диска и выбор окружной скорости зависят от физических свойств обрабатываемой жидкости, главным образом от вязкости. При обработке жидкости с малой вязкостью можно применять диск с двумя или более внутренними каналами, выбрасывающими струю около 10 мм (фиг. 167 а). Для обработки жидкостей с большой вязкостью применяется диск, имеющий форму тарелки с углубленным дном. Жидкость заполняет дно тарелки и по мере преодоления сил внутреннего трения сбегает к периферии, где за счет центробежной силы сбрасывается с краев борта тарелки в виде завесы (фиг. 167 б). На фиг. 168 изображен колоколообразный распылитель; жидкость подается через трубу *a* в верхнюю чашку *g*, проходит ряд отверстий и распределяется по колоколообразной поверхности *c*; стекая вниз к кромке, жидкость распыляется на малые частицы.

На фиг. 169 представлен диск с двумя поверхностями распыления. Здесь жидкость через трубу *a* попадает на диск *b*, где она получает повышенную скорость вращения перед переходом на две поверхности распыления *f* через вогнутые стенки *e*. Диск закреплен на валу при помощи шарового устройства, допускающего самобалансировку.

Число оборотов всех дисков от 4000 до 20000 об/мин.

Степень переменывания распыленной массы с сушильным агентом зависит как от формы факела, так и от способов подачи воздуха и его циркуляции в башне.

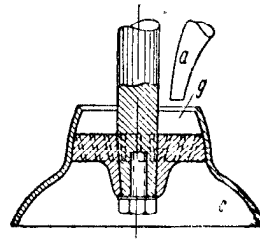


Фиг. 167а.



Фиг. 167б.

Движение воздуха в башне по отношению к материалу может быть параллельно-точное, противоточное или смешанное, причем оно может быть прямоли-



Фиг. 168.

нейным или вращательным. Подача воздуха производится сверху, снизу или сбоку башни. Распылители могут быть расположены вверх и вниз.

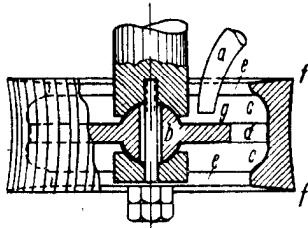
Характер циркуляции воздуха и равномерное распределение его по сечению башни имеют существенное значение для сушилок, работающих по методу распыления.

Исследование, проведенное сушильной лабораторией ВТИ по сушилке Геринга (фиг. 176), установленной на Московском мясокомбинате, показало влияние характера распределения воздуха по сечению башни. В этой сушилке (до наладки ее сушильной лабораторией) воздух, поступающий сверху, отклонялся при движении вниз в одну сторону. Отработанный воздух только частью отсасывался книзу, некоторая же часть с одной стороны башни поднималась обратно вверх. При такой циркуляции воздуха производительность аппарата составляла лишь 500 кг влаги в час. После выравнивания потока по всему сечению башни удалось повысить производительность аппарата до 805 кг испаренной влаги в час.

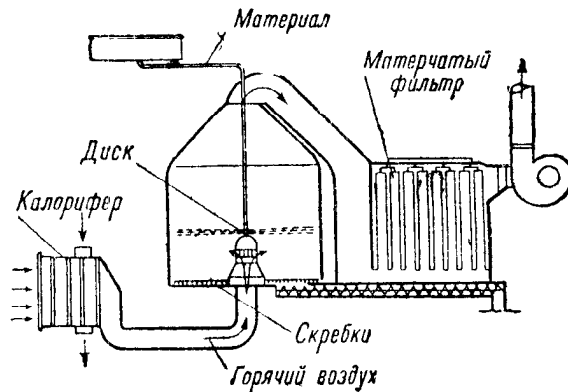
Напряжение башни, отнесенное к ее габаритным размерам, колеблется в промышленных установках в зависимости от температуры воздуха (при  $t = 100-200^\circ \text{C}$ ) от 1 до 8 кг/м<sup>3</sup>час. Сравнительно небольшие значения напряжения обуславливаются большими сечениями башни с целью получения небольших скоростей воздуха, порядка 0,2—0,4 м/сек. Опыты, проведенные в сушильной лаборатории ВТИ по испарению воды в сушильной башне, показали, что *эффективное* напряжение башни, т. е. отношение испаренной влаги к объему факела, значительно больше. По этим опытам было получено при температуре воздуха в  $130^\circ \text{C}$  при параллельном токе  $\frac{G}{V} = 52 \text{ кг/м}^3\text{час}$ , а при противотоке 22,8 кг/м<sup>3</sup>час. (При этом условно за объем факела был принят цилиндр с основанием, равным максимальному сечению факела, и

высотой, равной длине факела.) Эти опыты показывают значительное преимущество работы башни параллельным током по сравнению с противотоком. Преимущество этого тока (при подаче воздуха и материала сверху) заключается еще в том, что при этих условиях сухой материал не подвергается уже воздействию высоких температур.

Удовлетворительное протекание процесса сушки в башне требует наличия небольших насыщений воздуха. Допускается насыщение воздуха при выходе не выше 25%. (В опытах сушильной лаборатории с сушилкой Геринга на Московском мясокомбинате насыщение за башней составляет не больше 12,5%.) С этой точки зрения не следует слишком переоценивать сушилки, работающие с рециркуляцией воздуха. Применение рециркуляции воздуха фактически ведет к отказу от интенсивного испарения в начале процесса. По этой же причине нельзя рекомендовать и работу противотоком. Обычно



Фиг. 169.



Фиг. 170.

башня сушилки выложена внутри кафелем или метлахскими плитками, для того чтобы обеспечить лучшее ссыпание частиц сухого материала, что особенно важно в тех случаях, когда материал в сухом виде не выносит длительное пребывание в атмосфере горячего воздуха.

На фиг. 170 представлена схема установки, работающей по принципу центробежного распыливания, — аппарат системы Клаусе.

Жидкость из наливного бака, куда она в свою очередь может поступать уже после частичного выпаривания (для некоторых материалов, например, молоко, часть влаги до сушки удаляется испарителем, что дает уменьшение литража в три раза), поступает в напорный бак, откуда по трубе подается или сверху самотеком

(как на чертеже) или снизу — при помощи насоса — к распыливающему диску, вращающемуся от специальной турбины или мотора с таким расчетом, чтобы окружная скорость диска составляла около 100—160 м/сек (5 000 ÷ 20 000 об/мин). Воздух проходит через фильтр и калорифер и, нагревшись до нужной температуры, поступает в башню через распределитель, где и при-

ТАБЛИЦА 39

Производительность сушилки в кг влаги в час	Камера		Расход тепла кал/кг влаги	Расход энергии квтч/кг влаги	Напряжение кг/м <sup>2</sup> час
	Диаметр м	Высота м			
250	4,5	5,5	1 700	0,10	2,85
500	5,5	6,0	1 650	0,06	3,55
1 000	6,25	7,0	1 500	0,04	4,75

ходит в соприкосновение с мельчайшими частичками жидкости, быстро превращая ее в сухой порошок; этот порошок оседает на пол камеры, собирается скребками к шнеку выгрузочного приспособления; отработанный воздух проходит через матерчатый фильтр и затем уже выбрасывается вентилятором в атмосферу. Осажденная пыль при встряхивании поступает в шнек, выводящий продукт из башни.

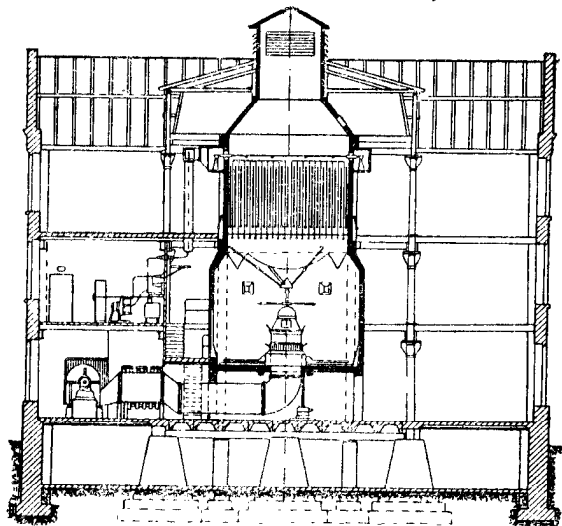
В табл. 39 приведены габариты сушильной камеры и примерный расход тепла и энергии при  $t = 80 - 100^{\circ} \text{C}$  (данные завода). Здесь нужно отметить, что у этих сушилок из-за малой степени насыщения ( $\varphi = 15 - 25\%$ ) отходящего воздуха тепловой эффект понижен. Главное достоинство этих сушилок — высокое качество материала, его

однородность и быстрота сушки. Пониженное  $\varphi_2$  побуждало искать повышения экономичности другим путем. Например, завод, изготовляющий сушилки Krause, в некоторых случаях ставил турбину для приведения в движение вентилятора; отработанный же пар из нее пускал в калориферы. Есть указания, что эти сушилки пробовали конструировать не только по основной схеме сушильного процесса, но и по схеме с возвратом отработанного воздуха. Однако этот метод в практике не привился.

Одной из главных составных частей этой сушилки, как видно из общего чертежа, является фильтр для отделения материала от уходящего воздуха; указанные расходы энергии в табл. 39 предполагают матерчатые фильтры Бета. (В некоторых установках принимается  $60 \text{ м}^3/\text{час}$  воздуха на  $1 \text{ м}^2$  поверхности рукава; см. далее главу „Пылеотделители“.) Осуществлена в настоящее время сушилка Krause и с электрическими фильтрами (фиг. 171). Фильтры расположены над сушильной камерой, и вся установка чрезвычайно компактна. Несколько увеличивается при этом стоимость установки, но зато получается значительная экономия на энергии.

Очистка отработанного воздуха в сушильных аппаратах, работающих по методу распыления, имеет большое значение, так как благодаря небольшой величине частиц материала унос его значительный. В опытах сушильной лаборатории с сушилкой Геринга унос в фильтры составлял 40% и более всего высушенного материала. Размеры частиц, полученных в распылительной установке Геринга, как в башне, так и в фильтрах указаны в нижеприведенной таблице. Следует заметить, что при рассмотрении под микроскопом многие частицы состоят из группы шариков.

Сита <i>отв/см<sup>2</sup></i>	Остаток	
	Башня %	Фильтр %
900	34,43	6,93
2 500	39,25	46,55
4 900	13,06	23,66
6 400	5,08	7,68
10 000	5,60	7,11
Дно	2,58	8,04



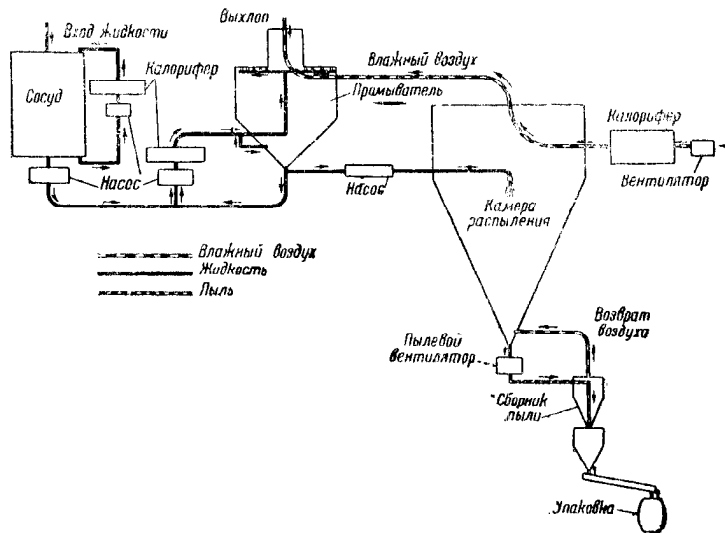
Фиг. 171.

Кроме матерчатых и электрофильтров в некоторых установках можно применять циклоны с последующим осаждением пыли в мокрых пылеотделителях. Особенно остро стоят вопросы пылеотделения *при сушке дымовыми газами* с высокой температурой, когда обычные матерчатые фильтры нельзя применять как вследствие высоких температур, так и вследствие замазывания сажей при растонках или при случайных разверках тонки. Применение мокрого пылеотделителя позволяет использовать для осаждения самую распыливаемую жидкость, что дает возможность обойтись уже без обратного высаживания пламма, направив эту жидкость с пылью в распылительную башню. На фиг. 172 - схема движения жидкости и запыленного воздуха на одной из сушилок химической промышленности. Здесь сухой пылеотделитель отсутствует, а вся жидкость, проходящая к сушильной камере, предварительно распыливается в пылеотделительной башне, где одновременно происходит частичное ее испарение. Пояснения, сделанные на фигуре, достаточны для усвоения схемы.

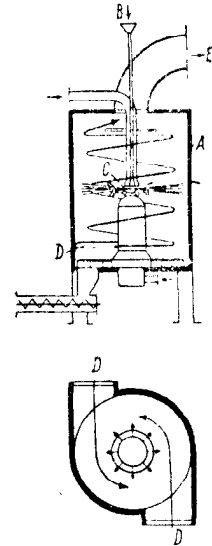
Некоторым видоизменением сушилки Krause является сушилка Zahn, схема устройства которой дана на фиг. 173. Здесь воздух (противоток) входит в камеру двумя тангенциальными потоками через отверстия *D* и, двигаясь по камере, как указано стрелкой, дает более широкое, равномерное по всему сечению и более длительное омывание распыленного материала, подведенного через трубку *B*.

Специальной трубкой горячий воздух направляется и непосредственно на поверхность распыливающего диска и способствует дополнительному размельчению материала.

На фиг. 174 представлена схема сушилки, работающей по принципу центробежного распыливания при параллельном токе. Диск подвешен на верху башни, где имеется специальный распределитель для воздуха. Отработанный воздух отводится внутренней трубой из конуса башни, продукт же собирается в воронке башни и отводится оттуда при открытии заслонки. Очистка воздуха от пыли происходит, как и у других подобных сушилок.

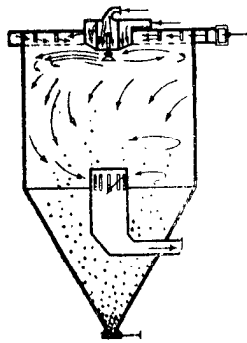


Фиг. 172.



Фиг. 173.

На фиг. 175 приведен пример установки, работающей по принципу воздушного распыливания жидкости. Действие аппарата следующее: жидкость насосом (или из сосуда 9) подается к распылителю 10 (форсунка), куда одновременно подводится сжатый воздух 2,5 атм; материал распыливается и распыленный омывается горячим воздухом с температурой 150° С, который подается в камеру 3 вентилятором 2 через калорифер 1. Воздух подается тангенциально в цилиндрическую камеру, расположенную над башней, и оттуда через решетку распределяется равномерно по площади башни, где идет параллельным током с продуктом. После сушки часть сухого материала выпадает в камере 3 (где  $t \approx 85^\circ \text{C}$ ), часть же оседает в циклоне 6, где за счет удлинения пути происходит частичная досушка и куда нагнетается отработанный воздух вентилятором 5; воздух из циклона поступает в промыватель 12, где распыливается насосом жидкость, идущая затем в сушилку; пройдя промыватель, очищенный воздух с  $t = 35^\circ \text{C}$  выбрасывается в атмосферу, а сам материал, нагрившись за счет тепла воздуха, поступает к форсунке; если используется для промывки вода, то к форсунке подводится жидкость из сосуда 9. Сухой материал выгружается из рукавов 11.



Фиг. 174.

На фиг. 176 приведена схема сушилки Геринга с механическим распыливанием жидкости на производительность 800 кг влаги в час. Сушилка имеет девять форсунок, вращающихся на общей раме (1,5 об/мин) и направленных факелом кверху. Жидкость из приемного бака подается к форсункам при помощи поршневого насоса под давлением 35 ат. (В других конструкциях давление для распыливания может доходить до 100 ат.) Горячий воздух подается сверху вниз и выходит из башни через два боковые отверстия к двум группам матерчатых фильтров.

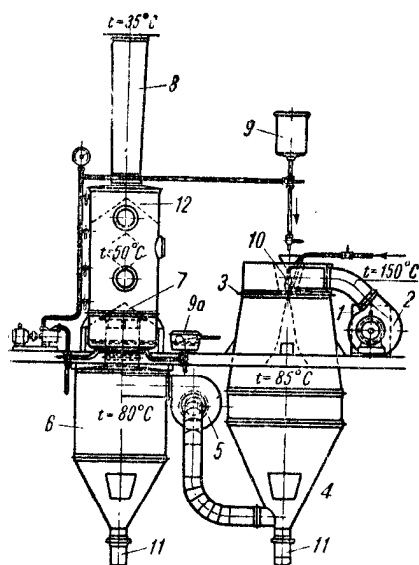


Недостаток второго и третьего способов распыливания заключается главным образом в постоянной опасности засорения форсунок, за счет чего или прекращается распыливание или выбрасываются более крупные капельки жидкости, которые уже не успевают высохнуть. Здесь также часто имеет место неравномерность распыливания. Кроме того, этим способом вообще не удастся распылить вязкие жидкости.

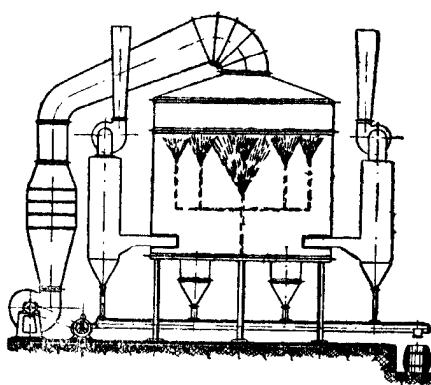
Установка типа Krause, таким образом, дает лучшие результаты, но относительно более дорога.

Влажность сухого материала при всех трех способах может доводиться до  $1 \div 5\%$ , а в некоторых случаях и до  $0,2\%$ . Тонкость распыливания жидкости зависит от ее консистенции, начальной влажности и от метода распыливания; как правило, чем ниже начальная влажность и чем выше вязкость, тем крупнее капли и частицы порошка.

Поверхность испарения на 1 л жидкости может доходить до  $300 \text{ м}^2$ , а длительность



Фиг. 175.



Фиг. 176.

сушки — до  $\frac{1}{40}$  сек. Для материалов, даже боящихся окисления на воздухе, эта длительность сушки допустима, и сушка воздухом безопасна.

По опытам сушильной лаборатории ВТИ крупность капель чистой воды в микронах при распылении форсункой с отверстием  $0,2 \text{ мм}$  при разных давлениях составляла в %:

Форсунка  $\varnothing = 0,2 \text{ мм}$

$\mu$	$p \text{ ат}$		
	40	50	20
6,25	76,4%	75,8%	58,4
12,5	19,1	21,0	33,75
25,0	2,97	2,09	6,52
37,5	0,87	0,76	0,22
50	0,29	0,2	0,08
62,5	} 0,37 {	0,08	} 1,03
75		0,07	
250			

## 10. ВАЛЬЦОВЫЕ СУШИЛКИ

У этого типа сушилок материал в жидком или тестообразном состоянии накладывается тем или иным способом тонким слоем  $0,1 \div 1 \text{ мм}$  на вальцы, обогреваемые паром, водой или маслом. Вальцы вращаются, и материал успевает за один оборот высохнуть и снимается с поверхности вальца специальными ножами (бывают случаи, когда механическая очистка ножами недостаточна, а в этом случае дополнительно применяются химические методы очистки вальца).

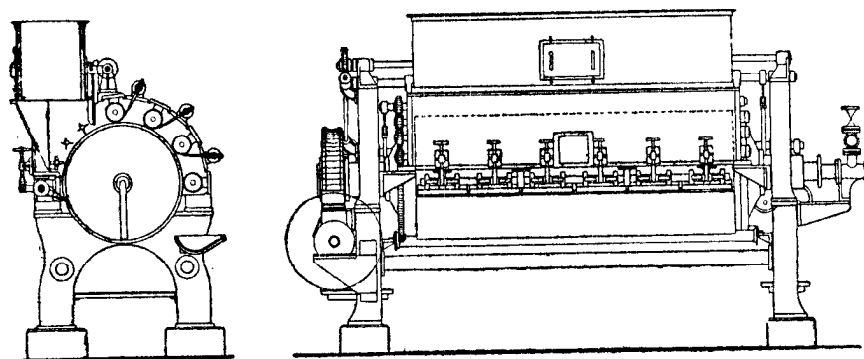
Ножи расположены по всей образующей цилиндра и состоят из отдельных частей для лучшего прилегания к цилиндру. Обычно длина каждой части  $400 \text{ мм}$ . Большая длина ножа требует большей точности в изготовлении вальцов.

Длительность сушки слоя материала бывает весьма малой и определяется числом оборотов вальца, которое обычно находится в пределах  $2 \div 8 \text{ об/мин}$ ; это дает длительность сушки от 7 до 30 сек.

Особое значение для качества сушки имеет *равномерность наложения слоя* как по толщине, так и вдоль цилиндра. В зависимости от состояния жидкости, ее температуры и влажности, температуры вальцов минимальная толщина слоя бывает различной.

Пар подводится через одну цапфу, а конденсат при помощи черпаков или всасывающей трубки выводится из полости цилиндра или через ту же или другую цапфу. Первый способ вывода конденсата применяется чаще, поскольку в этом случае на свободной цапфе цилиндра закрепляется приводной механизм.

Допускаемая материалом температура влияет на выбор теплоносителя. Так, паровой подогрев допускается для материалов, выдерживающих в сухом состоянии температуру в  $100\text{--}110^\circ\text{C}$ ; подогрев водой применяется для более низких температур; поскольку увеличение давления теплоносителя в вальцах вызывает их удорожание за счет усиления толщины стенки (обычно не допускают давление выше  $4\text{ атм}$ ), при более высоких температурах применяют масло, нагреваемое до  $250^\circ\text{C}$ ; в этом случае вальцы работают без давления. Возможно в подобных случаях применение дифениламина, имеющего точку кипения при более высоких температурах ( $t \approx 300^\circ\text{C}$ ). Применение для нагрева цилиндра дымовых газов не получило распространения.



Фиг. 177.

Характеристикой сушилки при определении ее мощности является напряжение поверхности нагрева вальца, т. е. количество влаги, испаряемой в 1 час с  $1\text{ м}^2$ . Это напряжение зависит от свойств [материала и давления пара или температуры теплоносителя.

Расход тепла для таких сушилок составляет  $750\text{--}900\text{ кал/кг}$  испаренной влаги, поскольку здесь имеют место в основном потери тепла в окружающую среду и потери тепла с продуктом.

Обычно над вальцовыми сушилками устанавливается зонт с естественной или побудительной вытяжкой для отвода образовавшихся водяных паров, реже кожух со специальным отсосом.

При нагреве вальцов паром для улучшения коэффициента теплопередачи от пара к стенке и материалу важно выводить из полости воздух, попадающий с паром или из системы при охлаждении цилиндра. Этот отвод осуществляется периодическим открытием воздушного крана или на конденсационном горшке или на одном из днищ цилиндра. Наличие воздуха влияет и на температуру конденсирующегося пара, которая в этом случае будет ниже за счет уменьшения парциального давления пара в смеси с воздухом (см. стр. 224).

Равномерная раздача пара по длине внутрь вальцов осуществляется в некоторых конструкциях специальной трубой с отверстиями, дающими струю на поверхность цилиндра. Для равномерности нагрева вальцов толщина стенок должна быть одинаковой, для чего лучше их проточить. Ребра не применяются, так как они ухудшают равномерность прогрева и служат причиной деформации.

Вальцовые сушилки можно разбить на три группы: *одновальцовые, двухвальцовые и со смачиванием цилиндра.*

На фиг. 177 изображена одновальцовая сушилка, применяемая для сушки вареного картофеля. Здесь накладывание слоя происходит специальными ворошителями (которые одновременно препятствуют образованию комков и пригоранию массы), причем далее полученная пленка прижимается и уплотняется роликами. Из чертежа видно устройство валцов, корпуса, ножей, механизма движения, как подводится пар и отводится конденсат.

В табл. 40 приводятся основные характеристики одновальцовых сушилок, которых можно придерживаться при проектировании.

ТАБЛИЦА 40

№ по пор.	Поверхность нагрева $M^2$	Цилиндр		Длина	Ширина	Высота	Вес кг	Установленная мощность л. с.
		Диаметр $D$ мм	Длина $L$ мм					
1	4,84	700	2 200	4 000	1 800	2 500	4 850	2,0
2	6,79	900	2 400	4 400	2 200	2 800	6 150	3,0
3	8,29	1 000	2 640	5 600	2 200	3 000	8 500	4,0
4	12,6	1 250	3 200	5 900	2 500	3 300	12 800	6,0

Напряжение поверхности нагрева для современных одновальцовых сушилок для вареного картофеля при сушке от влажности  $w_1 = 75$  до  $w_2 = 12\%$  составляет  $\frac{W}{ZF} = 75 \text{ кг/м}^2\text{час}$  при давлении пара 3—5 *ати*, где  $F$  — полная поверхность цилиндра.

Дрожжи, например, при сушке от влажности  $w_1 = 87$  и до  $w_2 = 10\%$  при  $p = 3-4$  *ати* дают  $\frac{W}{ZF} = 35 \text{ кг/м}^2\text{час}$  и при  $p = 1-2$  *ати*  $\frac{W}{ZF} = 18 \text{ кг/м}^2\text{час}$ .

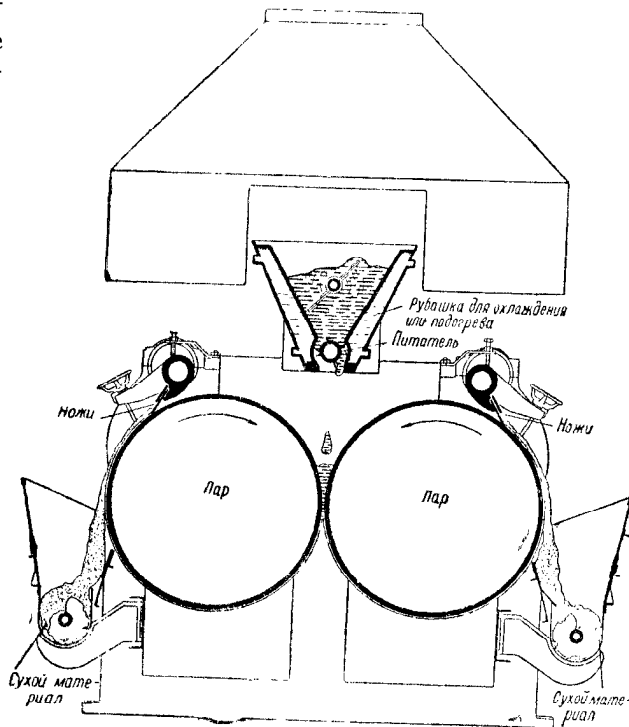
На фиг. 178—180 представлены схемы двухвальцовых сушилок Buffalo для различных материалов. Здесь материал поступает между двумя горячими вальцами, регулируя которые, можно получить необходимую толщину слоя (расстояние всегда меньше 1 мм).

А) Материал пастообразный поступает из сосуда с мешалкой (фиг. 178).

В) Полужидкий или жидкий материал разливается из корыта по всей длине цилиндра (фиг. 180).

С) Жидкий материал раздается по длине цилиндра трубкой с отверстиями (фиг. 179).

Для густых материалов у этих сушилок отпадает необходимость в накладывающих вальцах, однако возникает целый ряд неудобств, как конструктивных, так и эксплуатационных: поверхность используется недостаточно полно, попадание



Фиг. 178.

постороннего тела и недостаточность пружинения вызывают порчу у вальца и механизмов и т. д. Эти сушилки имеют меньшее напряжение поверхности нагрева, чем

ТАБЛИЦА 41

№ по пор.	Цилиндр		Габариты		Вес т
	D мм	L мм	Длина мм	Ширина мм	
1	610	914	2 850	2 500	2,9
2	813	1 321	4 450	2 750	5,9
3	813	1 829	4 850	2 750	6,4
4	813	2 286	5 500	2 750	6,9
5 <sup>1</sup>	1 067	2 286	5 800	3 380	12,1

одновальцовые, что для некоторых материалов, например, картофеля, делает их менее экономичными (для картофеля  $\frac{W}{ZF} = 40 \text{ кг/м}^2\text{час}$  против  $75 \text{ кг/м}^2\text{час}$  полной поверхности вальцов).

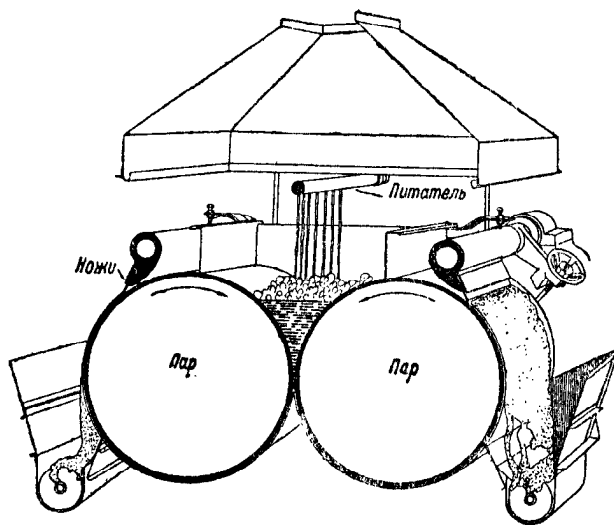
Для ориентировки приводим основные характеристики сушилок этого типа (табл. 41).

Расход силы на вращение у этих сушилок мало отличается от расхода одновальцовых.

Некоторые заводы выполняют двухвальцовые сушилки, представляющие собой конструкцию двух одновальцовых сушилок в одном агрегате. Такая сушилка вы-

ходит более компактной, чем две одновальцовые, и обходится дешевле. Напряжение поверхности нагрева у нее примерно такое же, как и у одновальцовых. На фиг. 181 приведен схематический разрез такой сушилки для сушки вареного картофеля вместе с мешалками для ворошения слоя, действующими от эксцентриков.

На фиг. 182—185 приведен ряд схем сушилок системы Buffalo, у которых вальцы смачиваются жидкостью при помощи различных приспособлений. Все эти сушилки широко применяются для легко текучих жидкостей в химической и пищевой промышленности.



Фиг. 179.

В схеме фиг. 183 смачивание происходит при помощи специального распылительного быстроходного валика с насечкой, который погружен в корыто с жидкостью. Регулировка распыла и толщины слоя достигается специальными ножами на валике и основном цилиндре.

Уровень жидкости у распылительного валика поддерживается постоянным при помощи заслонки, регулирующей поступление из соседнего наливного бака. В этих сушилках рекомендуют сушить жидкости, которые при погружении на горячую поверхность дают вскипание, не дают осадка и где требуется получить после сушки плотный продукт.

В схеме фиг. 182 смачивание происходит жидкостью, стекающей по лотку в сосуд с мешалкой, откуда насосом жидкость снова подается в раздающую трубу и через несколько патрубков к лотку. Эта сушилка рекомендуется для таких растворов, которые могут высаживаться и нарушать концентрацию при питании вальца. На лотке имеется регулирующая перегородка, которая обеспечивает однородный разлив по всей длине; прижим самого лотка также регулируется.

В схеме фиг. 184 смачивание жидкостью происходит из бака, расположенного под сушилкой, специальным насосом через трубу, подведенную к лотку

<sup>1</sup> Имеются сушилки, выполненные другими заводами, с  $D = 1\,350 \text{ мм}$  и  $L = 3\,100 \text{ мм}$ .

у самого цилиндра. Жидкость смачивает поверхность цилиндра; избыток сливается снова в сосуд, из которого насос качает жидкость в лоток. В лотке поддерживается небольшое давление. Регулировка слоя происходит специальным ножом. Сушилка применяется для клейких материалов.

В схеме фиг. 185 смачивание происходит при погружении вальца в сосуд, в котором находится жидкость, охлаждаемая и перемешиваемая мешалкой (в зависимости от чувствительности к температуре и степени осаждения). Так же как и во всех других подобных сушилках, регулировка слоя производится специальным ножом. В этих сушилках возможно смачивание и более густыми растворами и жидкостями, содержащими взвешенные частицы, которые трудно перекачивать и которые обладают свойством истирать механизмы.

Для ориентировки в табл. 42 приведены основные характеристики сушилок последней группы (фиг. 182 - 185).

Потребная мощность примерно такая же, как сушилок по табл. 40.

Некоторые заводы изготовляют эти сушилки с глубоким погружением, и тогда сухой продукт снимается ножами не только со стенок цилиндра, но и с торцов.

Вальцовая сушилка со смачиванием цилиндра при помощи специального накладывающего валика представлена схематически на фиг. 186. Сушилка отличается от описанных выше одновальцовых только механизмом накладывания слоя, который состоит из двух валиков, один из которых вращается в жидкости, защищенной от лучеиспускания обогреваемого цилиндра.

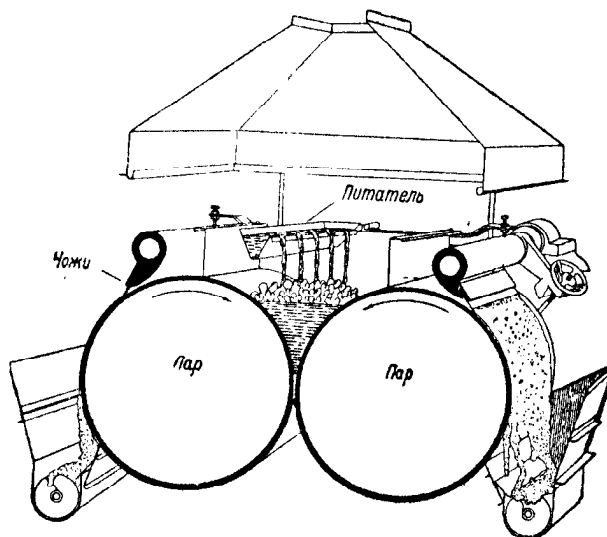
Завод Buffalo комбинирует некоторые схемы *сдвоенных одновальцовых сушилок*, например, как на фиг. 187. В этом случае сокращаются габариты, удешевляется оборудование, и имеется возможность сосредоточить внимание при крупных производительностях на меньшем количестве агрегатов.

Напряжение поверхности нагрева у сушилок со смачиванием доходит до  $\frac{W}{ZF} = 30 \div 70 \text{ кг/м}^2\text{час}$  в зависимости от рода жидкости и давления пара, предполагая, что после сушки мы имеем порошок с низкой влажностью ( $2 \div 10\%$ ). При возможности досушки пасты на других сушилках вальцы могут производить сгущение и до более высокой влажности. В этом случае напряжение будет значительно выше. Например, для уксуснокислого кальция  $w_1 = 68 \div 71\%$ ,  $w_2 = 48 \div 50\%$ ;  $\frac{W}{ZF} = 96 \div 118 \text{ кг/м}^2\text{час}$  (при давлении пара 2—3 атм).

Для получения более высоких напряжений поверхности нагрева желательно работать с большими температурами вальцов, однако увеличение температуры при

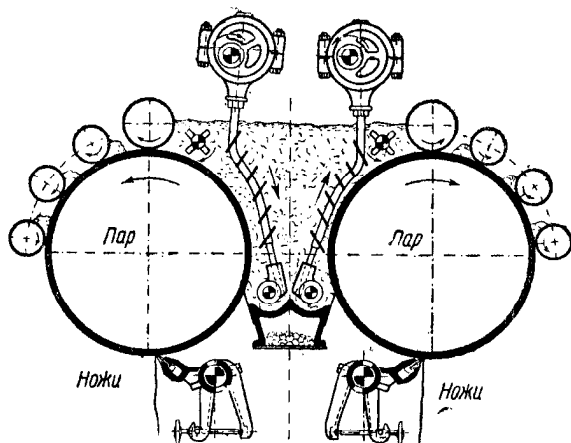
ТАБЛИЦА 42

№ по пор.	∅	L	Габариты		Вес т
	мм	мм	Длина мм	Ширина мм	
1	610	508	1 520	1 220	1,0
2	1 220	1 016	3 200	2 130	5,4
3	1 220	1 829	3 800	2 135	7,3
4	1 524	1 829	5 080	2 440	12,9
5	1 524	3 658	6 710	2 440	17,3
6	1 830	3 658	6 710	2 745	20,9

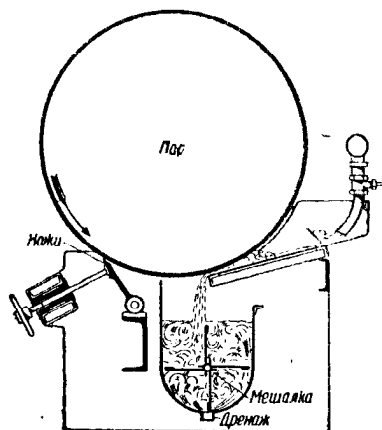


Фиг. 180.

нагреве паром требует увеличения давления и связанного с этим удорожания парового хозяйства и самих сушилок. В таких случаях применяют иногда вместо пара для нагрева валцов горячее минеральное масло, давление которого до  $t = 350^{\circ}\text{C}$  почти не повышается. На фиг. 188 ясно видно, как изменяется давление пара и масла в зависимости от температуры. Так как доминирующим в тепло-

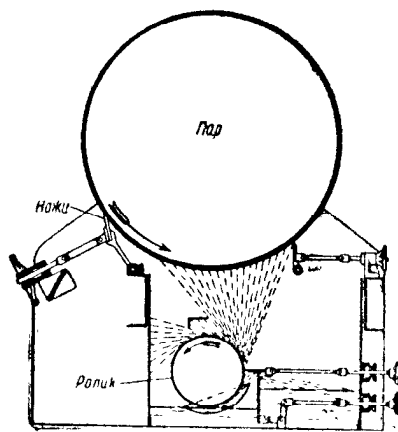


Фиг. 181.

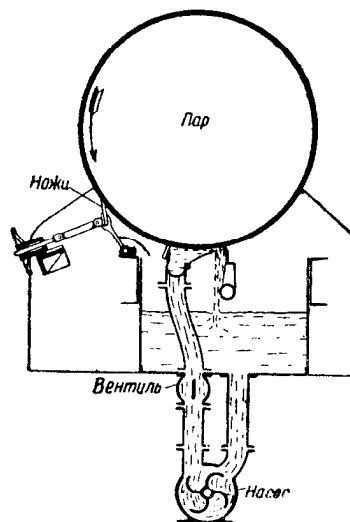


Фиг. 182.

передаче является сопротивление перехода тепла от металлической стенки к материалу, то замена конденсирующегося пара маслом при повышении температурной среды дает улучшение эффекта испарительности примерно при  $t = 250^{\circ}\text{C}$  на 30—35%. Тут следует учесть тот положительный фактор, что при заполнении всего цилиндра маслом мы избегаем воздуха, который ухудшает при подогреве паром коэффициент теплопередачи в верхней части поверхности цилиндра.



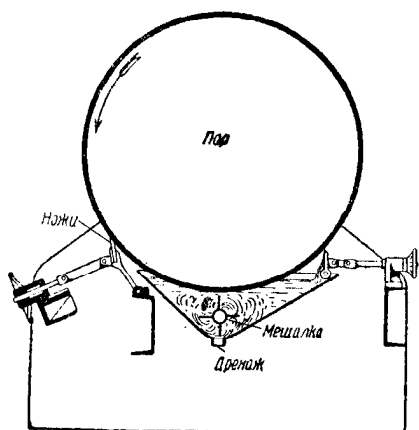
Фиг. 183.



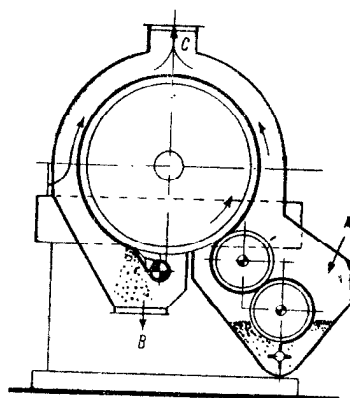
Фиг. 184.

При работе с маслом (иногда очищенная нефть) нужно избегать нагрева выше  $300\text{--}350^{\circ}\text{C}$ , так как давление, как видно из фиг. 188, уже в этом случае не падает при охлаждении; кроме того, выделяется внутри труб коксующийся слой, ухудшающий эффект теплопередачи и способствующий пожару и взрыву. На фиг. 188а приведена схема вальцовой сушилки с подогревательным устройством для масла; схема движения масла ясна из чертежа. Вся система работает

почти без давления<sup>1</sup> (за исключением небольшого напора, нужного для прокачивания масла через вальцы), имея на линии расширительный бачок и воздушную трубу.

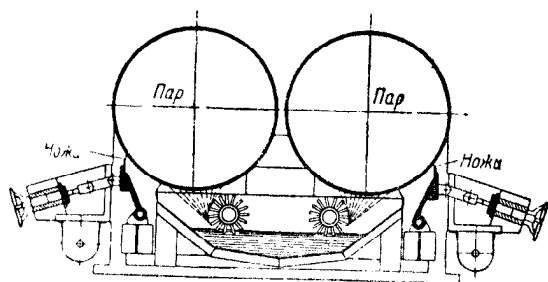


Фиг. 185.

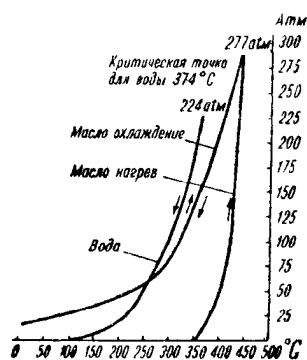


Фиг. 186.

При сушке таких пастообразных материалов, которые при нагреве и частичном высыхании схватываются, применяют особого рода вальцовые сушилки, на которых происходит грануляция продукта с целью дальнейшей сушки его на сушилках, предназначенных для кусковых материалов.

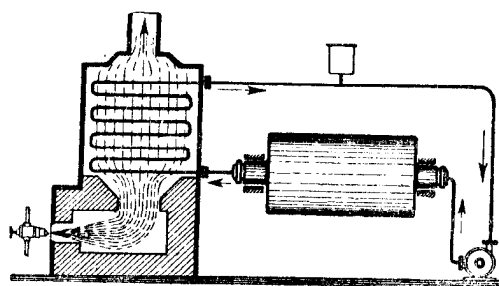


Фиг. 187.

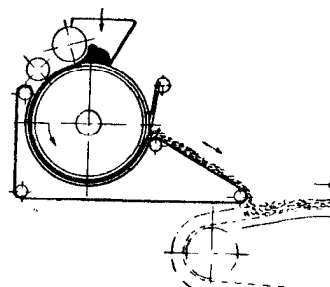


Фиг. 188.

У этих сушилок на поверхности валцов имеются канавки глубиной  $4 \div 6$  мм, в которые специальным нажимным роликом запрессовывается материал; после



Фиг. 188а.



Фиг. 189.

грануляции продукт снимается специальными гребенчатыми ножами. Чтобы избежать выпадения материала из канавок, вальцы обхватываются на части поверхности лентой,

<sup>1</sup> Тут можно ожидать в дальнейшем применения химических соединений, допускающих высокие температуры кипения: дифенил, дифениламин и разные смеси этих элементов (при  $p = 1 \text{ атм}$   $t_{\text{кип}} = 250-300^\circ \text{C}$ ).

которая для лучшего впитывания влаги может быть выполнена из сукна и других гигроскопических материалов. Подобно сукнам у бумажных машин эта лента может высушиваться в специальной сушилке. Сушилка предложена заводом Imperial в 1936 г. (фиг. 189). При сушке пасты с влажностью  $W_2 = 50\%$  снижение влаги на вальцах было  $\sim 10\%$ . Дальнейшая досушка гранул шла на ленточной сушилке при поперечной продувке слоя.<sup>1</sup>

## 11. ПНЕВМОСУШИЛКИ

Пневмосушилки рекомендуются только для сыпучих материалов.

В этих сушилках материал транспортируется во взвешенном состоянии при помощи того же воздуха или дымовых газов, являющихся теплоносителем. В отличие от других, ранее рассмотренных сушилок для них количество воздуха, определенное расчетом, изложенным в главе „Статика сушильного процесса“, должно быть проверено на транспорт материала, т. е. должно быть проверено, достаточны ли получаемые скорости воздуха для того, чтобы поднять материал и сообщить ему скорость, большую скорости витания. (Скорость витания материала определяется скоростью воздуха, направленного навстречу падающему материалу, при которой наступает равновесие между силами подъема и весом частицы.) Эта основная особенность пневмосушилок делает их не экономичными в тех случаях, когда расходы воздуха на транспорт *выше расходов на сушку* (что очень часто имеет место при материалах с низкой влажностью).

Необходимость увязки этих величин затрудняет и регулировку таких сушилок. Уменьшение скорости транспортирующего воздуха может вызвать удлинение процесса сушки и изменение конечной влажности продукта; переход за критическую скорость вызывает выпадение сначала более крупных, затем мелких частиц. Увеличение скорости повышает влажность, сокращая время сушки, и в то же время служит причиной уменьшения экономичности установки. Увеличение подачи материала при достаточных запасах тепла в потоке при *предельной концентрации* (отношение веса материала к весу воздуха) также вызывает выпадение частиц материала из системы.

Выбор длины пути материала в значительной степени зависит от точной увязки всех параметров сушильного процесса (температура, влажность, скорость воздуха), которые в свою очередь являются здесь функцией конструкции сушилки. Особое значение в этих сушилках приобретает характеристика крупности частиц и их однородность. Повышение крупности изменяет все характеристики процесса.

Для того чтобы в этих сушилках иметь возможность подрегулировки, что в других типах достигается главным образом за счет изменения числа оборотов механизмов транспортера, мы здесь должны при расчете предусмотреть запас в температуре воздуха, запас в скорости и напоре, создаваемом вентилятором, и запас в длине трубы, т. е. мы должны вести расчет на температуру более низкую, чем это допустимо для данного материала (учесть одновременно, что при зимних условиях расходы воздуха для сушки ниже), а запас в вентиляторе компенсировать искусственно — дросселированием. Большое влияние оказывает на основные показатели также и размер частиц, поэтому при возможных отклонениях от расчетных данных и в этом отношении должен быть предусмотрен запас. Все это приводит к тому, что в этих сушилках нам приходится считаться с повышенным против теоретического расходом энергии. Теоретический же расход энергии определяется расходом на подъем материала, на преодоление сопротивления трения в трубах в калорифере, сопротивления самого материала и пылеотделительного устройства.

Так как весь сушимый материал находится во взвешенном состоянии, пылеотделительное устройство в этих конструкциях сушилок должно быть особенно эффективным, поскольку в этом случае нужно уловить *все* мелкие частицы пыли, представляющие наибольшие трудности для осаждения (см. далее „Пылеотделение“).

Кроме того, необходимой принадлежностью таких сушилок является первичный циклон или сепаратор, который отделяет весь продукт из воздушного потока; эти устройства вызывают дополнительный расход энергии, присущий только таким сушилкам.

<sup>1</sup> „Chemische App.“ № 7, 1937 г.



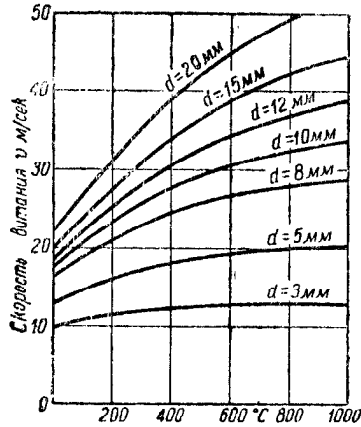
Скорость воздуха в трубе для транспорта материала зависит от размера его частиц и обычно в таких сушилках колеблется в пределах от 10 до 30 м/сек.

На фиг. 190 приведены кривые зависимости скорости витания от размера частицы (шар из угля) при полете одного зерна, при разных температурах газа. При пневмотранспорте имеет место взаимодействие частиц материала, которое несколько изменяет величины скоростей витания, почему критические скорости (нижний предел для транспорта) следует всегда проверять опытом.

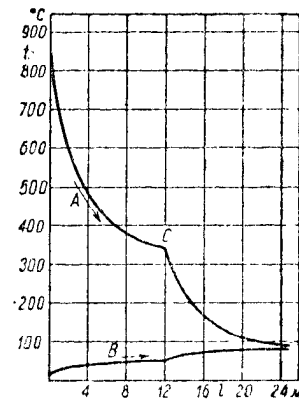
Длительность сушки материала в пневмосушилках чрезвычайно мала (обычно секунды), поэтому эти сушилки следует применять главным образом в тех случаях, когда нужно удалить поверхностную влагу. При пневмосушке мы имеем большую поверхность испарения на единицу веса материала, омывание всех частиц материала за счет хорошего его распыления, поэтому такие сушилки эффективны и дешевы.

В тех случаях, когда материал допускает промежуточное дробление, эти сушилки могут комбинироваться с дезинтеграторами, мельницами, резками. Сушка одновременно с дроблением материала дает значительное увеличение эффективности;

поверхностный сухой слой снимается, обнажаются новые поверхности испарения, влага внутри куска, с трудом проникающая к поверхности, приближается к ней, поверхность соприкосновения с воздухом на единицу веса увеличивается, применение более высоких температур становится допустимым и т. д.



Фиг. 190.



Фиг. 191.

На фиг. 191 приведена кривая изменения температуры А

газа и кривая изменения температуры материала В по длине сушилки при промежуточном дроблении. После дробления происходит резкое повышение интенсивности испарения и резкое снижение температуры газа (точка С).

На фиг. 192—194 приведены шесть труб-сушилок в различных комбинациях с измельчающим аппаратом. По схеме 192, а материал питателем подается в трубу, где проходит горячий агент сушки, поднимается им кверху, высыхает и затем поступает в циклон, где осаждается; освобожденный от продукта воздух выбрасывается через фильтр  $h$  в атмосферу. Сушилку эту применяют для сушки порошкообразных и кристаллических химических продуктов, для сушки углей и других продуктов, требующих небольшого снижения влажности.

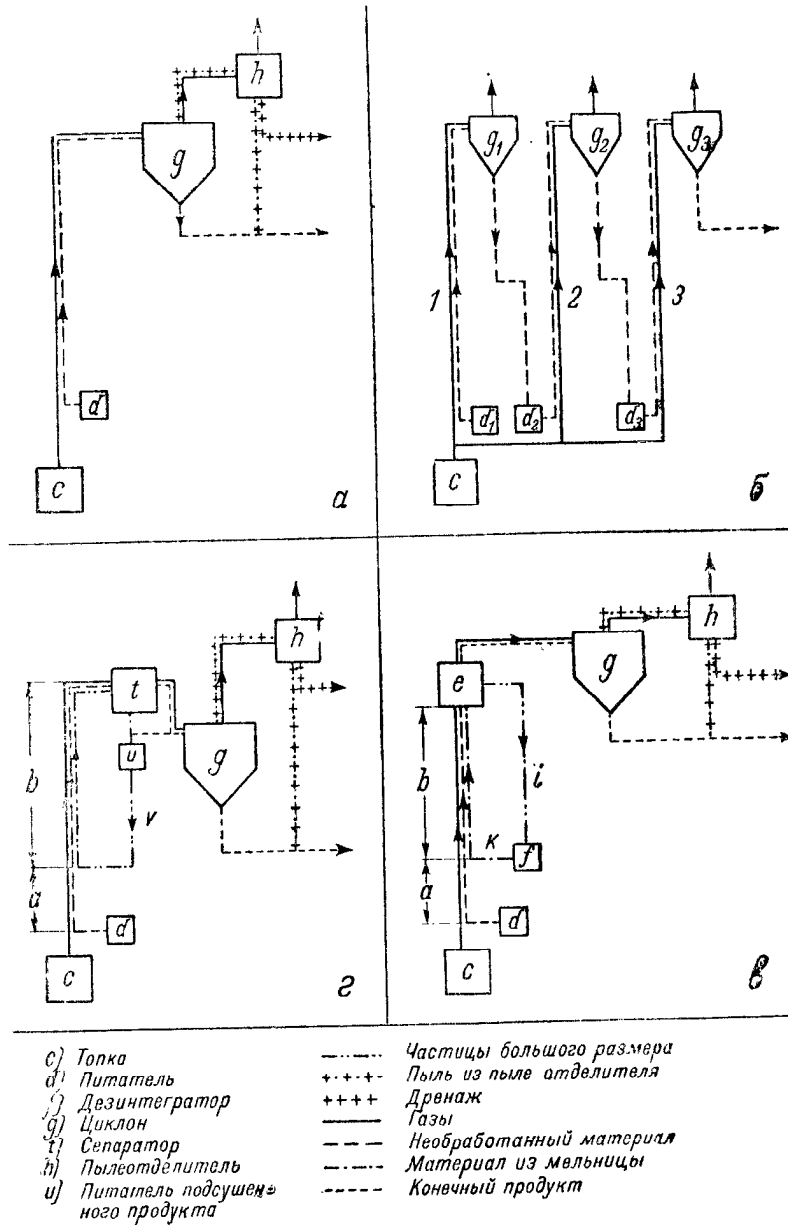
Применение очень длинных труб, более 15—20 м, невыгодно, поскольку при этом возрастает сопротивление и расход энергии. (Расход энергии здесь имеет доминирующее значение, так как при его повышении исчезают все технико-экономические преимущества сушилки этого типа.)

По схеме 192, б материал не досушивается в первой трубе 1 сушилки; осажденный в циклоне  $g$  он поступает во вторую трубу 2, где подсыхает, дальше осаждается снова и поступает в третью трубу; газы с одной и той же температурой омывают материал в разных его состояниях при входе в три трубы. При пересыпании материала из циклона  $g$  в последующую трубу происходит продвижение влаги к поверхности.

Нисходящее движение материала и газа, как показали многие опыты, не дает заметного снижения влажности и применяется реже.

По схеме фиг. 192, в более крупный материал после сепаратора поступает в дробилку  $f$ , откуда измельченный снова в трубу сушилку. Питание дробленным материалом происходит в точке, расположенной выше питателя сырого продукта

(за участком *a*); сухой продукт встречается уже со сниженной температурой газов, что особенно важно при высоких температурах сушки, когда возможно воспламенение пыли. Мелкий и высушенный материал отводится непрерывно из сепаратора вместе с воздухом. В зависимости от величины возврата концентрация материала в сушилке возрастает, что вызывает необходимость повышения скорости агента сушки.



Фиг. 192.

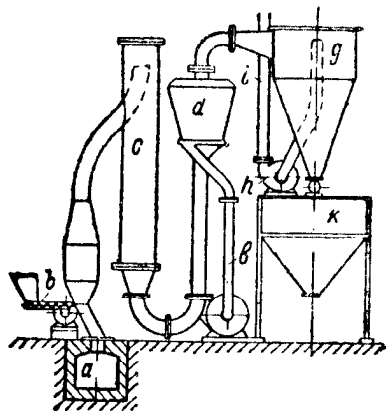
Схема фиг. 192, *г* та же схема, что и фиг. 192, *в*, но материал из сепаратора поступает в трубу-сушилку без промежуточного дробления.

Схема фиг. 193 — первая схема, предложенная Rosin'ом; здесь при помощи питателя *b* забрасывается материал в трубу, в которую поступают дымовые газы из борова *a*; скорость в трубе такова, что материал подхватывается и передается на вертикальный участок *c*, где падает книзу. Вторая подъемная труба соединяется с сепаратором *d*, где крупные частицы материала вынадают через трубу *b* в дробилку, откуда размельченные снова подаются в вертикальную трубу к сепаратору

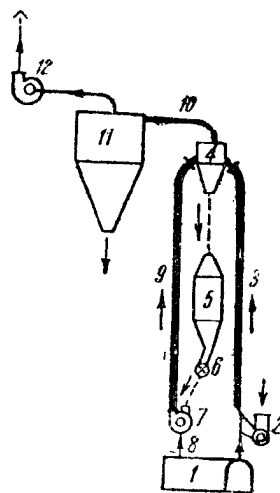
(по схеме фиг. 192, в). Достаточно измельченный материал поступает с воздухом к циклону и далее в специальный пылеотделитель; при сушке угля весь воздух с угольной пылью может направляться прямо к горелке котла или печи (замкнутая система). Недостаток схемы — затруднение регулировки потока, несущего различные по крупности частицы.

В схеме фиг. 194 газы из канала разветвляются на два потока, как и в схеме 192, б; сырой материал транспортируется по трубе 3, просушивается, и его мелкие частицы с газами отсасываются вентилятором, а влажные и крупные осаждаются сепаратором 4 и попадают в дробилку 7 через питатель 6 и транспортируются по трубе 9 к тому же сепаратору 4; здесь крупные частицы снова сепарируются и могут повторно возвращаться к трубе 9 через дробилку 7. Газы просасываются через обе трубы вентилятором 12 и поступают в циклон или другое пылеотделительное устройство. Регулировка потока газа и смеси по ветвям 3 и 9 происходит при помощи заслонок.

В сушилках по схеме фиг. 192, в, 193 и 194 можно достичь любой конечной влажности продукта; однако расход энергии на тонну испаренной влаги у них велик, и нередко случаи, когда более дорогая и сложная сушилка оказывается рентабельнее только за счет сокращения расхода энергии.



Фиг. 193.



Фиг. 194.

Производительность труб-сушилок по влаге растет с повышением концентрации, температуры газов, степени дробления материала; максимально допустимые температуры воздуха или газов при входе в трубы-сушилки определяются свойствами материалов и главным образом их влажностью. Например, для влажных углей эта температура может доходить до  $600 \div 800^\circ \text{C}$ .

Напряжение труб-сушилок выражается в кг влаги на  $1 \text{ м}^3$  рабочего участка в час и колеблется в широких пределах в зависимости от свойств материала, температуры газов или воздуха, концентрации, крупности частиц и т. д. Для каменного угля при схеме фиг. 192, г мы имеем<sup>1</sup> следующие характеристики напряжения объема трубы:

1. Сушка от  $w_1 = 10 \div 12\%$  до  $w_2 = 1,5 \div 2\%$ ; температура газов при входе  $450^\circ$ , при выходе  $70^\circ \text{C}$ ; при крупности угля — остатки 40% на сите 4 мм и 80% на сите 1 мм, напряжение объема трубы  $\frac{W}{ZV} = 200 - 250 \text{ кг/м}^3 \text{ час}$ .

2. То же при сушке от  $w_1 = 5 \div 6$  до  $w_2 = 1,8 \div 2,0\%$ , при  $t_1 = 200 \div 250^\circ \text{C}$  и  $t_2 = 55 \div 60^\circ \text{C}$   $W/ZV = 120 \div 152 \text{ кг/м}^3 \text{ час}$ .

3. При  $t = 600$ ,  $t_2 = 65 - 75$   $\frac{W}{ZV} = 243 \text{ кг/м}^3 \text{ час}$ ,  $w_1 = 19,7$ ,  $w_2 = 1,7\%$ . Расход энергии для случая 1 (на вентилятор) 30—36 квтч/т испаренной влаги, для случая 3—23,2 квтч/т влаги.

<sup>1</sup> Journal of the Institute of Fuel № 48, 1936 г.

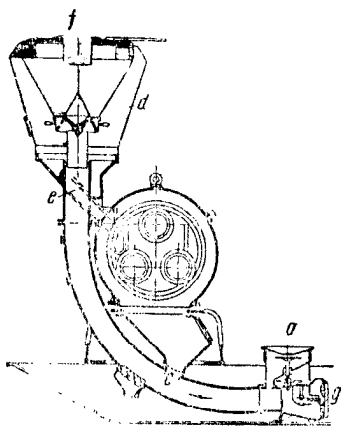
Сушилка Rosin'a, работающая по схеме фиг. 193, была применена впервые для картофельной резки. Сопротивление, преодолеваемое вентилятором, было  $h = 150-300$  мм вод. ст. Производительность сушилки по влаге при высоте трубы  $8 \text{ м}$   $\varnothing = 500 \text{ мм}$ ,  $t_1 = 800 \div 900^\circ \text{С}$  и конечной влажности материала  $12,2\%$  была приблизительно  $1850 \text{ кг/час}$ . Картофель в опытах получался в виде сухого мелкого зерна.

Опыты по сушке бурого угля от влажности  $52$  до  $20\%$  при крупности: более  $7 \text{ мм}$  —  $25\%$ , от  $7$  до  $3 \text{ мм}$  —  $50\%$  и менее  $3 \text{ мм}$  —  $25\%$ , при температуре газов при входе  $t_1 = 800^\circ \text{С}$  и при входе во вторую поднимающуюся трубу  $300^\circ \text{С}$  дали напряжение объема трубы по влаге  $290 \div 325 \text{ кг/м}^3 \text{ час}$ . Температура угля в опытах была  $50^\circ \text{С}$  при  $w_2 = 15\%$  и  $90^\circ \text{С}$  при  $w_2 = 6\%$ .

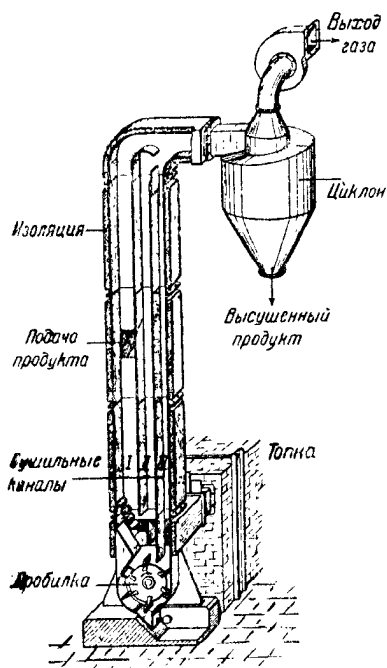
В некоторых случаях сушка различных материалов происходит во время дробления или в самой мельнице, или в другом каком-либо измельчающем приспособлении, или на небольшом участке вне мельницы.

Мельницы хорошо справляются с материалом низкой влажности, при которой не происходит замазывания; сушка в мельнице идет в тех случаях, когда повышение влажности не увеличивает чрезмерно расход энергии на помол (стр. 150).

Подогрев и сушка влажных углей в мельнице достигаются при максимальной температуре газов  $600^\circ \text{С}$ . Эта температура главным образом зависит от температуры выхода газа, которая не должна быть выше  $130 \div 180^\circ \text{С}$ , так как иначе



Фиг. 195.



Фиг. 196.

пыль будет перегреваться. При сушке внутри мельницы высокая температура нежелательна из-за перегрева мельницы.

На фиг. 195 изображена мельница Rem'a, где комбинируется дробление отсепарированного угля с сушкой вне мельницы. Действие этого агрегата таково: влажный уголь, подаваемый питателем, поступает в трубу  $g$ , где проходит поток горячего газа; в сепараторе  $d$  крупные частицы отсеиваются и по трубе попадают в мельницу, откуда размельченные через отверстие  $c$  снова попадают в трубу и к сепаратору; воздух вместе с пылью уходит через трубу  $f$  к месту использования пыли.

Ввиду конструктивной простоты сушка во взвешенном состоянии подвергается различным вариациям как по распределению потока, так и по расположению мельницы или дробилки. Эти варианты изыскиваются многими заводами и проектными организациями с целью использовать выгодные стороны и ликвидировать недостатки, присущие пневмосушилке.

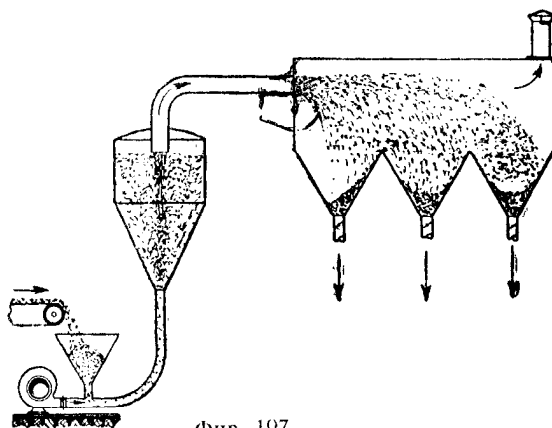
Завод Esch предложил пневмосушилку (фиг. 196), работающую несколько по

иному принципу, чем трубы-сушилки, описанные выше. Здесь дробилка включена в конструкцию сушилки и к ней подводится материал из трех секций пневматической сушилки. В первую подается сырой материал, который падает вниз, поскольку скорость газов выбрана соответствующей величине мелких частиц.

Эти частицы движутся по первому и второму ходам сушилки параллельным током с газами; более крупные из них оседают при повороте и падают в третий ход сушилки, откуда после дробилки снова поступают в первый и второй ходы и т. д. Все три хода соединены общим патрубком с циклоном, где выделяется основная масса сухого продукта; отработанные газы, пройдя циклон, нагнетаются вентилятором в пылеотделительное устройство.

Для некоторых материалов мелковолокнистого строения можно создать условия циркуляции материала в сушилке, т. е. удлинение процесса сушки при коротком пути воздуха. Аэрофонтанная установка сушильной лаборатории ВТИ (предложение инж. А. П. Ворошилова) дает именно такой метод использования пневмотранспорта и оказывается в некоторых случаях экономически выгодной, несмотря на то, что присущие пневмосушилке недостатки по регулировке есть и у нее.

Схема аэрофонтанной сушилки приведена на фиг. 197. Состоит она из цилиндрической башни, которая оканчивается внизу конусом, который присоединен к трубе, подающей аэро-смесь (смесь воздуха и материала). Горячий воздух подается к загрузочной воронке, захватывает влажный материал. В сушилке происходит интенсивное перемешивание материала, поскольку часть его находится во взвешенном состоянии. Длительность сушки здесь во много раз больше, чем в трубах-сушилках, так как материал находится в башне до тех пор, пока не подсохнет и не будет унесен отработанным воздухом. Отработанный воздух после сепаратора, которым обычно служит циклон, направляется в пылеотделительное устройство, где выделяются мелкие частицы пыли, и затем выбрасывается в атмосферу.



Фиг. 197.

Аэрофонтанная сушилка может работать воздухом и дымовыми газами в зависимости от начальной и конечной влажности, свойств материала и температуры газов. Допускаемые напряжения рюмки находятся в пределах  $8 \div 12 \text{ кг/м}^3\text{час}$ .

Так, например, при сушке хлопка-сырца  $t_1 = 175^\circ$ ;  $w_1 = 18$ ,  $w_2 = 12\%$

$$\frac{W}{ZV} = 10 \div 12 \text{ кг/м}^3\text{час}.$$

С ростом конечной влажности материала напряжение цилиндра повышается. Так, например, для материала  $w_1 = 67\%$  при той же температуре воздуха  $140^\circ \text{C}$  при  $w_2 \approx 9,0\%$

$$\frac{W}{ZV} = 8 \div 10 \text{ кг/м}^3\text{час},$$

при  $w_2 \approx 14\%$

$$\frac{W}{ZV} \approx 14 \text{ кг/м}^3\text{час},$$

при  $w_2 \approx 22\%$

$$\frac{W}{ZV} = 24 \div 25 \text{ кг/м}^3\text{час}.$$

С повышением концентрации таким образом растет производительность по влаге однако уменьшается конечная влажность.

## 12. СУШИЛКИ С ДВИЖЕНИЕМ МАТЕРИАЛА В ПОЛУВЗВЕШЕННОМ СОСТОЯНИИ

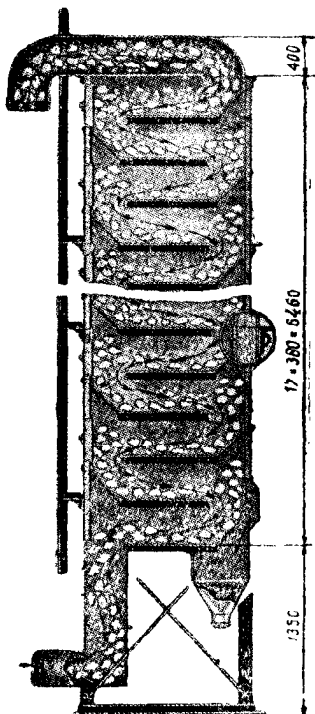
В большинстве барабанных и других вращающихся сушилок материал имеет частичное продольное движение, особенно его мелкие частицы, под действием скорости воздуха. Это движение может помочь или препятствовать основному движению. Если мы в этих сушилках прекратим подачу воздуха, то все же основной транспорт материала будет сохранен. Не то происходит в пневмосушилках, где воздух сам транспортирует материал и где прекращение подачи воздуха вызывает прекращение движения материала.

Имеются несколько типов сушилок, где материал находится в полувзвешенном состоянии, как в той же барабанной сушилке, но где конструкция сушилки уже такова, что прекращение подачи этого воздуха, так же как и у сушилки во взвешенном состоянии, вызывает прекращение движения материала.

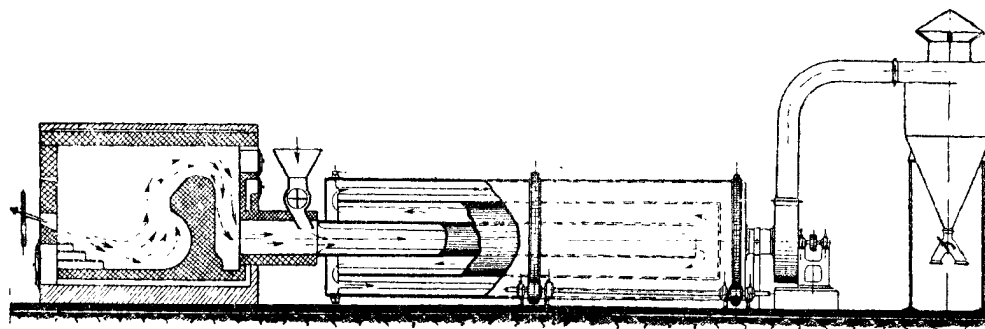
Сушилки эти могут применяться в тех случаях, когда длительность сушки должна быть больше, чем в пневмосушилках, но меньше, чем в сушилках с механическим транспортом.

На фиг. 198 представлена башенная сушилка, которая распространена в Америке для сушки хлопка-сырца при небольшом снижении влажности материала. Сушилка устроена в виде вертикальной квадратной башни, в которой расположен ряд полок и дефлектор для поворота воздуха и материала.

Хлопок подается вместе с горячим теплоносителем и проходит увлекаемый воздухом по полкам башни, как это видно из чертежа. Внизу башни установлены сетки для сепарации пыли и мелкого сора. Хлопок, проходя зигзагообразный путь по полкам, подсыхает, очищается от примесей и в таком виде идет в дальнейшую обработку, причем после сушилки влажный воздух отделяется от него при помощи специального сепаратора. Расстояние между полками 380 мм. В зависимости от скорости воздуха пропускная способность такой сушилки доходит до 2—2,5 т/час.



Фиг. 198.



Фиг. 199.

При температуре воздуха в  $100 \div 120^\circ \text{C}$  башня размером  $8\,700 \times 1\,600 \times 1\,240$  мм может дать снижение влажности с  $w_1 \approx 17,0$  до  $w_2 = 12,0\%$ . Напор воздуха перед башней  $\sim 100$  мм вод. ст. Расход энергии на вентилятор составил  $150$  квтч/т влаги.

На фиг. 199 представлена сушилка системы Ardrier, применяемая в Америке для сушки кормовых продуктов, резаных трав, клевера и т. д. Сушилка состоит

из трех concentрических цилиндров, связанных в единую жесткую конструкцию и имеющих на поверхности (наружной и внутренней) полки.

Материал подается во внутренний цилиндр, куда поступают дымовые газы, которые подхватывают и увлекают материал к задней коробке; здесь он вместе с газами переходит в первую кольцевую щель, а оттуда во вторую, и затем смесь вентилятором подается в циклон, где происходит сепарация сухого продукта.

Весь барабан вращается, и при этом вращении в каждом кольцевом пространстве полки поднимают оседающий материал и помогают воздуху (газам) продвигать его во взвешенном состоянии.

По данным завода, строящего эти сушилки, они имеют производительность от 1000 до 3000 кг/час влаги, что дает производительность при сушке от 70 до 10%  $G_2 = 400$  до 1200 кг сухого продукта в час; резка травы происходит на куски в 3 мм.

Расход энергии в этих сушилках составляет от 20 до 30 л. с. ч. на тонну испаренной влаги.

### 13. ЦИЛИНДРИЧЕСКИЕ СУШИЛКИ

Для сушки некоторых тонких тканей и бумаги применяются сушилки, состоящие из группы цилиндров (фиг. 200), нагреваемых паром и расположенных группой в горизонтальной (фиг. 200, А, В) или в вертикальной плоскостях (фиг. 200, С, D). Материал обгибает эти цилиндры, соприкасаясь с горячей поверхностью или только одной своей стороной (А, С) или обеими (В и D); в первом случае нужное направление полотна создается при помощи соответствующих роликов, причем полезная поверхность соприкосновения материала с цилиндром здесь значительно выше, чем в случае В и D, из-за увеличения угла обхвата.

Вертикальное расположение значительно выгоднее по занимаемой площади здания; горизонтальное расположение цилиндров значительно удобнее при заправке материала; одностороннее прикосновение применяется там, где имеется на лицевой стороне выпуклый рисунок или отделка.

Для уменьшения потерь тепла и охлаждения барабанов они часто заключаются в камеру с самостоятельной вытяжкой.

Подвод пара и отвод конденсата происходят здесь, как и в цилиндрах вальцовых сушилок, через одну цапфу: конденсат отводится при помощи черпаков, сифонов или спиралей; ковши и спирали вращаются вместе с цилиндром, сифон стоит неподвижно; так же как и в вальцовых сушилках, предусмотрен отвод воздуха из линии и из самого цилиндра.

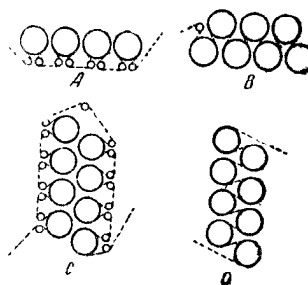
Вторая ось, связанная с дном, служит для привода системы цилиндров. Шестерни насажены на осях и сцеплены между собой; ведущая шестерня группы связана с червячным валом; число оборотов цилиндра зависит от скорости сушки материала, в текстильных сушилках оно доходит до 40÷50 об/мин.

Обычно сушилки эти работали при невысоком давлении, используя отработанный или отборный пар. Повышение давления служит способом повышения производительности, однако в областях высоких давлений это повышение менее эффективно.

Толщина и теплопроводность стенок влияют на температуру наружной поверхности. Обычно для бумажных машин диаметр барабана 1,2 м, толщина стенки 32 мм; для текстильных сушилок стенки барабана — медные толщиной 2÷3 мм.

Внутренняя поверхность цилиндра бумажных машин обточена для балансировки и улучшения распределения тепла. Цилиндры текстильных сушилок выполняются из листовой меди и лишь проверяются на станках.

Ухудшают передачу тепла от пара к материалу: масло, накипь, водяная пленка и особенно воздух на внутренней стороне стенки, ржавчина и накопление грязи или кляса на внешней стороне. Особенно значительное влияние оказывает



Фиг. 200.

воздух, который попадает в цилиндр и с паром и при охлаждении системы. За счет наличия воздуха значительно снижается температура пара при том же давлении (закон Дальтона). Так, например, мы имеем следующие значения температуры пара в °С при разных давлениях и при разном содержании воздуха:<sup>1</sup>

<i>p ama</i>	Пар без воздуха	При содержании воздуха		
		10%	20%	30%
0,72	115	112	109	105
1,73	130	127	123	119
3,54	148	144	141	135
5,30	160	156	153	147
7,05	170	165	161	156

Снижение температуры уменьшает перепад температур между паром и материалом  $\Delta t$ ; это снижение перепада значительно, поскольку температура материала держится в пределах  $80 \div 90^\circ \text{C}$  (например,  $p = 1,73 \text{ ama}$  при содержании воздуха 30%,  $\Delta t = 34^\circ$  против нормальных  $45^\circ \text{C}$ ).

Кроме того, сам воздух ухудшает коэффициент теплопередачи (см. „Основные понятия“, стр. 28), что, правда, здесь меньше сказывается, чем понижение температуры.

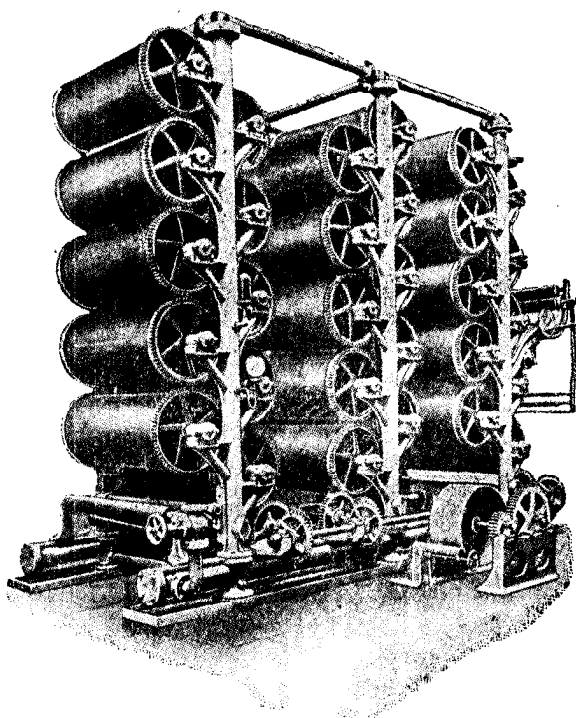
Цилиндры для ткани, обычно выполняются диаметром 570 мм, длиной на 1, 2 и 3 полотнища ткани, причем оставляются свободные поля по бокам по 100 мм и между полотнами 150 мм. В отдельных случаях встречаются цилиндры диаметром 700 мм (цилиндр медный, шов сварной, днище чугунное).

Напряжение поверхности нагрева цилиндра для различных тканей колеблется в зависимости от сорта и влажности материала и от давления пара в цилиндре. Так, например, при давлении пара  $p = 1,5 - 2 \text{ ати}$  для ткани весом в сухом виде приблизительно  $100 \text{ г/м}^2$  при снижении влажности от  $w_1 = 45 \div 50$  до  $w_2 = 4 \div 6\%$  напряжение рабочей поверхности нагрева, т. е. поверхности соприкосновения с тканью, составляет  $\frac{W}{ZF} = 15 \div 20 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$ , при весе  $200 \text{ г/м}^2$  напряжение будет  $\frac{W}{ZF} = 10 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$ .

При снижении конечной влажности напряжение уменьшается, доходя уже при  $w_2 = 1\%$  до  $10 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$  при весе  $100 \text{ г/м}^2$ . Это показывает, как важно для лучшего использования сушилки не пересушивать товар.

Чем выше отжим, т. е. чем меньше  $w_1$ , тем напряжение ниже. Однако отжим всегда выгоднее для производства, поскольку общее количество влаги в этом случае значительно уменьшается и требуется меньшая поверхность сушилки.

Рабочая поверхность в зависимости от обхвата и ширины ткани может варьироваться в широких пределах (нередко использование полной поверхности на 20—30%), поэтому напряжение, подсчитанное на полную поверхность сушилки, не является характерным. Чем больше диаметр сушилки, тем лучше используется



Фиг. 201.

<sup>1</sup> „The Paper Ind.“, 1934 г., июнь.



поверхность соприкосновения при той же ширине ткани. Однако нужно учесть, что время прохода материала без соприкосновения оказывает также влияние на сушку. Кроме того поверхность цилиндра, не покрытая материалом, имеет более высокую температуру, близкую к  $t$  пара, и влияет на процесс сушки на остальной поверхности, где стенка охлаждается при испарении материала.

Расход энергии на движение зависит от конструкции подшипников. Удельный расход энергии на 1 кг испаренной влаги для некоторых сушилок составляет 0,01—0,02 *квтч/кг* влаги.

На фиг. 201 представлена сушилка на 30 цилиндров с вертикальным расположением цилиндров. Товар движется по схеме фиг. 200, D.

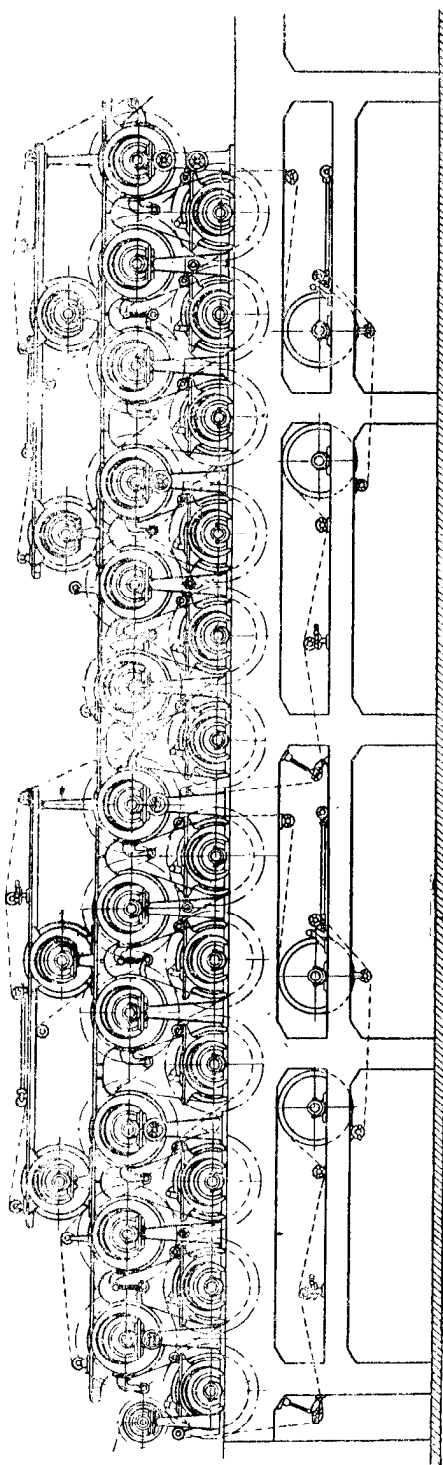
Подобные цилиндрические сушилки употребляются и для сушки бумаги. Диаметр цилиндра обычно в этом случае значительно больше,  $d = 0,9—1,8$  м. Цилиндры располагаются обычно по схеме фиг. 200, B. Тут же сверху или снизу располагаются добавочные цилиндры для сушки войлочного полотна, прижимающего бумагу к цилиндру и впитывающего в себя часть влаги.<sup>1</sup> Сушилки для бумаги бывают и одноцилиндровые, диаметром цилиндра  $3\ 000 \div 3\ 600$  мм.

Отношение полезной поверхности соприкосновения к полной поверхности цилиндра зависит от конструкции сушилки; обычно полезная поверхность соприкосновения на 30—35% ниже полной. Напряжение поверхности нагрева, так же как и в цилиндрических сушилках для ткани, зависит от сорта бумаги, от начальной влажности, т. е. степени отжатия и от давления пара в цилиндре. В значительной степени напряжение поверхности нагрева зависит от чистоты наружной и внутренней поверхностей цилиндра и наличия воздуха.

Так, например, для многоцилиндровых сушилок для газетной бумаги при влажности  $w_1 = 60—70\%$  при  $p = 0,5 \div 2$  *атм* напряжение рабочей поверхности соприкосновения будет  $\frac{W}{ZF} = 8 \div 14$  *кг/м<sup>2</sup>час*. В некоторых наших советских машинах напряжение доведено до  $20—22$  *кг/м<sup>2</sup>час*.

Для одноцилиндровых сушилок напряжение доходит до  $25 \div 50$  *кг/м<sup>2</sup>час* при давлении  $3 \div 5$  *атм* (см стр. 304 и 305).

<sup>1</sup> В литературе есть указания о сушке сукна воздухом при продувке через ткань, что повышает напряжение рабочих цилиндров.



Фиг. 201.

Расход энергии у некоторых сушилок бывает 0,002 л. с. на 1 м ширины и 1 м/мин скорости выхода полотна.

На фиг. 202 изображена сушильная машина для сушки бумаги тонких номеров.

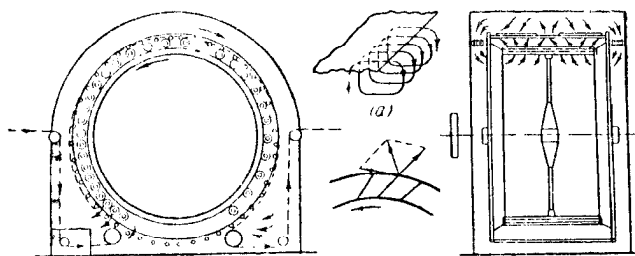
Особое внимание уделяется также и в этих сушилках удалению из помещения выделяющегося пара. При плохой вентиляции получается конденсация водяного пара и падение капель обратно на сушилку, отчего возможен брак товара, не говоря уже о тяжелых условиях обслуживания. Над сушилкой располагаются обычно вытяжные колпаки или другие вытяжные устройства с естественным или искусственным побуждением и устраивается соответствующее снабжение сушилки слабо подогретым воздухом (охлаждение цилиндров воздухом сказывается на производительности).

Особое внимание уделяется отводу конденсата и подводу пара. В некоторых конструкциях подвод делается индивидуальный, в некоторых групповой, в некоторых — последовательный с промежуточным сепарированием воды.

#### 14. ТУРБИННЫЕ СУШИЛКИ

Имеется несколько разновидностей конструкций этих сушилок в зависимости от материала, который подвергается сушке. Резко отличаются две группы сушилок.

Схема первого типа сушилок приведена на фиг. 203. Здесь материал совершает круговое движение по роликам вокруг цилиндра, внутри которого расположен ротор вентилятора с турбинными лопатками. Воздух нагнетается крылом непосредственно на поверхность материала (на фиг. 203 ткань), а затем, пройдя в щель между полотнищами, омывает материал и с обратной стороны поворачивает в боковые щели, где расположены калориферы, и благодаря специальным направляющим подводится с двух



Фиг. 203.

сторон к всасывающим отверстиям вентилятора. Наклон лопаток вентилятора создает отклоненные мелкие потоки, за счет чего получается винтовое движение воздуха с промежуточным проходом через калориферы, как видно на схеме фиг. 203; это направление может быть противотоком или параллельным током с движением материала в зависимости от расположения отсоса отработанного воздуха. При изменении числа оборотов вентилятора изменяется шаг этих спиралей и количество циркулирующего воздуха. Таким образом эта сушилка работает по варианту с промежуточным подогревом и возвратом воздуха по зонам, причем число зон у нее большое, и следовательно, при малых перепадах температур возможна быстрая сушка и высокое насыщение отходящего воздуха.

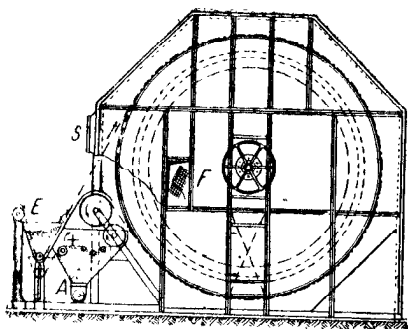
Энергия тратится главным образом на вращение вентилятора, и судя по имеющимся данным, расход энергии невелик. Это вполне возможно, так как в этой конструкции отпадает сопротивление коробок, воздухопроводов и других направляющих приспособлений, которые всегда мы имеем в любых других конструкциях сушилок.

Эти сушилки рекомендуются для бумаги, ткани и пастообразных материалов, причем в последнем случае материал намазывается на сетку таким же способом, как и в роликовой сушилке (фиг. 141) или петлевой (фиг. 112). Процесс сушки и здесь протекает, как для ткани и бумаги. Схема транспорта материала с сеткой приведена на фиг. 204.

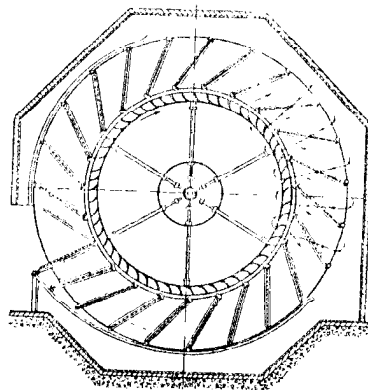
Примерно по той же схеме работает турбинная сушилка для картона (фиг. 205), у которой листы зажимаются между двумя сетками, из которых одна откидывается

на шарнире, как указано на чертеже, в момент загрузки и выгрузки материала. Здесь поперечный поток воздуха от вентилятора направлен вдоль листов картона, которые продвигаются на вращающемся вокруг крыла вентилятора цилиндрическом устройстве.

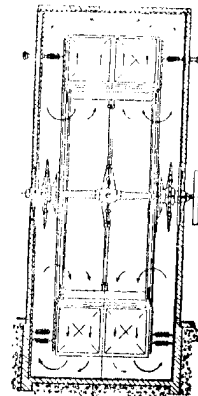
На фиг. 206 представлена турбинная сушилка, применяемая для сушки волокнистых материалов. Материал движется между основной сеткой, натянутой на рамки вокруг турбинного колеса, и нажимной сеткой, имеющей движе-



Фиг. 204.

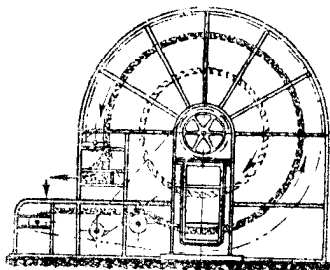


Фиг. 205.

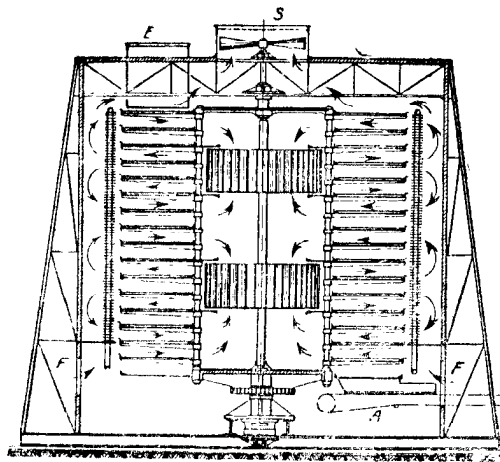


ние согласно фиг. 206. Накладывание волокна происходит на нажимной сетке, часть которой выполняет роль выдвинутого стола. Загрузка и выгрузка материала происходят на одной стороне сушилки.

Вторая группа турбинных сушилок приспособлена для зерновых, кристаллических и порошкообразных материалов (фиг. 207). Сушилка состоит из ряда горизонтальных дисков, каждый из которых состоит из секторов с малыми отверстиями между ними. Диски медленно вращаются вокруг центральной оси, и материал,



Фиг. 206.

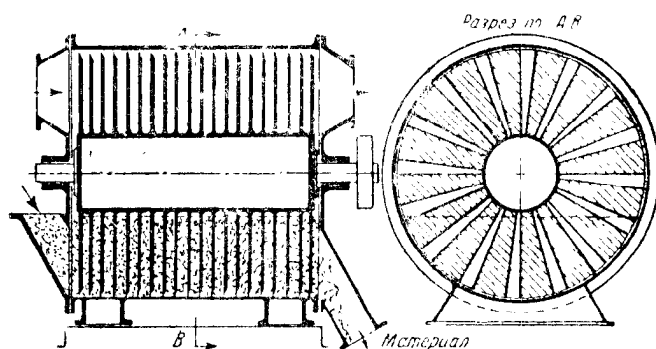


Фиг. 207.

поступающий на первый диск через особый питатель (подающий материал лишь при прохождении под ним сектора) *E*, накладывается ровным слоем и сохнет в период одного оборота (1 оборот 3—4 мин. и более). После этого специальным скребком, неподвижно расположенным над диском перед входом влажного продукта, материал сбрасывается через отверстия между секторами на секторы второго диска, сдвинутые в вертикальной плоскости таким образом, что материал ложится ровным слоем по всему сектору. На втором диске имеется свой скребок, который после одного оборота штатива сбрасывает материал на третий диск и т. д., пока материал не попадает с несущего диска на ленту *A*, выводящую его из сушилки. Через полый вал штатива проходит быстроходный вал, несущий два и более тур-

бинных колеса вентиляторов, которые нагнетают и просасывают воздух вдоль дисков в направлениях, указанных стрелкой на фиг. 207. На конце вала расположен винтовой вентилятор, отсасывающий часть циркулирующей насыщенной смеси в атмосферу, взамен которой поступает свежий воздух в отверстие *F*. Нагревательные приборы расположены вокруг дисков, и воздух проходит следующий путь: лопатки колеса —соприкосновение с материалом—калорифер—соприкосновение с материалом и наконец,—всасывающее отверстие колеса. Таким образом сушилка работает по схеме промежуточного подогрева и возврата воздуха по зонам. Здесь мы имеем в отличие от тарельчатых сушилок минимальное перемешивание, минимальное пылеобразование и в основном сушку в неподвижном тонком слое с обменом поверхностей испарения. Расход энергии невелик; налицо все преимущества сушилок с промежуточным нагревом и возвратом воздуха по зонам, высокого насыщения отходящего воздуха и сушки противотоком (в начальный момент сушка материала во влажной среде).

В тех случаях, когда материал сильно пылит, эти же сушилки строятся с естественным движением воздуха; в этом случае калориферы расположены внизу под дисками, воздух же проходит при вращении дисков по щелям между секторами и вдоль материала. Транспорт материала остается тот же. В центре сушилки, на месте вентилятора, помещается пылеотделительное устройство.

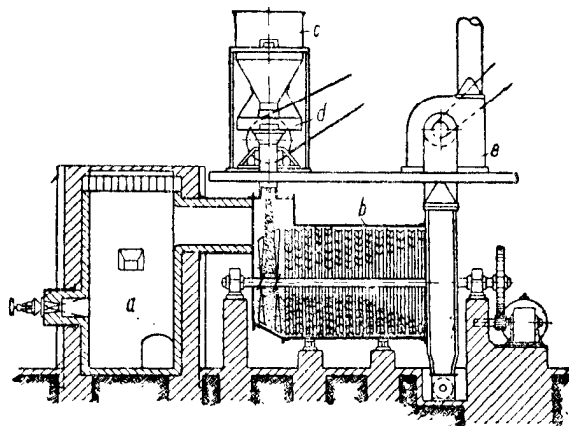


Фиг. 208.

#### 15. РЕГЕНЕРАТИВНАЯ СУШИЛКА HONIGMANN'A

Сушилка эта предложена для сушки мелкого материала (шламм и др.), который легко может прорезаться в плотной массе соответствующими лопатками; она работает по принципу регенерации или теплового аккумулятора (фиг. 208). На пустотелом валу укреплены и вращаются лопатки с соответствующим уклоном для продвижения вперед материала, поступающего в бункер нижней части барабана, в котором вращается сам вал с мешалками. В верхней половине барабана проходит поток горячих газов в том же направлении, как и материал. Дымовые газы нагревают лопатки, когда они проходят верхнюю полость; нагретые лопатки при вращении прорезают материал, передвигают его к выходу и передают ему тепло соприкосновением, охлаждаются, затем снова нагреваются в верхней части барабана и т. д. Образующиеся водяные пары проникают в верхнюю полость цилиндра и забираются теми же газами, которые нагревают лопатки.

По произведенным испытаниям<sup>1</sup> при мелком буром угле  $w_1 = 59\%$ , при  $n = 2,2$  об/мин, длине барабана 2 м (диаметр его 2 м), при температуре газов при входе  $570^\circ\text{C}$  и при выходе  $50^\circ\text{C}$  (сушка шла параллельным током) производительность составляет 1,9 т/час при



Фиг. 209.

<sup>1</sup> „Braunkohle“ № 44, 1928 г.

сушке до конечной влажности  $w_2=20,1\%$ , т. е. испарено было 900 кг/час влаги. Уголь был мелкий, 37% фракций  $< 0,5$  мм; 17% от 1 ÷ 0,5 мм и 46%  $> 1$  мм.

Опасность возгорания угля оказалась незначительной, так как количество просасываемого воздуха через неплотности было ничтожным. Температура угля при выходе из сушилки была 80° С.

На фиг. 209 приведена схема установки подобной сушилки для сыпучих материалов; здесь вместо дисков, прорезывающих материал, применяется система концентрических колец, насаженных на вал, которые создают прорезывание и перемешивание слоя. Комки, образующиеся при слеживании, этими кольцами разбиваются; пыли образуется мало. На схеме фиг. 209 обозначают: *a* — точка, *b* — неподвижный кожух, *c* — загрузка, *e* — вентилятор, *f* — камера выгрузки сухого продукта.

## II. СУШИЛКИ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

### 1. КАМЕРНЫЕ СУШИЛКИ И СУШИЛЬНЫЕ ШКАФЫ

Эта группа сушилок чрезвычайно распространена для материалов, *требующих длительной сушки*, при сушке *небольших партий* различных материалов и при сушке материалов, требующих *особых индивидуальных режимов*.

*Камерные сушилки* могут работать по любому варианту сушильного процесса и на горячем воздухе и на дымовых газах. В каждом отдельном случае этот вопрос должен решаться на основании экономических подсчетов с учетом влияния сушильного агента на качество и технологические свойства материала (влияние температуры, неполноты горения, засорения и т. д.). Одновременно же должен решаться вопрос о выгодности применения того или иного побудителя движения воздуха.

При проектировании камерных сушилок необходимо увязать направление потоков воздуха в сушилке с расположением материала, так как только в этом случае удастся получить более равномерную сушку во всех местах камеры, что очень важно, поскольку материал не подвергается ни перемешиванию, ни перемещению. Так, например, для досок при горизонтальной их штабелевке, т. е. когда доски уложены вдоль камеры, а прокладки поперек, нужно применять горизонтальное поперечное направление потоков, при вертикальной штабелевке вертикальный поток воздуха. При сушке различных текстильных, кожевенных и других материалов, при вертикальном их расположении, при подвеске на палках и т. д. нужно применять вертикальную циркуляцию.

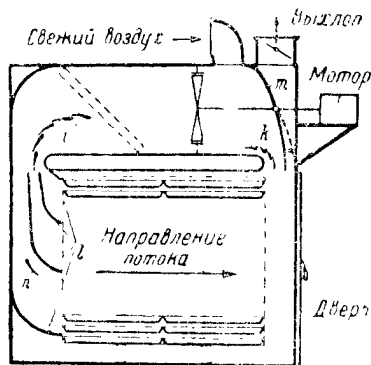
Расположение материала в камерной сушилке бывает чрезвычайно разнообразным: подвешивание при помощи зажимов (картон, кожа, белье и т. д. — фиг. 126 и 274), навешивание на шестах (пряжа, искусственный шелк в мотках, кожа и т. д. — фиг. 123, 124), укладка на ситах (фрукты, овощи, шерсть, хлопок и т. д. — фиг. 102), укладка на вагонетках — вертикальная (целлюлоза, картон и т. д. — фиг. 125) и горизонтальная (краска, керамические изделия, доски — фиг. 210), укладка на специальных приспособлениях (бобины (фиг. 273), бутылки и т. д.).

В камерных сушилках всегда имеется колебание влажности материала на стороне входа и выхода воздуха (на выходе материал влажнее); длительность сушки зависит от величины этого перепада влажности, так как обычно предпочитают выгружать партию с частично пересушенным, чем недосушенным материалом, а это означает задержать сушку до досыхания материала на стороне выхода воздуха. При проектировании стремятся создать такую скорость циркуляции в камерной сушилке, чтобы перепад температуры воздуха при входе и выходе был минимальный. Иногда применяют реверсивное движение воздуха, которое при том же перепаде температур дает более равномерную влажность по ширине штабеля.

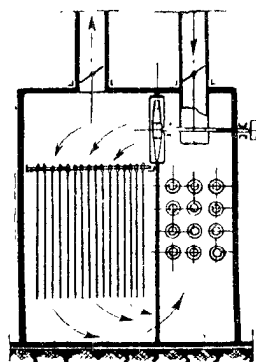
Производительность камерной сушилки зависит от длительности сушки материала, а последняя сплошь и рядом зависит в сильной степени не только от природы материала и условий сушки, но также от увязки направления потоков, *но и от формы и вида укладки*. Почти всегда редкое расположение материалов уменьшает длительность сушки, но увеличивает размеры камеры, густое расположение удлиняет сушку, но сокращает размеры камеры. Практика устанавливает наивыгоднейшее соотношение, при котором производительность камеры будет максимальной.

Экономичность камерных сушилок чрезвычайно различна и зависит главным образом от свойств материала. Нередки случаи расхода тепла пара 3 000—4 000 кал/кг испаренной влаги, когда сушка в камерной сушилке протекает 20—40 дней. Встречаются и малые расходы, 800 ÷ 1 000 кал/кг, испаренной влаги при быстрой сушке.

Потери тепла камеры в окружающую среду зависят от длительности сушки материала. Здесь всегда следует проверять гарантии путем теоретических подсчетов,



Фиг. 210.



Фиг. 211.

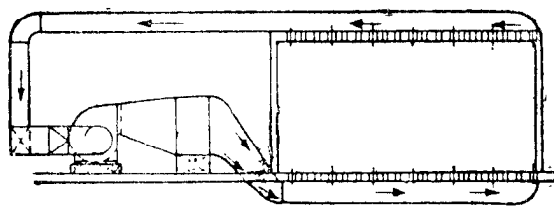
указанных в главе „Статика сушильного процесса“. При расчете камерных сушилок нужно особенно учитывать *изменяющиеся по времени пределы рабочего процесса*.

Для одного и того же материала расход тепла в периодической камерной сушилке всегда будет несколько выше, чем в непрерывно действующей, так как каждая выгрузка материала связана с охлаждением

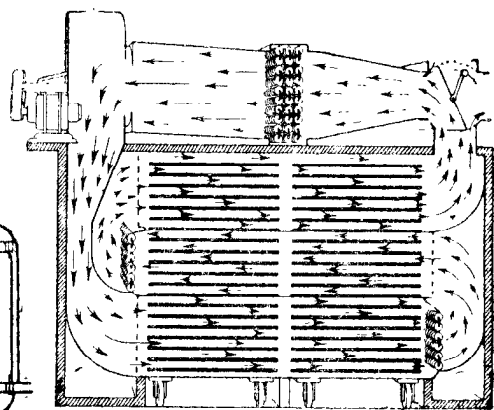
камеры; все неплотности, утечки и т. п. ложатся на меньшую емкость; сам режим обычно всегда таков, что в конце процесса сушки материал должен находиться в более сухом воздухе, что означает, что в этот период мы работаем с малым использованием тепла.

На фиг. 210—220 мы приводим несколько схем камерных сушилок, работающих по различным вариантам сушильного процесса. Некоторые схемы мы взяли из области сушки дерева, поскольку здесь имеются особые требования, предъявляемые к режиму сушки, и здесь много было приложено усилий для создания рациональных схем; подобные сушилки применяются и при сушке керамических изделий.

На фиг. 210 представлена камерная сушилка, работающая по схеме с возвратом отработанного воздуха; сушка мате-



Фиг. 212.



Фиг. 213.

риала происходит на вагонетке при горизонтальной укладке. Циркуляция осуществляется винтовым вентилятором; за счет ввода сопротивления (заслонка *m*) перед вентилятором выброс отработанного воздуха происходит до подвода свежего. Камера рассчитана на одну вагонетку.<sup>1</sup>

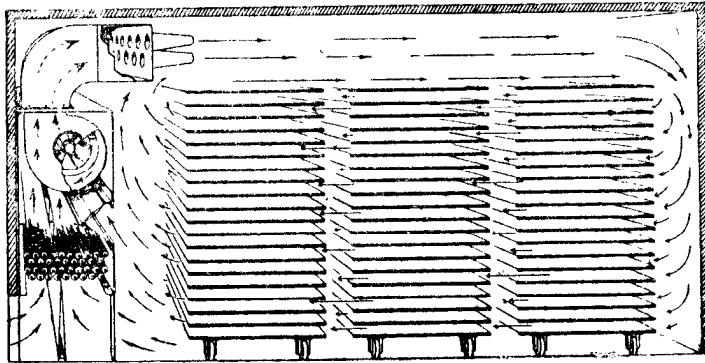
На фиг. 211 представлена такая же камерная сушилка на одну вагонетку, работающая по той же схеме сушильного процесса; укладка материала — вертикальная, вертикальная циркуляция — при помощи винтового вентилятора.

<sup>1</sup> Для улучшения равномерности сушки установлены распределительные перегородки и лопатки Прандтля (*k, n, i*) (см. далее стр. 356).

На фиг. 212 представлена схема камерной сушилки большой емкости, работающей также по схеме с возвратом отработанного воздуха; циркуляция — вертикальная (при вертикальной укладке), осуществляемая центробежным выносным вентилятором. Раздача воздуха производится при помощи горизонтальных каналов с отверстиями.

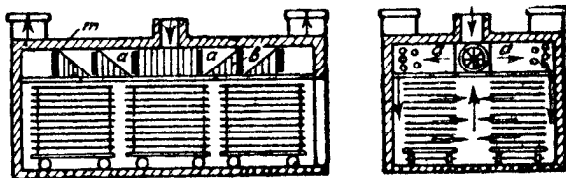
На фиг. 213 приведена камерная сушилка Гордон, работающая по схеме промежуточного подогрева и возврата воздуха при горизонтальной укладке материала. Сушилка при влажных материалах имеет малый расход тепла и энергии, работая при высоком потенциале сушки. Расчет ведется по схеме фиг. 38, стр. 94.

На фиг. 214 приведена эжекционная сушилка Кариера. В этой сушилке имеется ряд сопел, в которые нагнетается горячий воздух в небольшом количестве; за счет больших скоростей выхода этого воздуха из сопел происходит инжекция воздуха, прилегающего к соплу. В связи с этим возникает циркуляция вдоль материала, расположенного на полках; добавочный воздух, подаваемый через сопла, выбрасывается в таком же количестве из системы за счет давления, создаваемого в камере. Иногда отработанный воздух может поступать снова к вентилятору для составления регулируемой смеси. Отношение циркулирующего воздуха к добавочному в удачных конструкциях доходит до  $3,5 \div 4,5$ .<sup>1</sup>

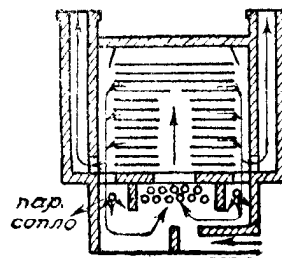


Фиг. 214.

На фиг. 215 представлена камерная сушилка с распределением воздуха, как и в коридорной сушилке (фиг. 104), винтовыми вентиляторами, насаженными на одном валу. Воздух, подаваемый через соответствующие нагнетательные и всасывающие полости и калориферы в боковые щели, распределяется по штабелю, как указано стрелками. Свежий воздух поступает в центре, отработанный уходит с двух концов камеры. Сушилка работает по схеме с промежуточным подогревом и возвратом отработанного воздуха по зонам и с большими скоростями воздуха,



Фиг. 215.



Фиг. 216.

проходящего по сечению штабеля; она имеет поэтому большую циркуляцию и малые перепады температур и влажности воздуха, а следовательно, несколько повышенную интенсивность сушки.

На фиг. 216 изображена схема сушилки для дерева системы Мадисоновской лесотехнической лаборатории (Thelen'a) с естественным движением воздуха. Наружный воздух поступает к нагревательным трубам, расположенным внизу между штабелями; нагретый, он поднимается в проход и, пройдя штабель, отсасывается вытяжными трубами, расположенными по всей длине сушилки и имеющими отверстия внизу камеры. За счет небольшого разрежения, создаваемого поднимающимся горячим столбом воздуха в продухе над калориферами, часть воздуха, идущего

<sup>1</sup> Исследование модели такой сушилки, см. „Отопление и вентиляция“ № 11, 1936 г.

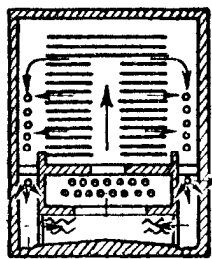
в трубу, может снова поступать к калориферу. Иногда циркуляции помогают паровые сопла, служащие одновременно для увлажнения воздуха.

На фиг. 217 представлена схема сушилки для дерева системы Tiemann's (Мадисоновская лаборатория). Нагретый воздух поступает в проход между двумя штабелями, затем проходит поперек материала, увлажняется и отсасывается книзу за счет разрежения, создаваемого водяными форсунками, служащими смешивающим конденсатором. Охлажденный и насыщенный воздух проходит сепараторы, где освобождается от водяных капель и снова поступает к калориферу, совершая таким образом замкнутый цикл. Температура охлаждающей воды держится такой, чтобы влагосодержание воздуха соответствовало влагосодержанию, требуемому при входе в штабель по режиму сушки.

Сушилка эта—конденсационная, рассчитывается по варианту замкнутой циркуляции, рассмотренному нами в главе „Статика сушильного процесса“ (стр. 95).

Внутри сушилки расположен также и поверхностный конденсатор (вдоль стен), который включается в конце процесса сушки для большего снижения влагосодержания воздуха. Расход охлаждающей воды на побуждение велик; вся вода обычно возвращается к насосу и охлажденная соответствующей добавкой снова идет к конденсатору.

На фиг. 218 представлена камерная сушилка с реверсивными внутренними винтовыми вентиляторами, установленными на общем валу. Сушилка работает по схеме с возвратом отработанного воздуха. Распределение воздуха по зонам осуществляется таким же образом, как у сушилки по фиг. 215. Калориферы



Фиг. 217.

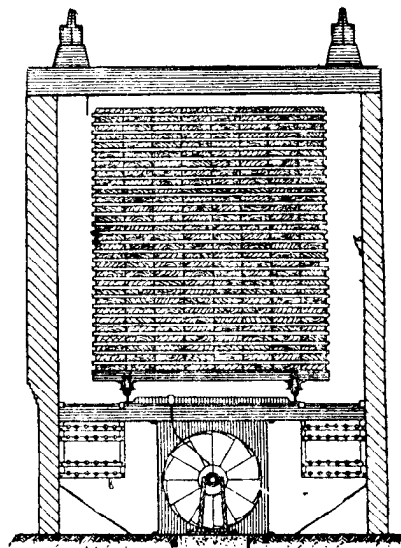
состоят из гладких труб и представляют малое сопротивление проходу воздуха. Вытяжка части отработанного и добавка свежего воздуха происходят при помощи труб, соединенных со всасывающими или нагнетательными полостями. Трубы распо-

ложены по всей длине сушилки в каждой зоне. Реверсивность, т. е. изменение направления потока воздуха по штабелю, дает возможность получить меньшие перепады температуры и влажности и таким образом получить ускорение процесса сушки. Расположение вентиляторов внутри сушилки дает возможность уменьшить сопротивление системы и таким образом без значительных затрат энергии работать с большими скоростями. Развитию этих сушилок препятствует относительная сложность механического оборудования: много движущихся частей, требующих ухода и работающих в атмосфере горячего и влажного воздуха.

Винтовые вентиляторы устанавливаются и сверху и внизу. Нижнее расположение, как на фиг. 218, вызывает необходимость устройства подвала с перекрытием, рассчитанным на полную нагрузку штабеля.

На фиг. 219 представлена камерная сушилка для дерева (ВТИ) с вынесенным вентилятором. Сушилка работает на дымовых газах, которые раздаются по длине камеры при помощи канала, расположенного сбоку штабеля. Пройдя штабель, газы отсасываются сборным каналом через регулируемые отверстия. Часть отработанных газов выбрасывается в атмосферу, часть же, смешавшись со свежими газами из топки, поступает снова в сушилку.

Сушилка фиг. 219 может быть и реверсивной, т. е. каналы будут использованы поочередно как для нагнетания, так и всасывания. При центробежных выносных вентиляторах реверсивность вызывает увеличение сопротивления системы и приме-

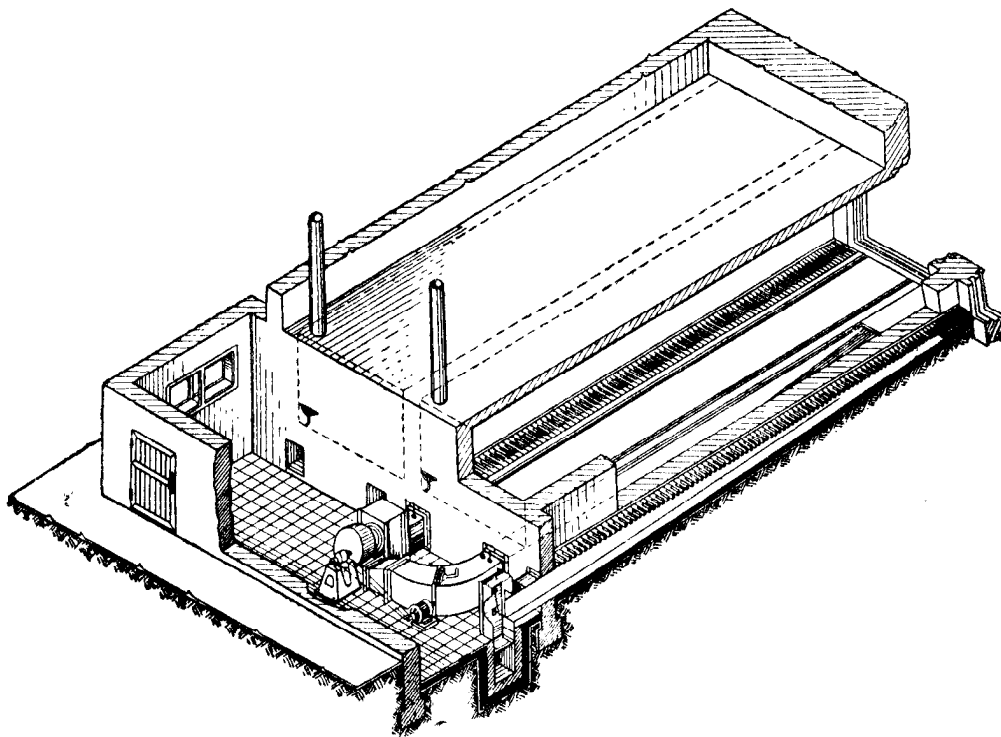


Фиг. 218.



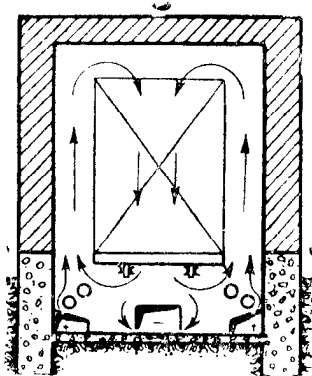
няется редко. Легче осуществляется перемена направления при винтовом реверсивном вентиляторе.

На фиг. 220 изображена схема сушилки с естественным движением воздуха, сущность работы которой такова: струи горячего воздуха, приходя в соприкосно-

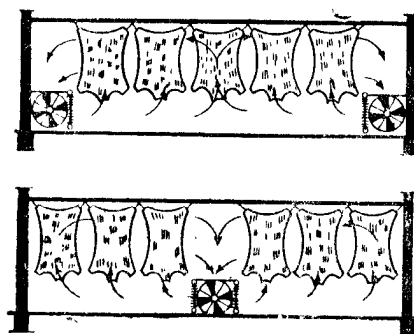


Фиг. 219.

вение с влажным материалом, остывают и падают вниз; их замещают струи горячего воздуха, поднимающиеся кверху за счет нагрева его расположенными по бокам калориферами. Свежий наружный воздух подается к калориферам по боковым



Фиг. 220.

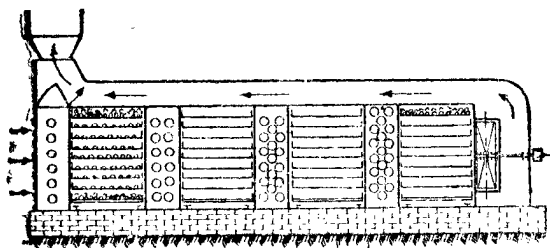


Фиг. 221.

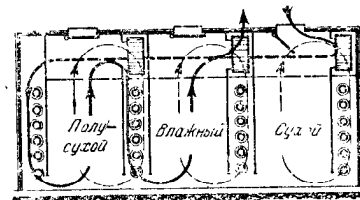
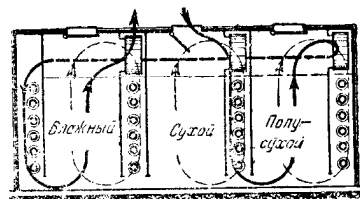
каналам (+); часть отработанного воздуха отсасывается центральным каналом, который связан или с трубой или с вентилятором (---); часть отработанной смеси за счет самотяги бокового столба воздуха снова может поступать к калориферу, и таким образом в эти периоды сушилка работает по схеме с возвратом отработанного воздуха. Укладка материала в этих сушилках в соответствии с циркуляцией воздуха должна быть вертикальной.

На фиг. 221 приведены две схемы движения воздуха и расположения материала при сушке тяжелых кож; установка имеет винтовые вентиляторы и ребристые калориферы по системе Schilde с нижним расположением вала и с одним центральным или двумя боковыми распределениями потока воздуха.

Как мы видели в главе „Динамика сушки“, скорость испарения у всех материалов выше в начальный период сушки. Поэтому для того чтобы полностью обеспечить в этот период возможность испарения всего количества влаги, необходимо иметь повышенные расходы воздуха и тепла, т. е.

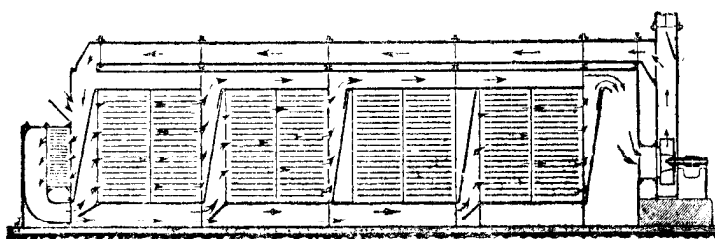


Фиг. 222.



Фиг. 223.

более мощное оборудование, которое во втором периоде сушки недоиспользуется. Обычно *исходят* при расчетах из *среднего количества влаги*, вводя поправочный коэффициент  $1,2 \div 1,3$ . Этот коэффициент дает близкие к действительности цифры, поскольку

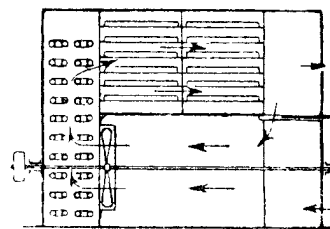


Фиг. 224.

неравномерность сушки отдельных кусков или партий снижает пиковую нагрузку первых часов сушки. Если температура воздуха меняется в течение процесса сушки, тепловое оборудование проверяется на более высокую температуру, причем количество испа-

ренной влаги в этом случае берется в зависимости от характера процесса  $\leq W_{cp}$ .

Камерная сушилка, как мы видим, имеет органические недостатки, которые увеличивают расходы тепла главным образом за счет недоиспользования воздуха в последний период сушки. Поэтому иногда выгодно *комбинировать несколько камер с общей вентиляционной системой*, особенно в тех случаях, когда имеется достаточное количество материала, состоящего из мелких партий с разными индивидуальными характеристиками (например, разный цвет краски), смешивать которые нельзя и случайное попадание которых также нежелательно для партии. Так, например, возможно работать по варианту с промежуточным подогревом и возвратом воздуха при горизонтальном его потоке, как это имеет место в типе сушилок фиг. 222, или работать по варианту с промежуточным подогревом и возвратом отработанного воздуха по зонам с вертикальным направлением потока, как это имеет место, например, у сушилок фиг. 223. Движение воздуха в первом случае всегда остается постоянным, а во втором воздух после загрузки новой камеры при помощи соответствующих заслонок



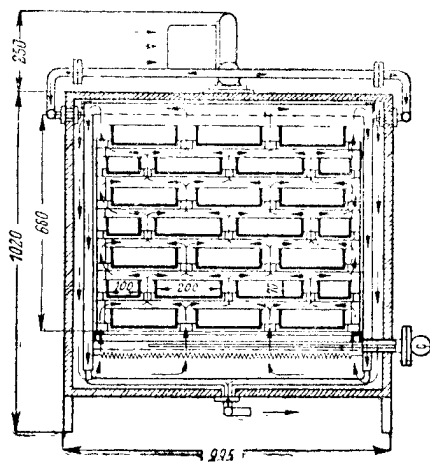
Фиг. 225.

направляется таким образом, что, приближаясь к выходу, проходит камеры все с большей влажностью материала, имея возможность выйти с высоким насыщением. Схема включения и циркуляции в каждой зоне ясна из чертежа фиг. 223.

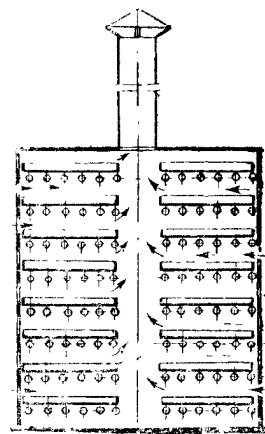
На фиг. 224 изображена сушилка системы Igetro, скомбинированная из нескольких камер, связанных общим вентиляционным устройством; сушилка работает по схеме с возвратом отработанного воздуха. Как ясно из этой схемы, все камеры могут работать только при определенном режиме сушки. Регулирование процесса может осуществляться только количеством горячего воздуха, в связи с чем может несколько снижаться или увеличиваться температурный перепад.

При разновременной загрузке отделений этой сушилки *мощность оборудования может быть рассчитана на среднее значение испаренной влаги*. Размеры такой камерной сушилки при четырех отделениях: число полок — 160, длина — 9 500 мм, ширина — 1 250 мм и высота — 2 650 мм, вес сушилки — 3 300 кг (без полок).

Сушильные шкафы отличаются от камерных сушилок только емкостью. Тут можно встретить также очень много конструкций и комбинаций и работу по разным вариантам сушильного процесса. Чаще всего среди таких шкафов распространена простая схема нормального сушильного процесса: калорифер размещается внизу,



Фиг. 226.



Фиг. 227.

а вытяжка (естественная) — в верхней точке шкафа; обычно экономичность такой установки отходит на задний план, так как количества материала, с которыми приходится иметь дело, настолько малы, что любые перерасходы тепла не сказываются в заметных абсолютных цифрах.

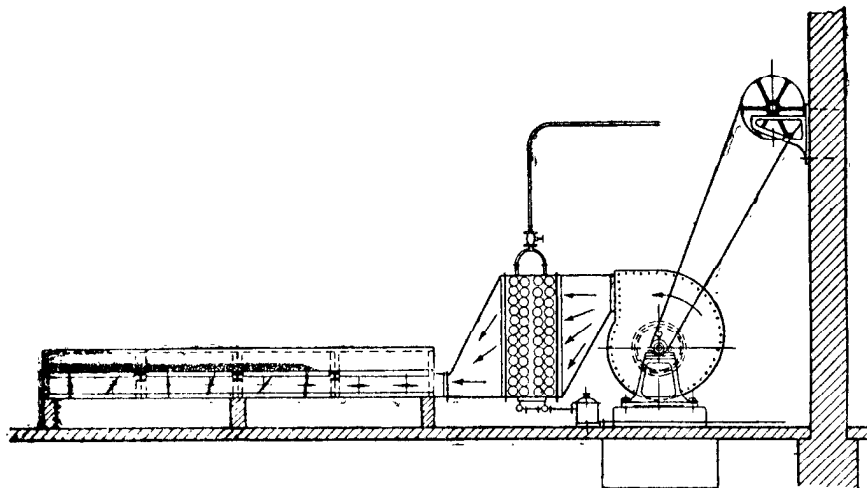
Однако можно встретить шкафы, работающие вполне рационально и конструктивно оформленные достаточно совершенно. Пример схемы такого шкафа, работающего с возвратом отработанного воздуха, для сушки химических продуктов, расположенных на лотках размером 450 × 830 мм, представлен на фиг. 225 (емкость 12 лотков; размеры шкафа: ширина 1 800, высота 1 400, глубина 940 мм; установленная мощность мотора 2,5 л. с.).

На фиг. 226 представлен сушильный шкаф с искусственной вентиляцией; здесь воздух нагнетается вентилятором в полости между стенкой шкафа и металлической перегородкой, где частично забирает тепло отходящего воздуха, который проходит по соседней щели; затем воздух входит в нижнюю камеру, где расположены электрические спирали; нагретый воздух далее проходит между лотками, как показано стрелками, и, пройдя боковые щели и произведя нагревание поступающего свежего воздуха, выбрасывается через отверстие в дне шкафа.

На фиг. 227 представлен шкаф, работающий по схеме с подогревом в самой сушильной камере. Лотки с материалом установлены на полках, под которыми расположены трубы, обогреваемые паром или водой. Небольшое количество воздуха, нужного, чтобы отвести водяные пары, подводится у боковых полок. Отбор отработанной смеси происходит через центральную трубу между рядами лотков.

## 2. СИТОЧНЫЕ СУШИЛКИ

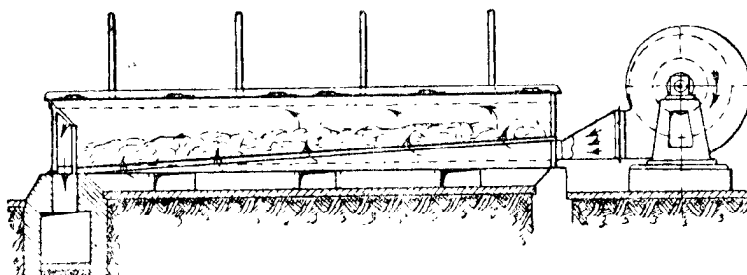
Эти сушилки применяются главным образом в сельскохозяйственной промышленности для сушки в больших количествах таких продуктов, как овощи, ботва и другие кормовые продукты, отбросы, различные выжимки, шерсть и т. д. На фиг. 228 представлена такая сушилка, состоящая из одной или нескольких больших коробок, разделенных сеткой или дырчатым листом железа на две полости;



Фиг. 228.

нижнюю полость вдувается горячий воздух после калорифера (как на фиг. 228) или дымовые газы, а в верхнюю насыпается ровным слоем материал. Материал во время сушки несколько раз перемешивается вручную; в нижней полости имеются заслонки, которыми можно, регулируя подачу воздуха в слой, регулировать длительность сушки.

Толщина слоя зависит от свойств материала, его влажности и степени измельчения и доходит до 300 мм. Длительность сушки колеблется в таких ситах от 3 до 8 час. Размеры сит обычно доходят в последних конструкциях до 8 м<sup>2</sup>



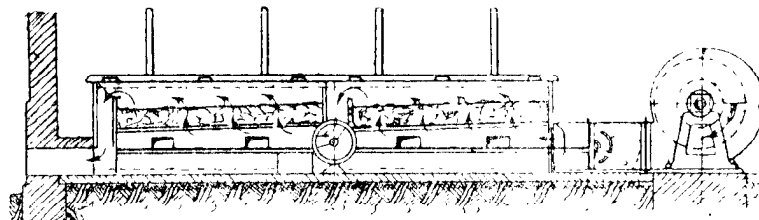
Фиг. 229.

каждое, что дает нагрузку на одно сито при слое в 300 мм 2,4 м<sup>3</sup> (или при насыпном весе 600 кг/м<sup>3</sup> приблизительно 1,5 т сырого продукта). Расход материала и затрата энергии небольшие. Так, для примера приводим следующие размеры и веса этих сушилок при нагреве воздуха паровым калорифером:

	Поверхность сита в м <sup>2</sup>	Потребная мощность в л. с.	Вес нетто в кг
Одно поле . . . . .	8	2,2	1 700
Два поля . . . . .	16	4,0	2 700
Три поля . . . . .	24	5,6	3 900
Четыре поля . . . . .	32	7,0	5 000

Сушилки эти ставятся на открытом воздухе под навесом, и отработанный воздух из них выходит прямо в атмосферу. Эти сушилки строятся и для установки в помещениях с выводом отработанного воздуха в канал, как ясно видно из фиг. 229.

В этих же сушилках устанавливают переключающий клапан, при помощи которого воздух, пройдя слой одного отделения, используется для сушки слоя второго отделения того же поля и затем направляется в атмосферу. При помощи этого клапана и системы дополнительных каналов и заслонок в этой конструкции сушилок можно получить выключение любой половины поля (при разгрузке и переме-



Фиг. 230.

шивании) и проход воздуха последовательно из первой во вторую или из второй в первую половину (сначала через сухую часть, затем через влажную — фиг. 230).

Закрытая система ситочных сушилок, также с различными комбинациями для последовательного переключения, применяется и в больших масштабах производства; строят специальные камеры из кирпича или бетона и загружают материал в эти камеры через двери. При помощи распределительных воздухопроводов и заслонок воздух пропускают сначала через одну камеру сверху вниз, затем через другую — снизу вверх.

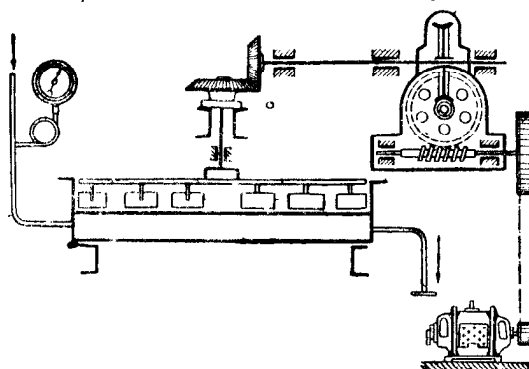
Производительность таких камер определяют в 300 кг сырого картофеля, свеклы, свекольных листьев и т. д. в 24 часа на 1 м<sup>2</sup> сита, т. е. грубо 10 кг испаренной влаги на 1 м<sup>2</sup>/час при температуре входа воздуха 70—90° С. Потребная мощность 0,4 л. с. на 1 м<sup>2</sup> сита.

В тех случаях, когда пытаются избежать перемешивания материала, конструируют ситочную сушилку с закрытым кожухом и работают по схеме с возвратом отработанного воздуха, создавая для равномерности сушки малый перепад температур при входе и выходе из материала. Однако такое увеличение скорости прохода воздуха через слой, при котором сопротивление материала резко вырастает, вызывает большие расходы энергии и невыгодно.

### 3. СУШИЛКИ С ПЕРЕМЕШИВАНИЕМ (МЕХАНИЧЕСКИЕ)

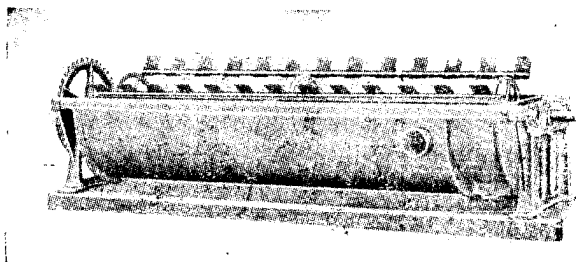
Эта группа сушилок применяется при сушке мелких партий сыпучего, жидкого, густого материала, в случае особых требований к технологии производства и т. д.

Конструкции этой группы сушилок не поддаются строгой классификации, и выбор того или иного типа зависит от местных условий, качества материала и его свойств. Почти все типы непрерывно действующих механических сушилок при малых производительностях превращаются в подобные же сушилки периодического действия. Барабанная сушилка превращается в цилиндрическую с перемешиванием материала, многотарельчатая — в однога-



Фиг. 231.

рельчатую, сушилка с мешалками — почти в такую же конструкцию периодического действия (только иное устройство лопаток) и т. д. Большой частью (все эти сушилки — типа мешалок.



Фиг. 232.

Пример тарельчатой сушилки дан на фиг. 231. Подогрев тарелки происходит или паром или дымовыми газами, которые получают в топке, расположенной под плитой. Устройство мешалок в этой сушилке зависит от характера материала; при вязком материале рекомендуется применение гребков, при слеживающемся — скребков. Напряже-

ние поверхности нагрева у этой сушилки зависит в основном от свойств материала.

Примеры для разных материалов приведены в нижеследующей таблице при обогреве паром.

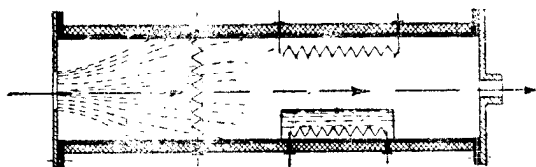
На фиг. 232 изображена сушилка с мешалками. Нагревательной поверхностью служит корыто, обогреваемое паром или горячим воздухом. Строятся эти сушилки размером  $D = 1$  м и  $L = 2, 3, 6$  и  $5$  м. Напряжения поверхности нагрева несколько ниже, чем у соответствующих непрерывно действующих сушилок.

Наименование материала	$w_1$ %	$w_2$ %	$\frac{W}{ZF}$ кг/м <sup>2</sup> час
Кристаллический материал . . . . .	70	10	15 <sup>1</sup>
Кристаллический материал . . . . .	3	0,5	1,5—2,5
Каменный уголь мелкий . . . . .	23,6	1,0	7,0
Опилки . . . . .	52,2	0,3	7
Гипс . . . . .	16,0	0,0	18
Огнеупорная глина . . . . .	39,7	2,3	12
Песок . . . . .	16,0	0,2	13

## Е. ВАКУУМСУШИЛКИ

Для того чтобы ясно представить себе, как происходит сушка материала под вакуумом, разберем несколько элементарных примеров, позволяющих уяснить течение этого процесса и влияние на него различных факторов.

1. Представим себе изолированную трубу (фиг. 233), из которой отсасывается воздух, входящий в нее через узкое отверстие; благодаря большому сопротивлению этой диафрагмы в трубе создается глубокий вакуум (например, давление  $0,04$  атм).



Фиг. 233.

Если мы в начале этой трубы расположим калорифер, а затем сосуд с водой, то воздух будет сначала нагреваться (процесс при  $d = \text{const}$ ), затем испарять влагу (процесс при  $J = \text{const}$ ) и при некотором влагосодержании уходить из сушилки. Количество влаги, которое может содержать воздух, зависит от

общего давления в трубе, и для подсчета мы можем воспользоваться формулами, рассмотренными нами в главе „Статика сушильных процессов“, где мы видели, что возможное влагосодержание воздуха растет с понижением давления.

На фиг. 234 приведена зависимость влагосодержания воздуха при неполном насыщении ( $\varphi = 10\%$ ) и при разных температурах при  $b = 745$  и  $30$  мм рт. ст.; из этих кривых видим, что для удаления  $1$  кг влаги при вакууме (при том же  $\varphi$ ) нам нужно пропускать через трубу *значительно меньшее количество воздуха*, чем при атмосферных условиях. На фиг. 235 мы даем зависимость расхода воздуха  $l$  на

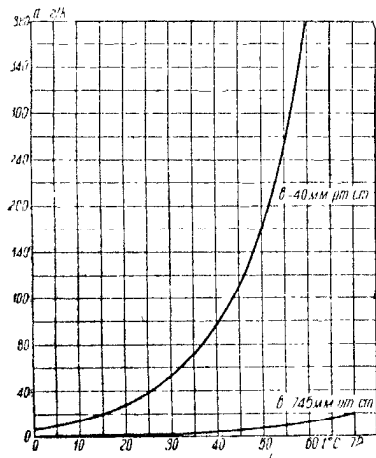
<sup>1</sup> Нагрузка до  $120-150$  кг/м<sup>2</sup> тарелки. Число оборотов  $n = 7-8$  об/мин. Диаметр тарелки  $2,5$  м.

1 кг испаренной влаги от давления в трубе при  $t_0 = 15^\circ \text{C}$ ,  $\varphi_0 = 80\%$ ,  $t_1 = 50^\circ \text{C}$  и  $\varphi_2 = 100\%$ . (Процесс теоретической сушки  $l = \frac{1000}{d_2 - d_0}$ , где  $d_2$  — в зависимости от вакуума.)

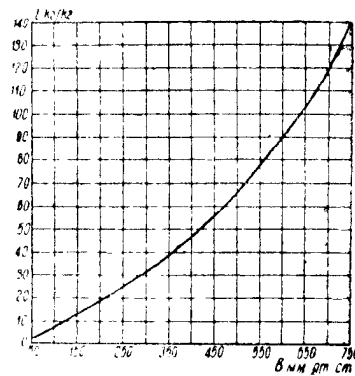
Температура воды в рассматриваемом случае будет так же, как и для случая испарения воды в атмосферных условиях, ниже, чем температура протекающего воздуха, и зависит при устойчивом состоянии равновесия от температуры, влажности и скорости этого воздуха.

Насколько общие законы испарения правильны при вакууме и какие коэффициенты мы будем здесь иметь, сказать трудно, потому что вопрос не изучен, никаких соответствующих опытов не имеется; можно лишь утверждать, что явления подобны явлениям при атмосферных условиях. Если это так, то из уравнения равновесия вытекает, что температура воды будет несколько ниже температуры кипения при данном общем давлении и равна температуре воздуха (если эта температура ниже  $t_n$ , соответствующей вакууму) только при полном его насыщении.

При температурах воздуха выше  $t_n$  температура воды будет таким образом равна  $t_n$ , соответствующей вакууму только вблизи полного насыщения воздуха, и никогда не будет равна температуре воздуха.



Фиг. 234.



Фиг. 235.

2. Если над сосудом с водой расположим какую-либо дополнительную излучающую нагревательную поверхность, то тепло будет передаваться к жидкости от двух источников. Температура воды при устойчивом состоянии равновесия будет тем выше, чем более разрежена среда в трубе.<sup>1</sup>

Поэтому вода будет испаряться или кипеть в сосуде при некоторых условиях  $t$  и  $\varphi$ , отличных от первого случая; испарение произойдет быстрее, так как температура воды будет выше, доходя в пределе до температуры кипения, соответствующей вакууму.

3. Наконец, если мы введем нагревательную поверхность в самую жидкость, то мы совместно с горячим воздухом и при лучеиспускании, а также и без них очень быстро доведем температуру воды до точки кипения, соответствующей барометрическому давлению (вакуум) независимо от температуры и насыщения протекающего воздуха, причем интенсивность испарения тем выше, чем выше температура нагревающей поверхности.

4. Из всех рассмотренных трех случаев работы под вакуумом мы видим, что интенсивность испарения воды со свободной поверхностью будет тем выше, чем выше температура протекающего воздуха, чем выше эффект лучеиспускания и внутреннего нагрева, а так как сама температура жидкости не может быть выше  $t_n$ , соответствующей вакууму, т. е. является сама очень низкой, то количество тепла, пере-

<sup>1</sup> „Block-Chemische Apparatur“ № 8, 1919 г.

даваемого за счет *большой разности температур*, будет всегда *значительно выше* (особенно во втором и третьем случаях), *чем для атмосферных условий*. Вот почему все вакуумсушилки имеют или *змейкиц внутри корпуса* или *нагревательные плиты*.

5. Если вместо воды мы поместим влажный материал, то его температура в период испарения свободной влаги будет ниже или близка к температуре кипения при данном вакууме. При испарении *гигроскопической влаги* температура *материала будет повышаться, приближаясь при устойчивой влажности к температуре сухого воздуха* в первом случае и к температуре горячей *поверхности* (или еще выше при большом лучеиспускании) в *третьем случае*. Параллельно с повышением температуры падает интенсивность испарения, прекращаясь совершенно при устойчивой влажности материала. Таким образом мы ясно видим, что так часто встречающиеся указания о том, что при сушке *в вакууме температура материала низкая*, и поэтому эти сушилки особенно *пригодны для материалов, не переносящих высокую температуру, не совсем правильны*. Вакуум действительно выгоден тогда, когда мы материал не досушиваем до низкой влажности, так как температура материала в этом случае *низкая и интенсивность испарения высокая*.

При периодически действующих сушилках, правда, можно регулировать этот опасный предел нагрева материала за счет снижения температуры нагревающей среды и повышения вакуума во втором периоде сушки, что, однако, вызывает большие эксплуатационные неудобства. На фиг. 236 приведены кривые изменения температуры материала и кривые сушки при разных комбинациях подогрева и вакуума. Температура материала ( $\vartheta$ ) в первом случае *а* приближается к температуре нагревающей среды ( $t$ ), во втором случае *б* путем снижения температур удается держать температуру материала в допустимых пределах и равной температуре кипения при данном вакууме, а в третьем случае *в* за счет снижения и температуры подогрева и повышения вакуума *Рата* температура материала в конце сушки даже ниже, чем в начале.

При непрерывно действующих аппаратах эту регулировку можно осуществить, только применяя две стадии сушки в разных аппаратах. В первом аппарате сушить при высоком давлении пара и большой скорости испарения, а во втором при более высоком вакууме и низком давлении пара производить досушку (фиг. 241—вальцовая вакуумсушилка *а* и сушилка с мешалками *б*).

6. Если мы имеем герметический сосуд, соединенный с вакуумнасосом, и в этом сосуде испаряется вода на горячей поверхности, то при испарении жидкости вакуум в сосуде будет понижаться и пар будет перетекать к конденсатору за счет разности давления в сосуде и насосе. Если в сосуде имеются щели, то через них присасывается воздух, который забирает влагу, испаренную за счет нагревательных и лучеиспускающих поверхностей, расположенных внутри сушилки, и вместе с паром за счет разности давления также перетекает к конденсатору и насосу.

В конденсаторе за счет охлаждения смеси воздуха и водяного пара происходит конденсация основной массы испаренной воды. После конденсации остается воздух с температурой, близкой к температуре охлаждающей воды при полном насыщении ( $\varphi = 100\%$ ), который должен быть сжат вакуумнасосом до атмосферного давления. Основной расход энергии идет на эту работу по сжатию. Чем выше неплотность вакуумсушилки, чем выше вакуум в ней (ниже абсолютное давление), тем выше этот расход энергии. При смешивающем конденсаторе насос должен забрать еще воздух, выделенный из охлаждающей воды. Расход воздуха  $G$  зависит от конструкции сушилки и удельного веса смеси:

$$G = K (p_0 - p_1) \gamma \text{ кг},$$

где  $p_0$  — давление абсолютное в *ат*;

$p_1$  — давление в вакуумсушилке;

$\gamma$  — удельный вес;

$K$  — коэффициент.

Значения  $G$  обычно даются при соответствующих конструкциях. Если принять для случая  $p_0 = 1\,033 \text{ кг/см}^2$  и  $p_1 = 0,5 \text{ кг/см}^2$  для воздуха  $G = 1 \text{ кг}$ , то значения  $G$  при ином значении вакуума даны кривой фиг. 237, там же даны значения

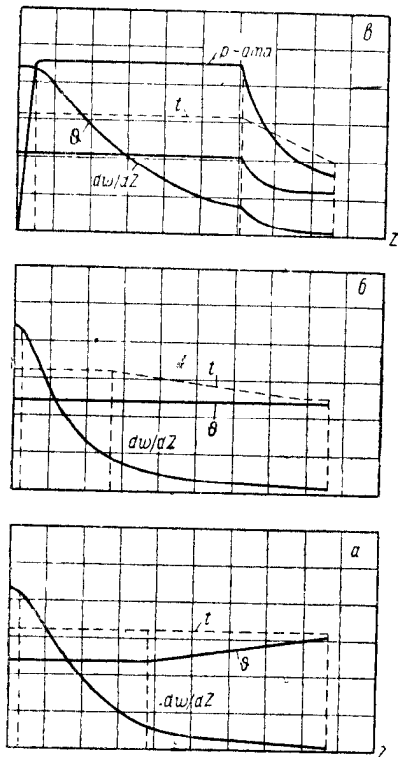


$L$  — работы насоса в кгм и подача его  $H$  в м<sup>3</sup> при разных вакуумах, отнесенная к весу, соответствующему кривой  $G$ .

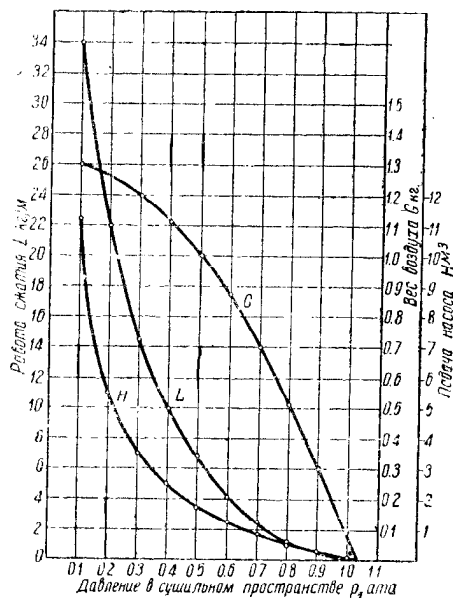
Кривые фиг. 237 имеют большое практическое значение при учете работы сушилок на различном вакууме.

Температура охлаждающей воды должна быть такой, чтобы сконденсировать основную массу испаренной воды; без конденсации работа насоса ухудшается за счет дополнительного объема паров.

8. Как показывают многие литературные источники, процесс кипения жидкости в вакууме заметен при многих материалах невооруженным глазом. Многие приписывают этому явлению характер получаемого продукта: так, например, картофельная резка при сушке на воздухе слинается, при вакууме она остается рыхлой и рассыпчатой и в дальнейшем лучше воспринимает воду. Клей в плитках на воздухе сохнет, сохраняя свою форму и крепость (корка образуется сверху), в то время как помещенный в вакууме он пенится и дает при высыхании порошок и т. д. Часто можно видеть на поверхности материала скопление солей, движущихся при



Фиг. 236.



Фиг. 237.

атмосферных условиях от центра к поверхности вместе с влагой; при вакуумсушке предполагают отделение воды по всей толщине материала и здесь наблюдается равномерный излом.<sup>1</sup> Некоторые сторонники вакуумсушилок предполагают, что за счет разрежения поры материала свободны от воздуха, и поэтому теплота может быстрее проникать внутрь и там испарять влагу. В связи с этим также можно часто встретить предложение по сушке в этих сушилках твердых материалов, таких, как дерево и т. д., причем предполагается, что корка, имеющая обычно место в воздушных сушилках, не образуется, а идет равномерное выделение влаги по всему сечению и повышение, таким образом, скорости сушки. Однако не все предположения подтверждаются практикой работы с вакуумсушилками, особенно в области сушки твердых материалов, и этот вопрос в каждом отдельном случае требует особой осторожности и проверки.

Можно считать установленными следующие положения о вакуумсушилках.

<sup>1</sup> „Chemische Appar.“ № 8, 1919 г.

1. Вакуумсушилка применима для материалов, требующих низких температур сушки, если эти материалы не сушатся до устойчивой влажности. Она применима для этих материалов, если температура участка, где материал испаряет гигроскопическую влагу, соответственно понижается, или, наконец, если скорость сушки такова, что не наступает установившегося состояния равновесия.

2. В вакуумсушилках при *испарении свободной влаги* мы работаем с большими перепадами температур и, следовательно, с большей интенсивностью сушки. Во всех остальных случаях эта интенсивность резко понижается. Так, например, если для паровой плиты при  $p \approx 1,5 \text{ атм}$  и атмосферных условиях при температуре материала, соответствующей температуре кипения, мы имеем  $\Delta t = 110 - 100 = 10^\circ \text{C}$ , то при вакууме 30 мм рт. ст. и температуре кипения  $t = 30^\circ \text{C}$   $\Delta t = 110 - 30 = 80^\circ \text{C}$ , т. е. в восемь раз больше.

Таким образом в некоторых случаях выгодно применять, независимо от свойств материала, для форсировки процесса вакуум, если стоимость конструкции сушилки и аппаратуры для получения вакуума не выше стоимости атмосферной сушилки.

3. Сушка материала (допускающего низкие температуры сушки) при вакууме более опасна при неподвижном слое, чем при перемешивании.

4. Вакуумсушилки имеют минимальное пылеобразование и удобны при выделении ядовитых газов. Удобны при необходимости улавливания испаряемой из материала влаги или другой жидкости.

5. Вакуумсушилка применима для материалов, окисляющихся при сушке в потоке воздуха.

6. Для взрывчатых веществ при сушке под вакуумом отсутствует передатчик взрыва — воздух, и таким образом вспышка происходит с меньшим эффектом.

7. В вакуумсушилках мы имеем почти полную независимость сушки от атмосферных условий; этот фактор ( $t_0$  и  $\varphi_0$ ) при сушилках, работающих при атмосферном давлении и при низких температурах сушки, оказывает значительное влияние на характер протекания всего процесса сушки.

8. Расход тепла пара в вакуумсушилке меньше, чем в атмосферных сушилках за счет малого количества уходящего воздуха, а также за счет снижения скрытой теплоты испарения при более низких  $t_{\text{нат}}$ .

Обычно установка для сушки материала под вакуумом состоит из трех основных частей: сушилки, конденсатора и воздушного насоса. В зависимости от местных условий и необходимости собирать испаренную жидкость или в целях контроля за сушкой материала, или в целях ее использования, может быть установлен смешивающий или поверхностный конденсатор.

Расчет и конструирование конденсаторов для вакуумсушилок производятся тем же порядком, как и для других машин (турбины, паровые машины и т. д.). Поверхность нагрева может быть подсчитана по обычным уравнениям теплопередачи, помещенным в главе „Основные понятия“.

На фиг. 238 представлен поверхностный конденсатор, изготавливаемый заводом Химмаштреста для вакуумсушилок.

В табл. 43 даны габаритные размеры конденсаторов, их поверхность охлаждения и количество влаги, конденсирующейся каждым; таким образом зная производительность вакуумсушилки, по табл. 43 можно выбрать соответствующий конденсатор.

Количество воздуха, на которое нужно рассчитывать воздушный насос в вакуумсушилках, не поддается точному учету; присос зависит от конструктивного выполнения деталей сушилок — дверей и люков и от величины вакуума. Обычно при хорошем выполнении сушилки и при установке конденсатора рядом с сушилкой некоторые заграничные заводы считают производительность насоса  $1 \text{ м}^3/\text{час}$  на  $5 \text{ кг}$  испаренной влаги.

Другие заводы и некоторые справочники указывают более высокие значения. Так, например, завод Мако дает для сушилки с мешалками (фиг. 246) для крахмала  $w_1^a = 67$  и  $w_2^a = 25\%$  при производительности по воде  $7500 \text{ кг}$  в 24 часа, при вакууме  $0,08 \text{ кг/см}^2$  воздушный насос  $330 \text{ м}^3/\text{час}$  ( $N = 8,7 \text{ л. с.}$ ), т. е. примерно  $1 \text{ м}^3$  на  $1 \text{ кг}$  влаги в час.

Иногда производительность насоса относят к  $1 \text{ м}^2$  поверхности нагрева сушилки, поскольку эта поверхность определяет и производительность сушилки по влаге.

Для вакуумшкафов  $0,9—1,1 \text{ м}^3/\text{час}$  на  $1 \text{ м}^2$

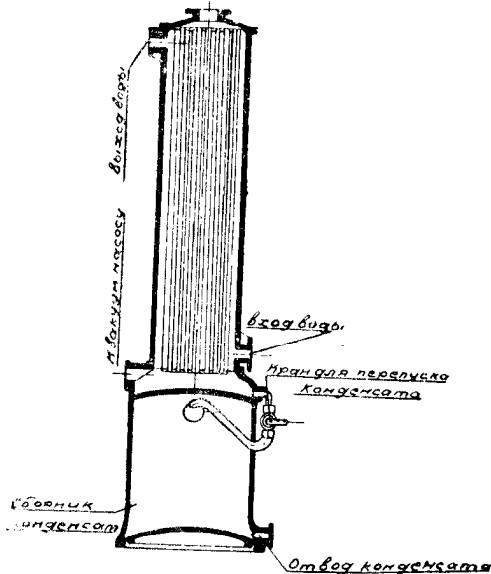
Для вальцовых вакуумсушилок  $3,0—4,5 \text{ м}^3/\text{час}$  на  $1 \text{ м}^2$ .

Для сушилок с мешалками  $3,5—8 \text{ м}^3/\text{час}$  на  $1 \text{ м}^2$

ТАБЛИЦА 43

Трубы		Охлаждающая поверхность в $\text{м}^2$	Производительность по влаге в 1 час в кг	Габарит		Вес в кг
Кол-во ст-во труб $\varnothing 20—23$	высота в м			диаметр в м	высота в м	
7	1,23	0,5	5,5	0,6	2,3	390
14	1,23	1	11	0,6	2,3	400
21	1,23	1,5	17	0,6	2,3	410
26	1,23	2	22	0,6	2,3	420
30	1,62	3	33	0,9	3	830
45	1,62	4,5	50	0,9	3	850
55	1,62	5,5	60	0,9	3	860
75	1,62	7,5	83	0,9	3	900
100	1,62	10	110	0,9	3	930
109	2,17	14	155	1,2	3,7	1 630
151	2,17	19	210	1,2	3,7	1 680
199	2,17	25	275	1,2	3,7	1 780
199	2,56	32	355	1,5	4	3 190
263	2,56	42	470	1,5	4	3 300
313	2,56	50	550	1,5	4	3 400

Примечание. Корпус конденсатора — чугунный, трубы — стальные или латунные.



Фиг. 238.

Учитывая возможные ухудшения герметизации сушилки и воздухопроводов, правильнее будет базироваться при расчетах на последних цифрах.

Проектирование и изготовление сушилки требуют особой тщательности, так как большое значение имеет герметичность, конструкция корпуса, противостоящего наружному давлению, и условия наблюдения за ходом процесса.

## 1. НЕПРЕРЫВНО ДЕЙСТВУЮЩИЕ ВАКУУМСУШИЛКИ

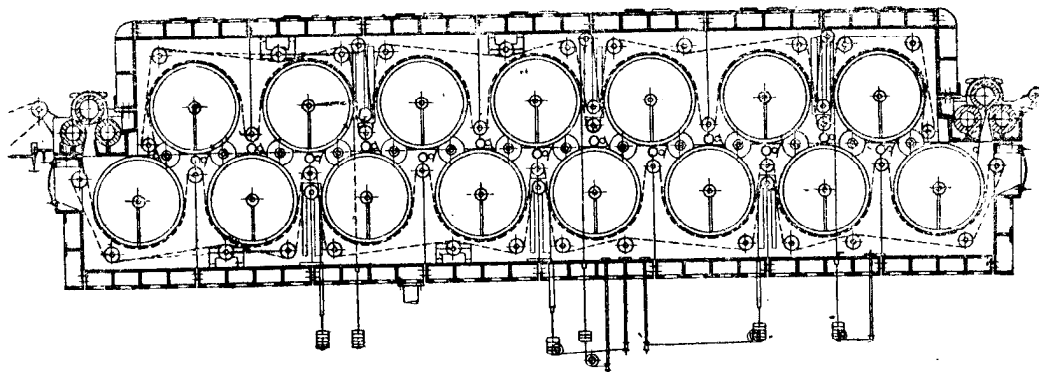
При конструировании этих сушилок кроме общих вопросов, связанных с конструкцией вакуумсушилок, приходится еще разрешать особо трудную задачу создания непрерывного процесса при герметичности и высоком разрежении в установке. При загрузке влажного материала и выгрузке сухого возникает опасность прорыва воздуха в систему и нарушения вакуума.

### 1. ЦИЛИНДРИЧЕСКИЕ СУШИЛКИ

Одна из удачных конструкций такой сушилки с уплотнениями была создана Митон'ом (фиг. 239) для сушки бумаги. Вся сушилка, состоящая из  $10 \div 15$  цилиндров, была помещена в чугунный герметический кожух, куда вводилась и выводилась бумага при помощи резиновых и бронзовых роликов. Все подшипники и валы были уплотнены сальниками. Конструкция эта позволяла при низких давлениях пара, в  $0,5 \text{ атм}$ , иметь для бумаги напряжение поверхности испарений в шесть—девять раз выше, чем у существующих атмосферных сушилок, т. е.  $\frac{W}{LF} = 50 \div 70 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$  при вакууме  $700 \text{ мм рт. ст.}$

Эта сушилка для той же производительности, что и атмосферная, может иметь меньшее число цилиндров, занимает меньшую площадь, обеспечивает лучшие условия работы в помещении и лучшее качество бумаги, так как сушка в условиях большой влажности протекает при низкой температуре материала, соот-

ветствующей вакууму. Здесь — налицо все основные преимущества вакуумсушилки. Расход пара в этой сушилке меньше за счет сокращения длительности сушки, малого количества уходящего воздуха и уменьшения потерь в окружающую среду. Чем выше давление пара в цилиндрах [это относится к другим типам вакуумсушилок с горячими поверхностями нагрева (см. стр. 242)], тем менее выгодны условия сравнения с атмосферной сушилкой. В атмосферной сушилке для бумаги при



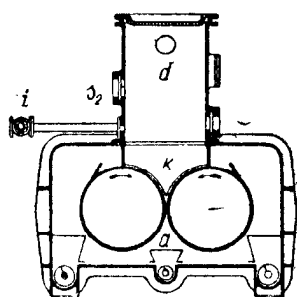
Фиг. 239.

$p = 4 \text{ атм}$  перепад температур между горячей поверхностью и материалом будет  $\Delta t = 50^\circ \text{C}$ , при  $p = 0,5 \text{ атм}$   $\Delta t = 10^\circ \text{C}$ ; при вакууме 30 мм рт. ст. и  $p = 4 \text{ атм}$   $\Delta t = 120^\circ \text{C}$ , при  $p = 0,5 \text{ атм}$   $\Delta t = 80^\circ \text{C}$ , таким образом при  $p = 0,5 \text{ атм}$  перепад в восемь раз выше, а при  $p = 4 \text{ атм}$  в 2,5 раза выше, чем у атмосферной сушилки. На фиг. 239 представлен разрез вакуумсушилки для бумаги системы Minton на 15 цилиндрах. Сушилка эта применялась в промышленности.

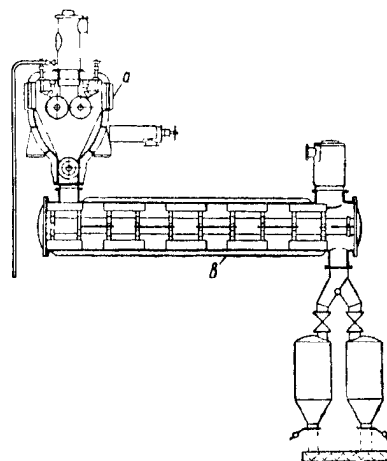
## 2. ВАЛЬЦОВЫЕ СУШИЛКИ

Вальцовые вакуумсушилки, так же как и вальцовые сушилки, работающие при атмосферном давлении, можно разбить на три группы: *одновальцовые, двухвальцовые и со смачиванием цилиндра* (или за счет погружения или за счет pulverизации).

На фиг. 240 представлен схематический разрез двухвальцовой сушилки, применяемой для сушки жидких и густых материалов. Материал подается в полость  $k$  за счет вакуума, через питательную



Фиг. 240.

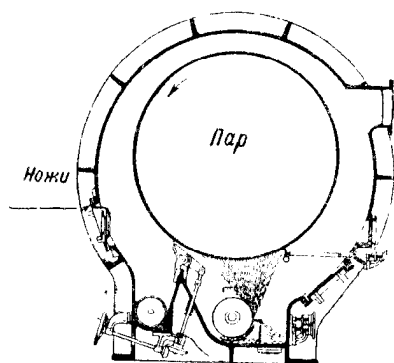


Фиг. 241.

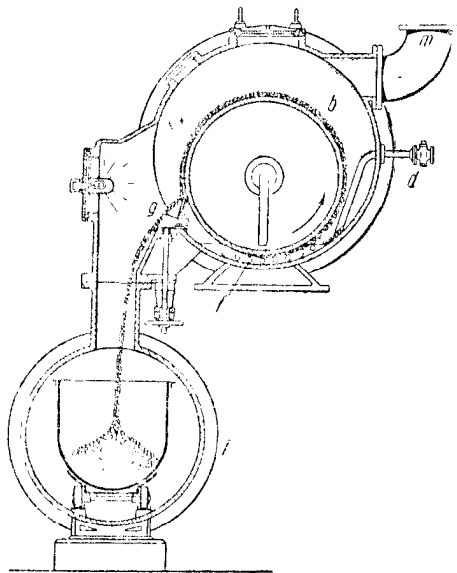
трубу  $i$  с таким расчетом, чтобы уровень его никогда не переходил выше гляделки  $s_2$ , так как иначе есть опасность попадания жидкости в трубу  $d$ , идущую к вакуумнасосу и конденсатору.

Также необходимо регулировать вентиль на трубе  $i$  так, чтобы не допускать снижения уровня до поверхности вальцов, так как при этом слой материала отса-

сывается назад, не накладывается на вальцы и в этом месте материал пригорает или перегревается. Для густых материалов, плохо проходящих в вакуумсушилку через трубу, устанавливается дополнительный поршневой насос. Толщина слоя может регулироваться расстоянием между вальцами. Собираение высушенного материала производится шнеком *a*, который непрерывно подает его в вагонетку, расположенную в камере, находящейся под тем же вакуумом. Когда вагонетка наполняется, ее быстро сменяют, отключая камеру от системы сушилки (в это время материал накапливается в трубке между камерой и сушилкой); при подключении вновь камеры к сушилке на непродолжительное время нарушается вакуум, однако все же можно считать



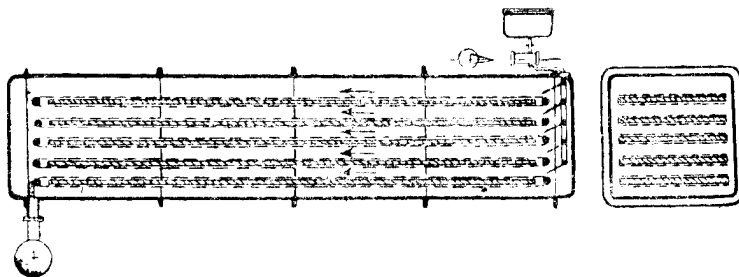
Фиг. 242.



Фиг. 243.

эти сушилки непрерывно действующими (см. также фиг. 241, где выгрузка происходит поочередно в две камеры).

Для материалов, боящихся перегрева, под вальцовой вакуумсушилкой устанавливается иногда сушилка с мешалками, где происходит досушка при более низких температурах нагревательных приборов и при перемешивании (фиг. 241).



Фиг. 244.

Число оборотов вальцов  $1 \div 10$  об/мин; слой материала накладывается толщиной  $0,1 \div 0,2$  мм.

На фиг. 242 приведен разрез одновальцовой вакуумсушилки со смачиванием цилиндра при помощи распыливающего быстроходного валика. Жидкость подается в сушилку за счет вакуума и попадает в корыто, в котором вращается питающий валик. Наложённый жидкий слой перед началом сушки подравнивается особым ножом. Все остальные устройства аналогичны устройствам атмосферных сушилок этого типа (фиг. 182—185). Шнек, собирающий сухой продукт, вращается то вправо, то влево и подает материал поочередно в одну или другую боковые камеры.

Для очень жидких материалов применяются вальцовые вакуумсушилки со смачиванием погруженного в материал цилиндра. Смачивающая жидкость засасывается вакуумом на нужный в зависимости от свойств материала уровень. Для пенящихся материалов не получается ровный слой, если их не охладить до поступления в сушилку до температуры ниже точки кипения, соответствующей вакууму.

ТАБЛИЦА 44

Диаметр барабана в мм	Длина барабана в мм	Поверхность нагрева в м <sup>2</sup>	Габариты			Потребная мощность на вращение в л. с.	Приблизительный вес в кг
			ширина В м	длина L м	высота H м		
550	700	1,2	1	1,8	1,8	0,75	3 400
550	1 400	2,4	1	2,5	1,8	1,0	4 600
550	2 100	3,6	1	3,3	1,8	1,5	6 000
750	2 100	4,9	1,5	3,5	2,5	2,5	7 000
750	2 800	6,6	1,5	4,3	2,5	3,5	8 000
750	3 500	8,2	1,5	5,2	2,5	4,5	9 000
1 000	3 500	11	1,8	5,3	3	5	14 000
1 000	4 200	13,2	1,8	6,1	3	6	16 000
1 300	4 200	17,1	2,2	6,1	3,5	7	20 000

ТАБЛИЦА 45

Диаметр барабана в мм	Длина барабана в мм	Поверхность нагрева	Габариты			Потребная мощность на вращение в л. с.	Приблизительный вес в кг
			ширина В м	длина L м	высота H м		
300	700	1,3	1,2	1,8	2,6	1	4 000
300	1 400	2,6	1,2	2,5	2,6	1,8	4 800
300	2 100	3,9	1,2	3,3	2,6	2,5	5 600
550	1 400	4,8	1,9	2,5	3,3	3	9 000
550	2 100	7,2	1,9	3,3	3,3	4	11 000
750	2 100	9,9	2,5	3,5	4	4,5	15 000
750	2 800	13,2	2,5	4,3	4	6	18 000
1 000	2 800	17,5	3	4,5	4,6	7	24 000
1 000	3 500	22	3	5,3	4,6	8	28 000

введены в табл. 44 (одновальцовые) и в табл. 45 (двухвальцовые). Вакуумсушилки по фиг. 242 обычно строятся с цилиндрами тех же размеров, что и атмосферные сушилки. Габаритные размеры несколько больше за счет кожуха.

Напряжение поверхности нагрева у всех трех групп сушилок резко колеблется в зависимости от рода материала, его влажности и давления пара. Напряжения, встречаемые в практике,  $\frac{W}{ZF} = 45-70$  кг/м<sup>2</sup>час (при сушилке фиг. 242 до 120 кг/м<sup>2</sup>час, см. стр. 287), отнесенные к полной боковой поверхности вальцев. Для некоторых материалов имеем следующие напряжения поверхности нагрева:

Наименование материала	w <sub>1</sub> %	w <sub>2</sub> %	$\frac{W}{ZF}$ кг/м <sup>2</sup> час
Молоко . . . . .	91 ÷ 92	5 ÷ 6	50 ÷ 60
Белила . . . . .	45	5	20 ÷ 30
Клей . . . . .	55	6	15 ÷ 20
Берлинская лазурь . . . . .	75 ÷ 80	25	50 ÷ 60

То же самое можно сказать о жидкостях, кристаллизирующихся на дне сосуда за счет нагрева вальцом. На фиг. 243 изображена такая одновальцовая сушилка: *d* — труба для подачи жидкости в сосуд; *i* — камера для выгрузки; *g* — ножи; *b* — вальцы; *m* — отсос к вакуумнасосу; *f* — холодильные трубы. Чрезвычайно интересно в этой сушилке уплотнение, сделанное для того, чтобы жидкость не попала на боковые стенки вальца и таким образом не пригорела и чтобы смазка вала ее не портила.

Для липких и вязких материалов, т. е. в тех случаях, когда указанные выше два способа смачивания не дают равномерности слоя, сам цилиндр не смачивается, а применяется одновальцовая сушилка с накладным роликом, смачиваемым в жидкости аналогично фиг. 186.

Почти все типы атмосферных вальцовых сушилок строятся как вакуумсушилки, т. е. заключаются в соответствующий герметический кожух, соединенный с вакуумнасосом.

У нас в СССР одновальцовые вакуумсушилки, со смачиванием цилиндра (по схеме фиг. 243) и двухвальцовые (фиг. 240) строились заводами Химмаштреста. Основные характеристики и габаритные размеры этих сушилок при-

Расход тепла пара у вакуумсушилок доходит до  $750 \div 850 \text{ кал/кг}$  испаряемой влаги. Расход энергии на вращение зависит от вязкости материала (см. табл. 44, 45). Расход энергии на воздушный насос по данным некоторых заводов примерно равен расходу на вращение.

### 3. СУШИЛКА С МЕШАЛКАМИ

Эта сушилка представляет собой подобие таких же сушилок, работающих под атмосферным давлением. Применяется главным образом для материалов, допускающих перелопачивание. Состоит эта сушилка из двухстенного нагреваемого паром барабана и простой мешалки (например, фиг. 241, *b*) или из необогреваемого барабана и мешалки, пасаженной или на пучок паровых труб, или на нагреваемый паром цилиндр, или, наконец, из двухстенного барабана и из мешалки, установленной на поверхности нагрева. При пылящих материалах сушилка снабжается пылеотделительным устройством, включенным в трубопровод к конденсатору. Сушилка только тогда может быть непрерывно действующей, если имеются соответствующие питатели для влажного и высушенного продукта, предохраняющие от ухудшения вакуума.

### 4. ЛЕНТОЧНЫЕ ВАКУУМСУШИЛКИ

Схема этой сушилки представлена на фиг. 244. В ней устанавливается несколько плит, нагреваемых паром, помещенных в герметическом сосуде. Вокруг плит движутся бесконечные ленты из тонкой металлической сетки, на которые из питательного сосуда при помощи трубок поступает жидкость, лежащая на них ровным слоем и просыхающая при прохождении верхней ветви над горячей поверхностью. Все ленты работают параллельно. Пройдя путь над плитами (очень близкое соприкосновение), материал высыхает и сбрасывается в герметическое разгрузочное устройство. Размер плит  $1 \times 6 \text{ м}$ , диаметр роликов для лент  $70 \text{ мм}$ . Движение ленты регулируется числом оборотов роликов; питание жидкостью происходит за счет вакуума, причем трубки, подводящие жидкость к лентам, имеют узкие капиллярные отверстия, через которые эта жидкость благодаря вакууму распыливается по сетке. Напряжение поверхности нагрева этих сушилок, отнесенное к верхней поверхности плит, например, по данным Магг'а для клея (70% раствор), составляет  $5,3 \text{ кг/м}^2\text{час}$ , а для гуммиарабика (52% раствор)  $2 \div 2,3 \text{ кг/м}^2\text{час}$ . При сушке дубильного экстракта (данные завода)  $w_1 = 35\%$ ;  $w_2 = 7,4\%$ ;  $p = 3 \text{ атм}$  и вакуум  $0,055 \text{ атм}$ , напряжение поверхности нагрева было  $\frac{W}{ZF} = 13,5 \text{ кг/м}^2\text{час}$ . Расход тепла пара  $800 \div 850 \text{ кал/кг}$  испаренной влаги. Пылеобразование небольшое, так как материал почти в течение всего процесса сушки находится в неподвижном состоянии.

## II. ВАКУУМСУШИЛКИ ПЕРИОДИЧЕСКОГО ДЕЙСТВИЯ

### 1. ВАКУУМКАМЕРЫ И ВАКУУМШКАФЫ

В вакуумкамерах материал располагается неподвижно на вагонетках, укладывается вручную на стеллажах или подвешивается. Сама камера снабжена в различных местах нагревательными приборами (главным образом у стен) или делается с двойной наружной стеной, обогреваемой паром. Нагрев и сушка материала происходят в этих случаях главным образом за счет лучеиспускания. В вакуумшкафах материал располагается на плитах, подогреваемых паром, в различных лотках, стеклянных или фарфоровых сосудах и т. д.

На фиг. 245 изображен вакуумшкаф с поверхностным конденсатором и воздушным насосом. Внутри шкафа ряд полых плит, на которых загружается материал или непосредственно, или на тарелках, или ситах; в полые плиты раздельно подводится пар или горячая вода; плиты обычно железные, сварные, иногда медные. Особое внимание в этих сушилках уделяется дверям, которые должны быть герметичными и удобными для загрузки и выгрузки.

Строятся вакуумшкафы или в форме цилиндра или в виде прямоугольного параллелепипеда; цилиндрические получаются легче, но менее удобны и имеют

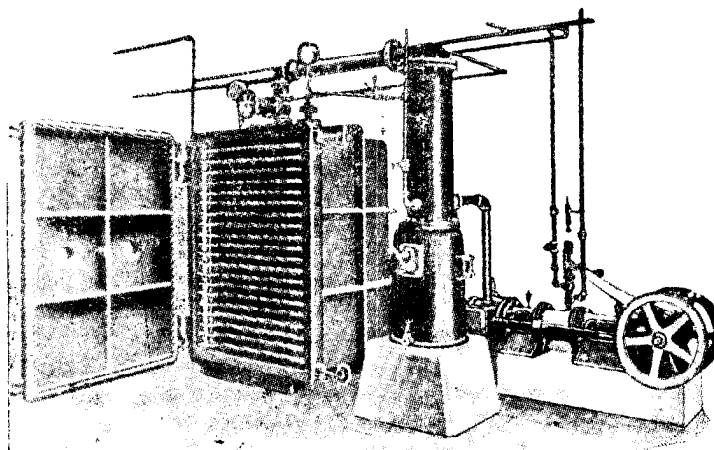
меньшую полезную емкость. Строят сушильные шкафы с числом плит до 20 и с размером плит от  $0,5 \times 1,0$  до  $1,5 \times 3$  м и с расстоянием между плитами 60, 80, 100 мм. Вес сушильных шкафов  $100 \div 160$  кг на  $1 \text{ м}^2$  полной поверхности нагрева (обе стороны плиты). Цилиндрические вакуумшкафы строятся с поверхностью нагрева до  $244 \text{ м}^2$ .

Заводы Химмаштреста строят вакуумсушильные шкафы, придерживаясь характеристики табл. 46.

ТАБЛИЦА 46

Размер шкафа в мм			Количество плит	Рабочее давление в атм	Поверхность нагрева (полная) в $\text{м}^2$	Вес в кг
ширина	высота	длина				
1 230	2 200	1 430	26	4	70	10 070
1 230	800	1 400	9	4	24	3 260

Напряжение поверхности нагрева зависит здесь от качества материала, степени заполнения шкафа, расстояния между плитами, плотности соприкосновения плит



Фиг. 245.

и тарелок. Обычно оно колеблется в пределах  $0,5 \div 3,5 \text{ кг/м}^2\text{час}$  (считая поверхность лишь одной стороны плиты).

Имеем следующие величины для некоторых материалов:

	$w_1$ %	$w_2$ %	$\frac{W}{ZF}$ кг/м <sup>2</sup> час
Клей . . . . .	28	1	$1,5 \div 2$
Хинин . . . . .	12	0,5	1,0
Фрукты . . . . .	$70 \div 75$	$15 \div 20$	$3,5^1$

## 2. ВАКУУМСУШИЛКИ С ПЕРЕМЕШИВАНИЕМ (МЕХАНИЧЕСКИЕ)

Сушилки этой группы применяются при сушке небольших количеств материала. Вакуумсушилки с мешалками в различных комбинациях: вращающийся цилиндр, обогреваемый паром, тарельчатая сушилка — вот главным образом те конструкции, которые встречаются чаще всего.

<sup>1</sup> Эти напряжения даются лишь для примера. Фрукты вообще не рекомендуются сушить в вакуумсушилках.



Среднее напряжение поверхности нагрева ниже, чем у непрерывно действующих типов за счет охлаждения при выгрузке и наличия периода *восстановления вакуума*.

На фиг. 246 представлена сушилка с мешалками. Наружный двухстенный барабан обогревается паром; мешалки насажены на обогреваемый цилиндр или на пучок труб. Напряжение поверхности нагрева у таких сушилок колеблется в зависимости от рода материала, его влажности, его давления пара и вакуума. Например, для картофельного крахмала при сушке от  $w_1 = 40$  до  $w_2 = 20\%$  при  $p = 2 \text{ атa}$  и при вакууме  $0,082 \text{ кг/см}^2$  напряжение поверхности нагрева в сушилке периодического действия было  $5-7 \text{ кг/м}^2\text{час}$ . Для регенерата резины при сушке с  $w_1 = 35$  до  $w_2 = 2 \div 3\%$  имеем  $\frac{W}{ZF} = 5 \div 6 \text{ кг/м}^2\text{час}$ .

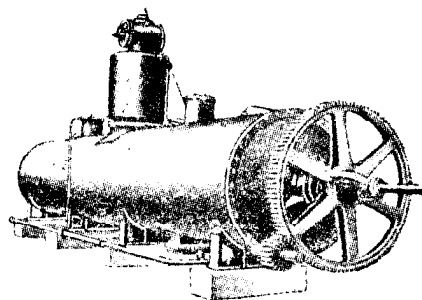
По испытанию Оргэнерго для этого же продукта для барабана только с паровой рубашкой было получено

$$w_1 = 20\%, w_2 = 8\% \text{ и } \frac{W}{ZF} = 3 \div 4 \text{ кг/м}^2\text{час}.$$

Температура воды перед конденсатором  $13^\circ \text{C}$ , после конденсатора  $19^\circ \text{C}$ . Количество отсасываемого воздуха  $0,3 \text{ кг/кг}$  влаги; расход воды  $85 \text{ кг/кг}$  влаги (вакуум  $350 \div 480 \text{ мм рт. ст.}$ ). Приводим характеристики этих сушилок периодического действия (фиг. 246 (табл. 47). Если внутренний цилиндр заменяется пучком труб, то поверхность нагрева увеличивается почти вдвое, вес же металла увеличивается на  $30\%$ .

ТАБЛИЦА 47

Поверхность нагрева в м <sup>2</sup>	Диаметр в мм	Длина в м	Свободный объем в м <sup>3</sup>	Вес в т
41	1 200	8	7,44	12,0
46,3	1 200	9	8,37	13,0
53,2	1 200	10	9,36	14,0
58,5	1 200	11	10,2	15,0
62,6	1 500	9	12,24	20,5
69,6	1 500	10	13,6	22,0
76,6	1 500	11	14,96	23,5
75,5	1 750	9	15,69	26,0
84,0	1 750	10	17,43	27,6
92,5	1 750	11	19,18	29,2
89,0	2 000	9	18,6	32,4
99,0	2 000	10	20,7	34,7
108,9	2 000	11	22,8	36,0



Фиг. 246.

Разновидность вакуумсушилки с мешалками периодического действия представляет аппарат Венулет. Аппарат состоит из неподвижного корпуса с паровой рубашкой и внутренней мешалки. Гребки мешалки насажены на вал таким образом, что одна половина их имеет правое направление, другая левое. Вращение вала происходит при помощи редуктора с автоматическим переключателем, который меняет направление вращения мешалки через  $5 \div 8$  мин. (см. стр. 257).

*Тарельчатая вакуумсушилка* представляет собой полное подобие (фиг. 231) атмосферной сушилки; напряжение поверхности нагрева здесь выше, доходя, например, при сушке берлинской лазури (краситель) с  $w_1 = 63$  до  $w_2 = 5\%$  при диаметре тарелки  $1,8 \text{ м}$  ( $N = 4 \div 5 \text{ л. с.}$ ) до  $\frac{W}{ZF} = 30 \text{ кг/м}^2\text{час}$ .

## Ж. НЕКОТОРЫЕ НОВЫЕ СПОСОБЫ СУШКИ

### 1. СУШКА УГЛЯ ПАРОМ ПО СИСТЕМЕ ФЛЕЙСНЕРА

При сушке горячим воздухом и дымовыми газами влажность поверхностного слоя угля всегда будет ниже, чем внутреннего. Так как уголь имеет усулку (особенно это относится к бурым углям), то верхние слои, сжимаясь сильнее, чем внутренние, имеющие более высокую влажность, дают расгрескивание. В результате при такой сушке уголь всегда получается более мелким, чем до тепловой обработки.

При сушке для пылеприготовления и сжигания такое дробление обычно выгодно; при газификации же мельчение угля ухудшает работу газогенератора как за счет увеличения сопротивления слоя топлива, так и за счет уноса пыли.

Как мы видели ранее, при сушке в среде с высоким насыщением воздуха повышается температура материала и понижается скорость испарения влаги с поверхности, однако повышая нагрев материала (например, при сушке дерева), мы усиливаем движение влаги из центра к поверхности. Эту мысль Флейснер продолжил далее и применил нагрев угля при помощи насыщенного пара *под высоким давлением*. До проведения опытов он предполагал, что за счет *прогрева, повысив тепло-содержание угля*, он сумеет испарить влагу, превратив ее при снижении давления в пар. При этом должны были бы сохраниться размеры куска, поскольку температурный градиент в этом случае будет направлен от центра к поверхности.

(Подобный пример сушки мы имели в области сушки дерева, где путем многократного нагрева дерева под давлением и последующего охлаждения удавалось снижать влажность. Были указания, что такое пропаривание под давлением благотворно действовало на распределение влаги по сечению дерева.)

Однако в действительности оказалось, что уголь, обработанный паром высокого давления, выделял влаги больше, чем мог выделить за счет нагрева, т. е. часть влаги выходила в жидком виде. Таким образом при такой обработке получалась такая же выгода, как при отжиме части влаги из материалов перед сушкой. Обнаруженное явление было настолько выгодным, что им занялись исследователи и теоретики больше, чем вопросами дробления угля.

Последний вопрос в литературе освещен недостаточно, и на сегодняшний день для наших углей, идущих на газификацию, необходима проверка степени дробления при способе Флейснера.

Вопрос о причинах выхода влаги из угля в жидком виде во время нагрева под давлением освещается по-разному. Так, сам Флейснер увидел в этом процессе изменение коллоидальных свойств бурого угля при нагреве под давлением (разрушение коллоидов). Розин<sup>1</sup> полагает, что благодаря нагреву значительно понижается вязкость воды, содержащейся в капиллярах (такое толкование мы имеем и при сушке дерева), и давление стенок капилляров на заключенную в них жидкость делается настолько сильным, что происходит ее выдавливание и усадка угля без его разрушения. Клейн<sup>2</sup> считает, после произведенных опытов в 1929 г., что при высоком нагреве (а нагрев должен происходить только паром, так как иначе будет иметь место поверхностная сушка) происходят химические изменения в капиллярах, влияющие на их смачиваемость, благодаря чему при наличии явления поверхностного натяжения идет выливание жидкости с пониженной вязкостью. Он указывает на наличие разложения гуминовых кислот при температуре 150° С, приводит исследования отходящего пара после прогрева, где было обнаружено СО<sub>2</sub>, и сравнивает химический процесс, протекающий с бурым углем, с процессом старения бурого угля в каменный уголь (генетическая теория Эрдмана), сопровождающийся уменьшением влаги и увеличением крепости. Он же считает, что не все угли подходят под такую обработку, а только те, которые более пластичны и имеют древесную структуру.

На фиг. 247 приведены кривые потери веса воды различных бурых углей в зависимости от давления пара в автоклаве. Из этих кривых мы видим, что некоторые угли (кривая 1) при 14 атм отдают 22%, другие (кривая 5) 52% общей влаги. Съем влаги увеличивается с увеличением давления пара и, следовательно, температуры угля: например, для угля кривая 2 при  $t = 194^\circ$  (14 атм) съем влаги 31%, а при 21 атм ( $t = 214^\circ$  С)— 45%.

Повышение давления, таким образом, выгодно, но, как показали многие подсчеты, не выше 20 атм, поскольку при этом ухудшается общая тепловая экономика станции. Нижней границей, как считает Флейснер, является давление 5 атм.

При снижении давления пара до 1 атм в автоклаве происходит дальнейшая сушка угля за счет тепла перегрева воды. Если при 20 атм теплосодержание

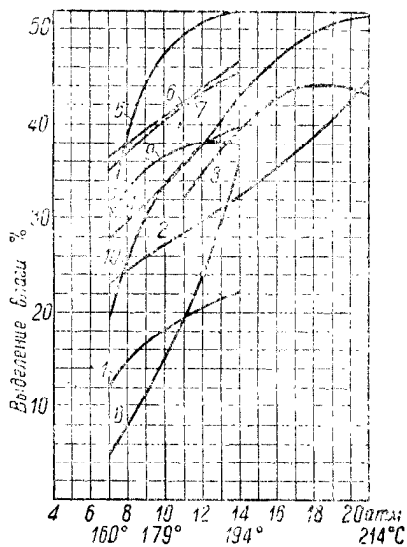
<sup>1</sup> „Brounkohle“ № 29, 1931 г.

<sup>2</sup> „Brounkohle“ № 1, 1930 г.

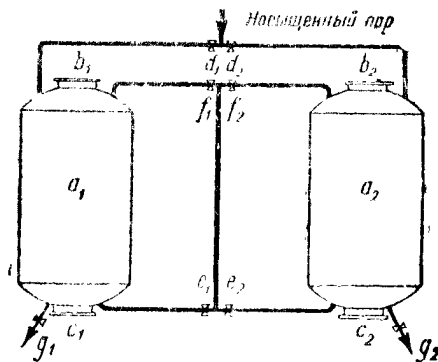
воды 211 кал/кг, то при расширении до 1 ат 111 кал/кг будут истрачены на испарение оставшейся воды в угле, т. е. на 1 кг воды испарится  $\approx 0,2$  кг. Сам уголь, нагретый до 211°С, при охлаждении до 100°С также освобождает тепло, идущее на испарение оставшейся влаги. Это количество тепла зависит от теплоемкости угля и его влажности. Если остаточная влажность (после обработки давлением) угля составляла, например, 40%, то после снижения давления конечная влажность для одного из приведенных углей составит 30%. При охлаждении угля с  $t=100^\circ\text{C}$  в воздухе происходит дальнейшее испарение оставшейся воды.

В результате всех указанных тепловых процессов получаются расходы тепла на общую влагу значительно более низкие, чем даже расход на парообразование.

Схема сушилки и способ работы по методу Флейснера следующие (сушилка периодического действия): имеются два автоклава большой емкости с загрузочной и выгрузочной крышками  $b_1, c_1$  и  $b_2, c_2$ , связанные паровыми линиями, как указано на схеме фиг. 248. Влажный уголь (кусок 50-100 мм) загружается через верхнюю крышку первого автоклава, затем в этот автоклав перепускается пар из второго автоклава, открывая вентили  $f_1$  или  $f_2$ , где в этот период происходит снижение давления; пар конденсируется и подогревает уголь; давление в обоих автоклавах выравнивается и доходит примерно до 1-2 ат;



Фиг. 247.



Фиг. 248.

полученный конденсат стекает через трубопровод  $g_1$  или  $g_2$  в сосуд, соединенный с автоклавом; туда же стекает далее и вода, выделившаяся из угля (длительность этой операции 25 мин.).

Как только давление выровнялось, закрываются вентили  $f$ , и открываются вентили  $d_1$  или  $d_2$ , и пускается насыщенный пар, давлением в 15 ат, который нагревает уголь дальше, а конденсат стекает в тот же сборный сосуд. Этот период продолжается 75-80 мин. и является основным периодом сушки. В это время второй котел (автоклав) наполняется углем и в него после пропаривания первого автоклава происходит спуск давления и переход пара при открытии вентилей  $f$  до выравнивания давления; в этот период (25 мин.) из первого автоклава испаряется значительное количество влаги. Затем первый автоклав сообщается с атмосферой и через слой угля продувается холодный или теплый воздух, который охлаждает его, испаряя при этом также некоторое количество влаги (длительность 55 мин.). Охлаждение продолжается долго, так как количество воздуха берется незначительное, чтобы не повысить сопротивление, которое все же и в этих случаях достигает 500 мм вод. ст. После охлаждения высушенный уголь разгружается через крышку  $c_1$  или  $c_2$ .

Вся длительность одного цикла для кофлахского угля, на котором работала первая установка, включая загрузку и выгрузку по 10 мин., составляла 200 мин.; чем крупнее кусок, тем удаление влаги идет медленнее.

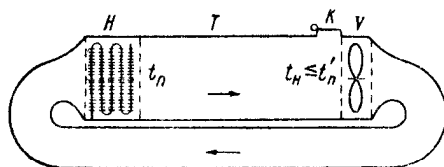
При таком способе сушки *расход тепла*, отнесенный ко всему количеству выделенной влаги, *составил по опытам* 460 кал/кг влаги, несколько увеличиваясь с *понижением начальной влажности угля*. Этот способ сушки выгоден тем, что требует малого расхода энергии и не опасен в пожарном отношении. Сушилка не имеет движущихся частей; недостатком является необходимость специальной котельной и периодичность действия. Пока широкого распространения этот способ не имеет и находится в стадии дальнейших изысканий. Первая опытная установка имела четыре автоклава по 200 м<sup>3</sup> емкости.

Такая же обработка насыщенным паром под давлением 15 ат была применена в СССР для торфа<sup>1</sup> с влажностью 70÷75%. Оказалось, что отжатие воды торфа после такой обработки значительно улучшилось. Если без обработки паром в автоклаве отжим на гидравлическом прессе возможен до 60%, то после обработки отжим при том же расходе энергии снижает влажность до 45%. При торфе вытекания воды не получалось, однако обработка паром под давлением разрушила *связь воды с веществом торфа настолько сильно, что облегчился отжим*.

Поскольку расход тепла и энергии на такой способ обработки (тепловой и механической) оказывается меньшим, чем расход тепла на сушку, при приемлемых технико-экономических показателях этот способ может дать достаточно дешевый торф, конкурирующий с торфом естественной и искусственной сушки.

## II. СУШКА ПЕРЕГРЕТЫМ ПАРОМ

Схема сушилки, работающей перегретым паром, приведена на фиг. 249. Перегретый пар циркулирует в замкнутой системе при атмосферном давлении,



Фиг. 249.

подогреваясь в калорифере *Н*, проходит через материал *Т*, испаряя из него влагу, которая в виде пара удаляется в атмосферу через клапан *К*, и снова возвращается в калорифер, где компенсируется тепло, затраченное на испарение. Для сушки используется тепло перегрева, которое снова восстанавливается в калорифере.

Вследствие отсутствия потери тепла с отработанным воздухом экономичность такой сушилки *выше, чем воздушных сушилок*. Отсутствие в перегретом паре кислорода дает возможность его применения для тех материалов, которые подвергаются химическим изменениям при действии воздуха высокой температуры.

Опыты, проведенные сушильной лабораторией ВТИ, показывают, что при сушке перегретым паром процесс сушки распадается, так же как и при сушке воздухом, на две стадии: стадию постоянной и стадию падающей скорости сушки. В стадии постоянной скорости сушки давление пара над поверхностью материала можно считать равным атмосферному, чему соответствует *температура материала в 100° С*. Температура мокрого термометра психрометра, помещенного в поток перегретого пара при атмосферном давлении, равняется приблизительно 100° С. Таким образом температура материала при сушке перегретым паром выше, чем при сушке воздухом.

Для периода постоянной скорости сушки мы можем написать уравнение

$$Q = \alpha_n(t_n - t_m) = W r_i,$$

где  $t_n$  — температура перегретого пара;

$r_i$  — разность теплосодержания перегретого пара при  $t_n$  и воды при  $t_m$ , откуда

$$W = \frac{\alpha_n}{r_i} (t_n - t_m) = \frac{\alpha}{r_i} (t_n - 100).$$

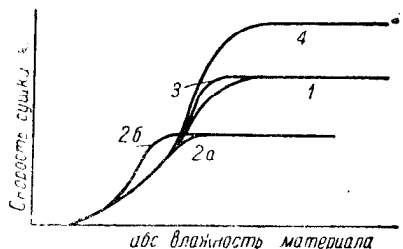
Таким образом сравнение скорости сушки перегретым паром и воздухом для этого случая сводится в основном к сравнению коэффициентов теплоотдачи к мате-

<sup>1</sup> Научно-исследовательский институт торфяной промышленности.

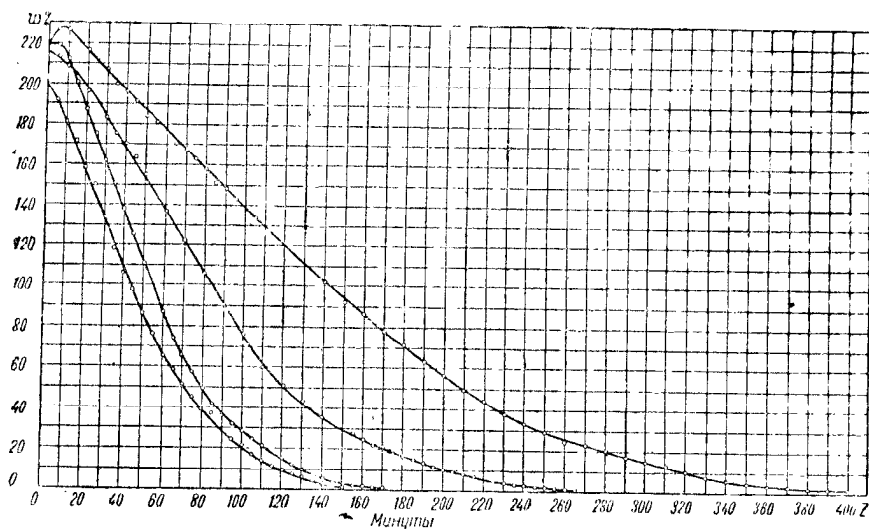
риалу от перегретого пара  $\alpha_n$  и от воздуха  $\alpha_a$ . Следует учесть, что второй фактор, определяющий скорость передачи тепла, — разность температур при сушке воздухом той же температуры *всегда выше, чем при перегретом паре*. При подстановке в соответствующие формулы значений физических констант для воздуха и перегретого пара оказывается, что отношение  $\frac{\alpha_a}{\alpha_n}$  в пределах температур  $100 \div 300^\circ \text{C}$

равняется с точностью  $\pm 2\%$   $\frac{\alpha_a}{\alpha_n} = 1,1$  (при том же размере материала, скорости, температуре и давлении теплоносителя), т. е. коэффициент теплопередачи от воздуха на 10% больше такового от перегретого пара. Поэтому поскольку разность температур при сушке воздухом между теплоносителем и материалом всегда выше в периоде *постоянной скорости сушки*, скорость сушки воздухом при условии *разных температур* теплоносителей остается *выше, нежели при перегретом паре*.

Если при перегретом паре в периоде постоянной скорости сушки поднять температуру выше, чем температура воздуха, то скорость сушки увеличится. При сушке перегретым паром *градиент влажности* при той же температуре меньше, чем при сушке воздухом, вследствие *более высокой температуры материала*, или же он приближается к градиенту влажности при сушке воздухом при *значительно большей скорости сушки*.



Фиг. 250.



Фиг. 251. 1-я (считая справа налево)—перегретый пар  $t = 150^\circ \text{C}$ ; 2-я—перегретый пар  $t = 200^\circ \text{C}$ ; 3-ья—воздух  $t = 150^\circ \text{C}$ ; 4-я—воздух  $t = 200^\circ \text{C}$ .

В стадии падающей скорости сушки температура материала повышается и достигает при окончании процесса сушки температуры теплоносителя; при этом устойчивая влажность материала практически близка к нулю. Таким образом в этом случае *максимально допустимая температура воздуха и перегретого пара для максимально допустимой температуры материала будет одинаковой*. Протекание процесса, а следовательно, и продолжительность сушки в периоде падающей скорости зависят уже не только от интенсивности передачи тепла к поверхности материала, но также и от скорости внутренней диффузии влаги.

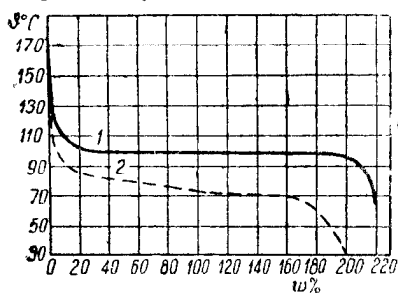
Общая продолжительность процесса при сушке воздухом или перегретым паром будет определяться длительностью периода падающей и постоянной скорости сушки.

На фиг. 250 представлены четыре кривые скорости сушки. Кривая 1—кривая скорости при сушке воздухом, 2а, 2б—кривые скорости при сушке перегретым паром при тех же температурах, как и кривая 1; кривые 3 и 4 при сушке перегретым паром даны для случая, когда температура сушки в периоде постоянной скорости повышена и выбрана такой, чтобы обеспечить или ту же (3) или повышенную скорость (4), чем при воздухе; в периоде падающей скорости температура теплоносителя снижается и в конце сушки становится равной температуре воздуха.

В случаях 3 и 4 продолжительность сушки при перегретом паре будет, очевидно, всегда меньше, чем при сушке воздухом—случай 1.

Преимущество перегретого пара тем больше, чем медленнее протекает внутренняя диффузия влаги в материале, т. е. чем толще материал и чем меньше коэффициент диффузии.

На фиг. 251 приведены кривые сушки шара из целлюлозы в перегретом паре при  $t = 150^\circ\text{C}$  и  $t = 200^\circ\text{C}$  и такие же кривые для этих же шаров при сушке в горячем сухом воздухе той же температуры. На фиг. 252 приведены кривые



Фиг. 252. 1—перегретый пар  $t=200^\circ\text{C}$ ; 2—воздух  $t=200^\circ\text{C}$ .

изменения температуры ( $\vartheta$ ) шара (центр) в зависимости от абсолютной влажности шара при сушке воздухом и перегретым паром.

Кривые распределения влажности по сечению материала при сушке перегретым паром протекают следующим образом:

Влажность на поверхности в начале сушки больше, чем влажность в центре материала в результате конденсации пара на холодной поверхности в период подогрева. По мере сушки разница влажности на поверхности и в центре сглаживается; в периоде падающей скорости кривые распределения влажности протекают, как и при сушке воздухом (фиг. 76).

Если в теоретических вопросах сушки перегретым паром существует определенная ясность и мы можем точно установить пределы и выгодность применения этого способа сушки, то в вопросах конструирования сушилок, в которых можно осуществить правильное протекание процесса, мы еще не достигли нужных результатов.

Основным требованием для осуществления этого способа сушки является полное обеспечение установки от присоса наружного воздуха, что в большинстве случаев требует герметизации; герметизация усложняет создание непрерывных процессов, а наличие воздуха сводит на-нет все преимущества сушки перегретым паром.

Для нагрева перегретого пара следует брать калориферы, температура стенки которых выше, чем температура пара. Таким образом для сушилок, работающих перегретым паром, придется применять герметичные огневые калориферы, неудобные в эксплуатации и требующие весьма много металла.

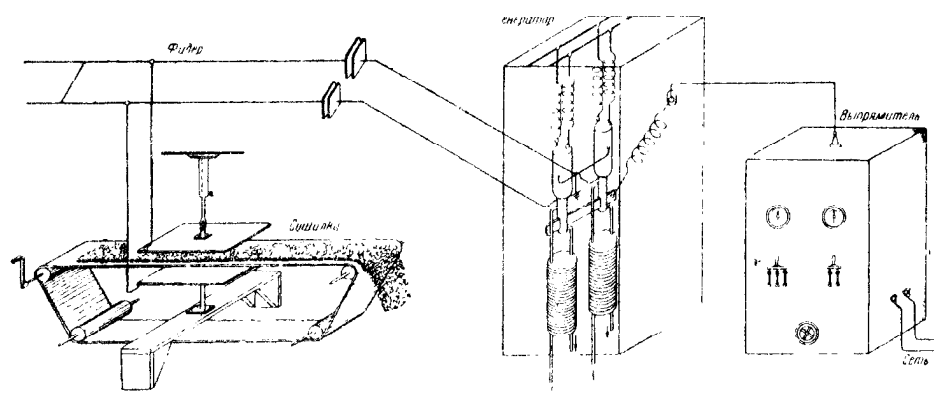
При сушке перегретым паром пылящего материала несколько улучшаются условия транспорта. Унос пыли будет в этом случае меньше, чем при воздухе той же температуры; зато устройство пылеотделителя при сушке перегретым паром вызывает значительные затруднения, особенно учитывая, что необходимо также внутреннее пылеотделение для защиты поверхностей нагрева и вентиляторов от заноса.

### III. СУШКА ЭЛЕКТРОМАГНИТНЫМИ ВОЛНАМИ

Согласно современной теории строения материи молекула любого вещества построена из положительно и отрицательно заряженных материальных частиц. Заряды в молекулах могут быть расположены симметрично и асимметрично (диполь). Если вещество поместить в электрическом поле, то молекулы располагаются в определенном порядке, или, как говорят, молекулы будут *поляризованы*. Если электрическое поле будет переменным и высокочастотным, то молекулы будут

совершать колебательные движения. Эти движения молекул вызывают нагревание всего вещества, помещенного в поле высокой частоты. В отличие от обычного процесса передачи тепла материал нагревается одновременно всей массой, причем его внутренние слои бывают даже более нагреты, чем наружные. Таким образом при нагревании материала в поле высокой частоты температурный градиент *направлен к поверхности материала*, что дает возможность быстро нагреть как внутренние слои материала, так и всю массу его. Кроме того, под влиянием температурного градиента влага будет перемещаться изнутри к поверхности материала (явление термодиффузии). Благодаря этому длительность сушки в поле высокой частоты уменьшается по сравнению с длительностью тепловой сушки в десятки, а иногда и в сотни раз.

Известно, что если к влажному телу подвести электрический ток, то на электродах через некоторое время появится капля воды (при отсутствии повышения температуры). Это явление в физике называется *электроосмосом*. Если вследствие явления поляризации, так же как и при тепловой сушке, вода проходит циклы жидкость — пар, то при явлении электроосмоса вода из материала выталкивается в жидкой фазе, не переходя в пар. Явление электроосмоса — это второе следствие воздействия поля высокой частоты на материал.



Фиг. 253.

Как показали опыты Воронежского строительного института, сушка древесины происходит вследствие обоих этих явлений: поляризации и электроосмоса. Влияние какого явления будет преобладающим, в настоящий момент сказать пока трудно. Надо полагать, что это зависит от *длины волны, на которой работает генератор*.

Интенсивность нагревания материала зависит от частоты поля или длины волны (с увеличением длины волны скорость сушки повышается: длина волны колебательного контура есть величина, обратная частоте), от мощности электрического поля и от свойств самого материала (его диэлектрической постоянной). Для каждого материала существует длина волны, при которой он наиболее интенсивно нагревается. Можно так подобрать частоту поля, при которой влага в материале *будет нагреваться, а сам материал будет оставаться холодным и наоборот*. Обычно для сушки материалов применяют длины волн  $6 \div 15$  м (ультракороткие УКВ),  $30 \div 100$  м (короткие КВ) и  $200 \div 1500$  м (длинные ДВ). Расход энергии при УКВ и КВ достигает по последним лабораторным опытам  $2,5 \div 4,0$  квтч/кг влаги, причем он обычно ниже при более длинных волнах. При длинных волнах (ДВ) за счет появления электроосмоса расход энергии доходит до 1 квтч/кг влаги. Поле высокой частоты создают при помощи лампового генератора. В колебательный контур генератора помещают материал, подвергавшийся сушке. Часто материал помещают в самостоятельный контур, индуктивно связанный с контуром генератора.

Таким образом аппарат для сушки УКВ (фиг. 253) состоит из лампового генератора высокой частоты. Для питания генератора необходим выпрямитель переменного тока в постоянный. На фиг. 253 приведена схема сушки УКВ. Выпрямитель работает на газотронах по схеме Гретца. Генератор состоит из колебательного

контур, генераторных ламп, соединенных по схеме пуш-пул. Материал помещается между обкладками конденсатора, включенного в фидер. Этот колебательный контур соединен с контуром конденсатора емкостной связью.

В настоящий момент сушка электромагнитными волнами может иметь промышленное значение лишь в тех случаях, когда технологические требования таковы, что необходима быстрота сушки, когда при нормальной воздушной сушке получается брак или когда незначительное количество удаляемой влаги позволяет вести работу с *высоким удельным расходом* электроэнергии. Сушка электромагнитными волнами может оказаться рентабельной и в тех случаях, когда она даст возможность снизить капитальные затраты на обычную сушку за счет резкого сокращения длительности сушки или эксплуатационные расходы за счет поточности производства.

Так, например, мы имеем освоенные промышленные установки для сушки обувных колодок (бук), имеющие достаточно высокие технико-экономические показатели, главным образом за счет сокращения брака от трещин. Длительность сушки колодки 1 час (вместо 25 дней при воздушной сушке). Длина волны  $\sim 30$  м.

### 3. СУШКА РАЗЛИЧНЫХ МАТЕРИАЛОВ

#### 1. СУШКА ХИМИЧЕСКИХ (ОРГАНИЧЕСКИХ) ПРОДУКТОВ И ПОЛУПРОДУКТОВ

Условия сушки в химической промышленности *настолько разнообразны*, количество подвергаемых сушке продуктов так велико и существующие сушилки настолько иногда не соответствуют возможным оптимальным условиям, что не следует давать жестких установок для выбора типов. Все указания, данные в главе „Типы сушилок“, должны быть особенно приняты во внимание при работе с продуктами органической химии.

Обычно материал после предварительной технологической обработки выходит в виде жидкости, пасты или порошка. В зависимости от вида материала, таким образом, уже сразу определяются группы пригодных сушилок. Материалы в зависимости от их химического состава и условий окисления, плавления, разложения допускают ту или иную температуру нагрева, ту или иную скорость испарения. В зависимости от этих условий возможно выбрать атмосферную или вакуумсушилку.

Кристаллические продукты после фильтрования содержат влагу в той или иной форме. Если мы имеем много свободной влаги, можно говорить о применении сушки во взвешенном состоянии, барабанной сушилки и сушилки с мешалками; если влага находится в связанном состоянии и удаляется с трудом, можно говорить лишь о применении последних двух типов. При сушке пасты в больших количествах, однородной по цвету и составу, с успехом можно применять петлевые сушилки (фиг. 112); при малых партиях пасту сушат в вакуумсушилке и в камерных воздушных сушилках.

Жидкие растворы можно в зависимости от мощности установки сушить на различных вальцовых и распылительных сушилках.

Анилиновые краски (азокрасители, основные и сернистые красители) поступают в сушилку в виде пасты. Допускаемые температуры сушки лежат в пределах  $60 \div 120^\circ \text{C}$ . Сушка обычно производится от влажности  $55 \div 70$  до влажности  $2 \div 6\%$ . Несмотря на то, что допустимые для них температуры сушки могут быть освоены в воздушных сушилках, имеется очень много случаев применения вакуумсушильных шкафов и сушилок с мешалками (Венулет). Широко употребляются здесь атмосферные сушильные шкафы Гордон (фиг. 213), причем иногда для ускорения сушки паста разрезается на мелкие куски.

Применение для пасты вальцовых сушилок возможно; попытки сделаны, однако пока эти сушилки для красителей широкого применения еще не получили. Паста перед сушкой разогревается или разжижается. Для аниличерного РВ при сушке от  $w_1 = 65$  до  $w_2 = 25 \div 30\%$  напряжение поверхности нагрева может доходить до  $\frac{W}{ZF} = 10 \div 15 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$ . Сушка красителей до отжима или растворение пасты

в воде и дальнейшая сушка на распылительных сушилках также развития пока не



получили, поскольку технико-экономические показатели этих сушилок при таком способе обработки понижаются.

В вакуумсушильном шкафу паста нагружается на противень при слое 40 мм 15 ÷ 30 кг/м<sup>2</sup>. Длительность сушки, если исходить из напряжения 1 кг/м<sup>2</sup>час влаги при вакууме 700 мм рт. ст., составляет от 10 до 20 час. В практических условиях на заводе длительность сушки доходит сейчас до 24 час.

Для вакуумсушилки Венулет  $H = 14,84 \text{ м}^2$ , для анилтемночерного Е и РВ количество загружаемой пасты составляет 600 — 1 000 кг, что соответствует 15% емкости барабана. Краситель от  $w_1 = 35\%$  сушится 2,0 ÷ 2,5 часа и от  $w_1 = 62\%$  6 ÷ 8 час., при отжиме до 50% время сокращается до 5 час. Напряжение поверхности нагрева колеблется от 5 до 10 кг/м<sup>2</sup>час в зависимости от давления пара.

Эта же сушилка для сернисто-коричневого красителя имеет загрузку 1 300 ÷ 1 500 кг при  $w_1 = 50 \div 60\%$ ; длительность сушки до  $w_2 = 7 \div 12\%$  при вакууме 550 мм рт. ст. составляет 16 ÷ 20 час. и напряжение по влаге 3 ÷ 4 кг/м<sup>2</sup>час.

Для наполнителя резины каптакс при пасте, фугованной до 38 ÷ 45%, и при сушке до 0,2 ÷ 0,3% емкость этой сушилки составляет 800 ÷ 1 000 кг, длительность сушки 14 ÷ 18 час. и напряжение по влаге 1,5 ÷ 2,5 кг/м<sup>2</sup>час (вакуум 500 мм рт. ст.).

В сушилках Гордон по фиг. 213 при температуре воздуха в пределах 105 — 90° С при нагрузке некоторых паст  $w_1 = 65 \div 74\%$  на лотки из фанеры в количестве  $G_1 = 30 \text{ кг/м}^2$  длительность сушки до  $w_2 = 8 \div 10\%$  доходит до 30 час., что дает напряжение поверхности лотка  $\frac{W}{ZF} \approx 0,6 \text{ кг/м}^2\text{час}$ . Сравнивая эту сушилку с вакуумсушильным шкафом, мы видим, что все преимущества на стороне воздушной сушилки, так как даже при чрезвычайно дешевой поверхности испарения напряжение этой поверхности приближается к напряжению поверхности нагрева вакуумшкафа.

Для пасты каптакс  $w_1 = 35 \div 40\%$ ,  $w_2 = 0,2 \div 0,3\%$ ,  $t = 80^\circ \text{ С}$  при нагрузке лотка в сушилке типа Гордон до  $G_1 = 18 - 20 \text{ кг/м}^2$  сушка продолжается 40 ÷ 50 час., и напряжение поверхности лотка при слое ~ 50 мм составляет 0,1 ÷ 0,15 кг/м<sup>2</sup>час.

Опытами сушильной лаборатории ВТИ 1938 г. установлена возможность сушки протертого через сито 2 — 3 мм каптакса на барабанной сушилке.

При  $t_1 = 200^\circ \text{ С}$ ,  $t_2 = 70^\circ \text{ С}$ ,  $\vartheta_2 = 60^\circ \text{ С}$  напряжение объема барабана по влаге получили при сушке от  $w_1 = 35$  до  $w_2 = 0,2\%$   $\frac{W}{ZV} = 8 \text{ кг/м}^3\text{час}$ . Унос продукта

ТАБЛИЦА 48

Наименование продукта	Испаряющаяся жидкость	$w_1$ %	$w_2$ %	$t$ °С
Гидрохинон . . . . .	Вода	12	0,3	40 ÷ 50
Бромурал . . . . .	Спирт	10	0	40 ÷ 50
Салициловый натр . . . . .	Вода	15	1	50 ÷ 60
Аспирин . . . . .	Уксусная кислота	10	0	20
Хлористый натрий . . . . .	Вода	7 ÷ 8	1 ÷ 2	80
Глицерофосфат кальция . . . . .	Вода	7 ÷ 8	1	60
Барий сернистый для рентгена . . . . .	Вода	8	0,5 ÷ 1	100
Ксероформ . . . . .	Вода	10	1	50
Теобромин натрия . . . . .	Вода, спирт	7 ÷ 8	0,5	90
Ртуть цианистая . . . . .	Вода	3 ÷ 4	0,5 ÷ 1	50
Калий иодистый и бромистый . . . . .	Вода	5	0,5	130
Натрий иодистый . . . . .	Вода	25	5	130
Магний углекислый . . . . .	Вода	60	2 ÷ 3	70 ÷ 80
Антифебрил . . . . .	Вода	40	2	40 ÷ 50
Хинин солянокислый . . . . .	Вода	20	8 ÷ 9	40 ÷ 50
Кодеин фосфорнокислый . . . . .	Вода и спирт	10	6 ÷ 7	40 ÷ 50
Кокаин солянокислый . . . . .	Спирт с эфиром	15	(кристалл.) 0,2	40 ÷ 50
Феополфталеин . . . . .	Спирт	15	нет	50 ÷ 55

при этом незначительный, и с ним удовлетворительно справляется циклон. Сушка каптакса при этом велась непосредственно дымовыми газами от антрацитовой топки. Никакого ухудшения качества как за счет высоких температур газов, так и за счет уноса золы не наблюдалось.

Та же паста каптакса, но при влажности  $w_1 = 78\%$ , намазанная на сетку, применительно к петлевой сушилке по фиг. 112 — 114 дала при сушке до  $w_2 = 0,3\%$ , при нагрузке по сухому продукту до  $3 \text{ кг/м}^2$  сетки (толщина слоя 8 мм), при температуре воздуха  $100^\circ \text{C}$  и скорости его  $v \approx 0,5 \text{ м/сек}$  длительность сушки  $\sim 4$  час. при напряжении поверхности сетки  $2,5 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$  влаги.

Сушка химико-фармацевтических продуктов ввиду производства их в небольших абсолютных величинах происходит в сушильных камерах (обычно полочных) периодического действия. Поскольку эти продукты мелкокристаллического строения, желателен применять небольшие скорости воздуха, дабы избежать дорогостоящих пылеотделителей. Длительность сушки зависит от конструкции сушилки, допускаемых температур сушки, и ее нужно каждый раз определять опытным путем.

В табл. 48 приведены характеристики по влажности и температуры,<sup>1</sup> применяемые в камерных сушилках.

## II. СУШКА ДЕРЕВА

Сушка пиломатериалов может происходить в непрерывно и периодически действующих сушилках. В первом случае — это коридорные сушилки, во втором — камерные.

Коридорные сушилки применяются для тонких пиломатериалов из мягких пород дерева при больших производительностях однородного по сорту, толщине и влажности материала при неотвечившей сушке. Камерные сушилки применяются для толстых размеров мягких и для всех размеров твердых пород при ответственной сушке и для всех пород дерева при малой производительности.

Сушка пиломатериалов происходит по строго заданному *режиму* (температура и влажность воздуха), изменяемому в зависимости от влажности материала. В коридорной сушилке измененный режим каждой последующей зоны зависит от количества испаренной влаги в предыдущих зонах; это является основным затруднением при создании здесь необходимых параметров сушки.

Как мы видели при рассмотрении вариантов сушильных процессов в  $Jd$ -диаграмме, наиболее благоприятные условия в смысле создания необходимых (для коридорной сушилки) по режиму сушки процессов  $BC$ ,  $B_1C_1$  и т. д. в каждой зоне дает вариант сушилки с промежуточным подогревом и возвратом воздуха по зонам и процесс с частичным осушением воздуха по ходу процесса (стр. 101, фиг. 49). Основным условием равномерности сушки по ширине и высоте штабеля, влияющей на длительность сушки, на качество материала и экономичность сушилки, является *достаточная циркуляция воздуха, соответствующая штабелю материала*. Те конструкции сушилок, которые удовлетворяют этому условию, обладают возможностью гибкой регулировки режима и рассчитаны на работу в экономически выгодных пределах рабочего процесса, могут иметь все основания для распространения.

По коридорным сушилкам, работающим на горячем воздухе, на сегодняшний день у нас еще нет вполне надежного типа. Американская и германская практика дает большое количество различных конструкций по схеме фиг. 104 и 218 с верхним и нижним расположением винтовых вентиляторов. Эти сушилки, удовлетворяя режимам сушки и возможности осуществления больших скоростей воздуха по штабелю, обладают одним чрезвычайно существенным недостатком, задерживающим их широкое распространение. Это — большое количество движущихся частей внутри самой сушилки — необходимость тщательного монтажа, трудность ухода и обслуживания при высокой температуре. Кроме того, эти сушилки строятся обычно для уменьшения сопротивления проходу воздуха с калориферами из гладких цельнотянутых труб, работающими при малых скоростях воздуха. Это сильно увеличивает

<sup>1</sup> „Сушка в органической химической промышленности“, ОНТИ, 1936 г.

поверхность нагрева калориферов, ведет к удорожанию и увеличению расхода металла. (В некоторых конструкциях за последнее время заменяют гладкие трубы на ребристые.)

Установленная мощность для коридорных сушилок больших размеров составляет  $0,1 \div 0,2$  л. с. на  $1 \text{ м}^3$  емкости древесины при скорости прохода воздуха по штабелю  $0,7 \div 1,2$  м/сек. Сопротивление, преодолеваемое винтовым вентилятором, около 10 мм вод. ст.

Различные коридорные сушилки с естественным движением воздуха не могут иметь широкого распространения, так как: 1) в них наблюдается большая неравномерность сушки (а следовательно, увеличивается и длительность сушки) из-за малой скорости циркуляции воздуха; 2) в них трудно увязать правильное направление потока воздуха с укладкой материала; 3) они имеют дорогой калорифер; допустимые скорости прохода воздуха для уменьшения сопротивления должны быть минимальные, что связано с малым коэффициентом теплопередачи, а стало быть, с большими поверхностями нагрева (приблизительно  $1 \text{ м}^2$  ребристых труб при скорости воздуха  $v \geq 0$  м/сек дает  $\sim 1000$  кал/м<sup>2</sup>час и в застойных местах до 500 кал/м<sup>2</sup>час); 4) в них имеют место повышенные расходы тепла.

Из камерных сушилок распространением пользуются сушилки с принудительным движением воздуха как с реверсивными внутренними винтовыми вентиляторами и калориферами из гладких труб (фиг. 218), так и с выносным центробежным вентилятором и компактным калорифером системы Юнкерса, работающие по схеме с возвратом отработанного воздуха (фиг. 26). Расположение и форма штабелей в камере, расположение всасывающих и нагнетательных каналов и отверстий бывают чрезвычайно разнообразными и зависят от рода материала, его назначения и предъявляемых условий по однородности.

Для камерных сушилок с вынесенным центробежным вентилятором на  $1 \text{ м}^3$  емкости штабеля мы имеем установленную мощность около 0,07 л. с., скорость прохода воздуха по штабелю  $\sim 0,3$  м/сек. Общее сопротивление вентиляционной системы и калорифера около 30  $\div$  40 мм вод. ст. С появлением винтового вентилятора ЦАГИ это сопротивление может быть преодолено и им. Применение реверсивности в этом случае может уже дать заметные преимущества, хотя реверсивный винтовой вентилятор ЦАГИ имеет пониженный коэффициент полезного действия. У камерных сушилок с реверсивными винтовыми внутренними вентиляторами расход энергии примерно такой же: например, сушилка ВИАМ (по фиг. 218), объем штабеля  $78 \text{ м}^3$ ,  $N = 6,2$  л. с., поверхность нагрева  $240 \text{ м}^2$ .

Камерные сушилки с естественным движением воздуха (фиг. 220 и 216), имея те же недостатки, как и коридорные с естественным движением воздуха, находят себе применение при сушке материалов, не допускающих ускорения процесса сушки, или в тех случаях, когда очень дорога или отсутствует электроэнергия, когда требуется простота обслуживания и нежелательно допустить применения вращающихся частей.

Сушилка конденсационного типа системы Tiemann'a (расчет в  $Jd$ -диаграмме стр. 95, фиг. 40—41, схема на фиг. 217) дает возможность весьма тонкого регулирования влажности воздуха, и в экономическом отношении ее показатели неплохие; ее недостаток — более дорогое оборудование и сложность ухода. Широкого применения эти сушилки все же не находят. Появившаяся в 1925—1927 гг. вакуум-сушилка для дерева системы Фридберга (обычный вакуумцилиндр  $2,75 \times 10$  м, вмещающий  $10 \text{ м}^3$  древесины) приковала к себе в этот период некоторое внимание сушильщиков благодаря сведениям о малой длительности сушки и отсутствию трещин. Однако в последующие годы мы не встречаем больше упоминаний об этом способе и, наоборот, имеем указания в руководящей американской литературе о нерациональности применения вакуума. Нужно предполагать, что попавшие в литературу сведения были рекламного характера.

Расход тепла пара для коридорных сушилок с винтовыми вентиляторами нужно считать как минимум при среднегодовых условиях, учитывая пропаривание, утечку, неплотности и т. д.,  $1250 \div 1350$  кал/кг испаренной влаги при сушке 1" - 2" сосны. Для коридорных сушилок с естественной циркуляцией воздуха эти расходы приблизительно на 20  $\div$  30% выше. Для камерных сушилок с побудителями (центро-

бежные и внутренние винтовые вентиляторы) за счет охлаждения камеры при выгрузке, за счет ухудшения экономичности процесса в конечной стадии сушки при работе с сухим воздухом можно считать, что эти расходы (1 250 — 1 350 кал/кг) соответственно повышаются на 10 ÷ 15%. Для твердых пород расходы тепла пара значительно возрастают, доходя при длительности сушки в 30 — 40 суток до 5 000 ÷ 6 000 кал/кг испаренной влаги (иногда даже более). Здесь всегда необходим тщательный анализ, расчет и оценка возможных ухудшений, утечки, пропаривания и т. д.

Несомненно большие перспективы в области сушки дерева имеют сушилки, работающие непосредственно на дымовых газах. Удешевление сооружения, отсутствие котельной, почти полное отсутствие металлических частей дают большие преимущества. Сушилки эти как камерные, так и коридорные могут работать по любому варианту сушильного процесса, рассмотренного нами в главе „Статика сушильного процесса“, если последний обеспечивает необходимый режим сушки.

На лесопильных заводах топливом являются отходы, которые при сжигании в топках дают искрообразование; эти искры являлись одной из причин боязни и затруднения внедрения этого способа сушки в промышленность. Однако работами сушильной лаборатории ВТИ было установлено и проверено, что циклон, правильно подобранный, обеспечивает полное искроуловление.<sup>1</sup>

На фиг. 219 была представлена камерная сушилка для дерева системы ВТИ, работающая на дымовых газах по схеме с возвратом отработанной смеси. Сушилка уже построена и надежно работает на многих предприятиях. Ухудшение качества дерева и внешнего вида не наблюдается.<sup>2</sup> Дымовые газы из топки (фиг. 296), пройдя специальный кирпичный циклон, с высокой температурой поступают к камерам смешения отдельных сушилок. Чем выше температура этих газов, тем для поддержания того же режима требуется меньшее количество отработанных газов, тем более влажные режимы могут быть получены в  $Jd$ -диаграмме (см. стр.104); поэтому у таких сушилок следует избегать присосов воздуха по подводящему борову. В отдельных случаях при обработке дерева при высокой влажности, если смесь не дает нужных характеристик по режиму, в этих сушилках вводят для дополнительного увлажнения водяное распыливание. Это обеспечивает получение любой характеристики газа, однако связано с дополнительными расходами тепла на парообразование.

Конструктивно оформлены и работают в Союзе на дымовых газах и коридорные сушилки по схеме с возвратом отработанных газов при подводе и отводе смеси из сушилки по фиг. 100. В этих сушилках укладка материала для сокращения размеров двери взята продольная, что дает ухудшение омывания досок и некоторое увеличение длительности сушки.

Попытка конструктивного оформления сушилок, работающих на дымовых газах по схеме с возвратом отработанной смеси по зонам (расчет стр.109, схема фиг. 59), пока не увенчалась успехом из-за трудностей распределения газа по зонам камер и коридоров.

Начальная влажность пиломатериала из свежесрубленной сосны зависит от содержания заболони и колеблется от 25 до 50%, доходя в сплавном лесе до 55%. При расчетах можно считать в среднем для хвойных пород тонких размеров  $w_1 = 45\%$  и для размеров толще 2''  $w_1 = 40\%$ . Для дуба и других твердых лиственных пород начальная влажность в свежесрубленном состоянии 40%; для мягких лиственных (например, липа) 40 ÷ 45%.

Конечная влажность, требующаяся после сушки, зависит от назначения материала и вида изделия.

В табл. 49 приведены некоторые значения  $w_2^u$ , принятые в советской и американской практике (абсолютная влажность). Как видно из табл. 49, в практике наших заводов приняты более высокие значения  $w_2^u$ .

<sup>1</sup> Н. М. Михайлов, Циклон как искроуловитель, Бюллетень ВТИ № 5, 1933 г.

<sup>2</sup> Детальнее см. труды сушильной лаборатории ВТИ, Н. М. Михайлов, Сушка дерева дымовыми газами, 1937 г.

ТАБЛИЦА 49

Наименование материала и изделий		Заводы СССР $w_2$ %	Заводы США $w_2$ %
1	Мебельный материал . . . . .	10÷12	5÷7
2	Окна, рамы, двери . . . . .	12÷15	4÷8
3	Изделия для наружных строений (вагонная обшивка и т. д.)	15÷18	10÷20
4	Изделия для фабричных помещений . . . . .	10÷12	6÷8
5	Авиалес . . . . .	10÷12	8÷12
6	Наружные части судов . . . . .	20	12÷15
7	Сапожные колодки . . . . .	11	4÷6
8	Колесные ободья и ступицы . . . . .	8÷14	8
9	Ружейные ложа . . . . .	—	6÷8
10	Спортивные изделия . . . . .	—	7÷10
11	Музыкальные инструменты . . . . .	7÷8	5÷7
12	Строительный материал . . . . .	12÷15	10÷24
13	Ящики для упаковки масла . . . . .	до 18	—
14	Ящики для упаковки яблоч . . . . .	до 25	—
15	Бочки под хлорную известь, растительные масла и горючее	до 12	5÷7
16	Бочки под смолу, сметану и творог . . . . .	до 15	5÷7
17	Сельскохозяйственные орудия . . . . .	—	10÷18
18	Автомобильные кузова . . . . .	—	5÷10
19	Полы . . . . .	—	6÷10
20	Модели . . . . .	—	5÷6
21	Игрушки . . . . .	—	6÷7

Режимы сушки, данные Мадисоновской лесотехнической лабораторией для мягких пород, приведены в табл. 50, а для твердых пород в табл. 51 (температура и влажность воздуха при входе в штабель). Пользование таблицей простое: по указателю, помещенному под таблицей или за ней (табл. 50а), выбирают номер режима, причем для мягких пород толщина дерева дает сразу указания на номер режима, для твердых все режимы указаны для материала толщиной 38 мм ( $1\frac{1}{2}$ "), а для более толстых размеров нужно на каждые добавочные 25 мм брать режим на один номер выше. Специальные режимы сушки для специальных сортов и изделий (авиационный лес, спицы, гнутые ободья, ружейные ложа и т. д.) можно найти у Thelen'a в русском переводе в сборнике „Сушка дерева“. <sup>1</sup>

Режимы сушки Мадисоновской лаборатории проверены и для наших пород дерева. Однако нельзя считать их оптимальными. В последнее время попытки применения более жестких режимов увенчались успехом; так, например, при сушке дымовыми газами в сушилке ВТИ были применены для сосны режимы табл. 52, при этом получили нормального качества древесину.

ТАБЛИЦА 50

## РЕЖИМ СУШКИ ДЛЯ МЯГКИХ ПОРОД ДЕРЕВА

Влажность (абсолютная) в %	03		02		01		004		003		002		001		0004		0003		0002		0001		
	$t_1$ °C	$\varphi_1$ %	$t_1$ °C	$\varphi_1$ %	$t_1$ °C	$\varphi_1$ %	$t_1$ °C	$\varphi_1$ %	$t_1$ °C	$\varphi_1$ %	$t_1$ °C	$\varphi_1$ %	$t_1$ °C	$\varphi_1$ %	$t_1$ °C	$\varphi_1$ %	$t_1$ °C	$\varphi_1$ %	$t_1$ °C	$\varphi_1$ %	$t_1$ °C	$\varphi_1$ %	
Выше 40 . . .	57	70	57	70	57	70	71	70	71	70	71	70	71	70	82	70	82	70	82	70	82	70	
40 . . .	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	
35 . . .	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	77	50	—	—	—	—	—	—	88	50	—	—	
30 . . .	—	—	—	—	66	50	—	—	77	50	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	
25 . . .	—	—	66	50	—	—	77	50	—	—	—	—	—	—	88	50	—	—	—	—	—	—	
20 . . .	66	50	—	—	74	40	—	—	—	—	—	—	82	30	—	—	—	—	—	—	—	93	30
16 . . .	—	—	74	40	—	—	—	—	—	—	82	30	—	—	—	—	—	—	—	93	30	—	—
13 . . .	74	40	—	—	—	—	82	30	82	30	—	—	—	—	93	30	93	30	—	—	—	—	
12 . . .	—	—	79	30	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	
10 . . .	79	30	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	

<sup>1</sup> Сельхозгиз, 1932 г.

ТАБЛИЦА 50а

Порода	Толщина в мм	Толщина в дюймах	Режим	Порода	Толщина в мм	Толщина в дюймах	Режим
Кедр	25—38	1—1 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	003	Лиственница	25—38	1—1 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	002
	44—57	1 <sup>3</sup> / <sub>4</sub> —2 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	004		44—57	1 <sup>3</sup> / <sub>4</sub> —2 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	003
Кипарис	25—38	1—1 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	001	Сосна	63—76	2 <sup>1</sup> / <sub>2</sub> —3	02
	44—57	1 <sup>3</sup> / <sub>4</sub> —2 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	002		25—38	1—1 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	002 0002
Пихта	63—76	2 <sup>1</sup> / <sub>2</sub> —3	01	44—57	1 <sup>3</sup> / <sub>4</sub> —2 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	003 0003	
	25—38	1—1 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	001 0001	63—76	2 <sup>1</sup> / <sub>2</sub> —3	02	
	44—57	1 <sup>3</sup> / <sub>4</sub> —2 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	002 0002	25—38	1—1 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	0002 0003	
	63—76	2 <sup>1</sup> / <sub>2</sub> —3	01	44—57	1 <sup>3</sup> / <sub>4</sub> —2 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	0003 0004	
				Ель	63—76	2 <sup>1</sup> / <sub>2</sub> —3	01

ТАБЛИЦА 51

РЕЖИМ СУШКИ ДЛЯ ТВЕРДЫХ ПОРОД ДЕРЕВА <sup>1</sup>

Влажность (абсолютная) в %	8		7		6		5		4		3		2		1	
	t <sub>1</sub> °C	φ <sub>1</sub> %	t <sub>1</sub> °C	φ <sub>1</sub> %	t <sub>1</sub> °C	φ <sub>1</sub> %	t <sub>1</sub> °C	φ <sub>1</sub> %	t <sub>1</sub> °C	φ <sub>1</sub> %	t <sub>1</sub> °C	φ <sub>1</sub> %	t <sub>1</sub> °C	φ <sub>1</sub> %	t <sub>1</sub> °C	φ <sub>1</sub> %
Выше 40 . .	41	85	43	85	46	80	49	80	52	80	54	80	57	80	60	80
40 . .	43	80	46	80	49	75	52	75	54	75	57	75	60	75	63	75
30 . .	45	75	49	75	52	70	54	70	57	70	60	70	63	70	66	70
25 . .	49	70	52	65	54	65	57	65	60	63	60	60	66	60	68	60
20 . .	52	60	54	55	57	55	60	55	63	50	66	50	68	50	71	50
15 . .	54	50	57	45	60	45	63	45	66	40	68	40	71	35	74	35
10 . .	57	40	60	35	63	30	66	30	68	25	71	25	74	20	77	20

ТАБЛИЦА 52

w <sup>a</sup>	40	35	25	20	16	%
	25 мм	t <sub>c</sub>	71	82	88	93
	t <sub>m</sub>	50	53,5	56	57	— °C
50 мм	t <sub>c</sub>	71	—	77	—	82 °C
	t <sub>m</sub>	51	—	55	—	58 °C

Карандашные дощечки размером 185 × 60 × 6,0 мм сушатся в пачках по триgrossa в сушилке по фиг. 102, работающей с возвратом отработанного воздуха. После пропитки w<sub>1</sub><sup>a</sup> = 180%; после сушки w<sub>2</sub><sup>a</sup> = 5%; режим сушки при снижении влажности был принят следующий:

от 180% до 35% — t<sub>c</sub>/t<sub>m</sub> — 70/60° C  
 „ 35% „ 15% — t<sub>c</sub>/t<sub>m</sub> — 75/40° C  
 „ 15% „ 3% — t<sub>c</sub>/t<sub>m</sub> — 80/25° C

Мореный дуб очень чувствителен и требует режима сушки с частым увлажнением. Длительность сушки 1" доски мореного дуба 282 часа (w<sub>1</sub><sup>a</sup> = 130%).

Режим сушки приведен в табл. 53.

Длительность сушки различных пород дерева с учетом интенсивной циркуляции воздуха и указанных выше режимов (табл. 50—51), включая прогрев, указана по последним данным Мадисоновской лаборатории (Thelen)<sup>2</sup> для толщины доски 1" в табл. 54.

В тех случаях, когда не требуется особо высокое качество сушки, можно допускать отклонения от указанных сроков сушки при некотором повышении жесткости режима. Moll<sup>3</sup> также дает для некоторых сортов дерева более короткие

<sup>1</sup> 1 — для липы, березы, тополя.

<sup>2</sup> 2 — для ясеня, каштана, вяза, ивы.

<sup>3</sup> 3 — для бука, клена.

4 — для граба.

5 — для акации, грецкого ореха, вишни, смородины.

6 — 8 — для дуба различной твердости.

<sup>2</sup> R. Thelen, Kiln Drying Handbook U. S. Den. Agr. Bul. 1136.

<sup>3</sup> Moll. F. Künstliche Holz Trocknung, 1930 г.

ТАБЛИЦА 53

Толщина доски	1"			2"		
	$t_c$ °C	$t_m$ °C	$\varphi$ %	$t_c$ °C	$t_m$ °C	$\varphi$ %
Начальная влажность $w^a$ %						
Выше 100	60	68	90	40	38	88
40	60	57	85	43	40	80
30	60	55	75	49	43	70
20	60	50	60	54	43	50
15	60	47	50	57	41	40
10	60	45	45	60	40	30

(Журнал „Механическая обработка дерева“ № 10, 1935 г.)

ТАБЛИЦА 54

Порода дерева	Длительность сушки от свежесрубленного состояния до 5% в сутках
Орех . . . . .	20 ÷ 24
Бук . . . . .	16 ÷ 22
Береза, ясень . . . . .	14 ÷ 19
Тополь, липа, орех, вяз, вишня	8 ÷ 10
Клен . . . . .	15 ÷ 22
Лиственница . . . . .	9 ÷ 12
Кипарис, красное дерево . . .	10 ÷ 18
Ель, сосна, пихта, кедр . . .	4 ÷ 6

сроки сушки, чем Мадисоновская лаборатория. Так, например, при сушке от  $w_1^a = 26$  до  $w_2^a = 6\%$  он считает для 1" доски срок сушки сосны — 71 час, липы — 86 час., дуба и бука — 142 часа.

Всесоюзной конференцией по сушке дерева 1936 г. установлена длительность сушки для пиломатериала от  $w_1^a = 60$  до  $w_2^a = 12\%$ , указанная в табл. 55.

ТАБЛИЦА 55

№ по пор.	Назначение древесины	Длительность сушки в сутках							
		Сосна и ель		Бук		Лиственница		Дуб	
		1"	2"	1"	2"	1"	2"	1"	2"
1	Для строений . . . . .	2,5	5,0	5,8	11,7	6,6	13,3	11,6	23,2
2	Грубые столярные изделия . .	2,8	5,5	6,4	12,9	7,4	14,7	12,9	25,8
3	Столярно-мебельные изделия .	3,0	6,0	7,0	14,0	8,0	16,0	14,0	28,0
4	Пиломатериалы спецназначения	4,0	8,0	9,3	19,6	10,6	21,3	19,6	37,2
5	Авиадетали . . . . .	5,0		11,6		13,3		23,2	
	Авиадетали 40 мм . . . . .		8,0		18,6		21,2		37,2

Для более толстого материала, от 1 до 3", длительность сушки увеличивается пропорционально толщине и при толщине более 3" (76,2 мм) растет несколько быстрее. При толщине менее 1" (25,4 мм) длительность сокращается приблизительно пропорционально квадрату толщины, т. е. материал в 12,7 мм сохнет в четыре раза быстрее, чем материал толщиной в 25,4 мм, и т. д. При сушке до 14% длительность сушки (табл. 54) сокращается на 25—30%. При особых гребованиях к качеству материала режим сушки смягчается, и длительность сушки, как видно из табл. 55, повышается.

При сушке дерева, особенно более толстых размеров и твердых пород, необходимо иметь такие условия в смысле влажности воздуха, чтобы задержать поверхностное испарение, усилить приток влаги из центра доски к поверхности, избежать закалку наружного слоя. Это достигается в начальный период сушки и в период прогрева подачей острого пара в сушилку при паровой сушилке и вспыскиванием воды в циркулирующую смесь при сушке дымовыми газами (увлажнением или пропариванием при температуре на 10°С больше, чем по режиму). Эти операции также благотворно действуют на материал и в том случае, если он по каким-либо причинам получил поверхностную закалку или другие нежелательные деформации в период сушки.

Обычно рекомендуется:

1. Обрабатывать при  $\varphi \approx 90\%$  свежесрубленное дерево в начале процесса сушки 1 ÷ 1½ часа на 1" толщины. При дереве естественной сушки  $w_1 > 18\%$  1½ ÷ 3 часа на 1" толщины.

2. Если дерево имеет влажность меньше 18%, то  $\varphi \approx 65 \div 85\%$ , и полная длительность такой обработки  $10 \div 30$  час. в зависимости от толщины дерева и степени закалки.

3. Промежуточное пропаривание для исправления материала, уменьшения закалки и улучшения движения влаги колеблется в широких пределах. Для влажности больше 18%,  $\varphi = 90 \div 95\%$  длительность обработки  $1\frac{1}{2}$ —3 часа на 1"; для влажности от 18 до 15%,  $\varphi = 75 \div 85\%$  —  $10 \div 12$  час. и при  $w$ , меньшей 15%,  $\varphi = 60 \div 70\%$  длительность обработки  $20 \div 30$  час. в зависимости от толщины бруска и степени закалки.

Для расчета теплового и вентиляционного оборудования сушилки как коридорной (для расчета каждой зоны), так и камерной необходимо иметь опытную кривую сушки данного материала в условиях, соответствующих условиям расчета.

Ширина штабеля при камерных и коридорных сушилках зависит от скорости циркуляции. Чем выше скорость, тем большую ширину можно допускать. Максимальные размеры штабеля в американской практике 2,7 м и максимальная высота 3,7 м. Наиболее часто встречается размер  $2,5 \times 2,2$  м.

Прокладка обычно для досок до 2" толщиной — 1" и  $1\frac{1}{2}$ " — при более толстых сортах. Горизонтальные зазоры между досками принимают 30—40 мм.

При достаточно удовлетворительном обтекании воздухом штабеля допускается горизонтальная укладка досок *без зазоров*, поскольку решающую роль при испарении играет широкая сторона доски.

Емкость камерных сушилок составляет до  $50 \text{ м}^3$  древесины и коридорных до  $300 \text{ м}^3$  (два пути). Максимальная длина камеры равняется 20 м, максимальную же длину коридора практически не берут выше 60 м.

Коэффициент заполнения характеризует конструкцию сушилки. Его подсчитывают как отношение емкости древесины или емкости штабеля к кубатуре здания. В то время как первый коэффициент зависит от толщины дерева и укладки, второй есть величина постоянная для данной конструкции. (Правда, отдельные инструкции допускают укладку досок без горизонтальных прозоров, что, конечно, должно быть принято во внимание в каждом отдельном случае.) Так, например, в сушилке ВИАМ № 1 с реверсным винтовым вентилятором при кубатуре штабеля  $78,5 \text{ м}^3$  кубатура здания равна  $290 \text{ м}^3$ , коэффициент заполнения составляет 25%; в сушилке ВТИ с выносным вентилятором (фиг. 219) (с учетом каналов) штабель  $68,0 \text{ м}^3$ , кубатура здания равна  $187 \text{ м}^3$ , т. е. коэффициент заполнения будет 35%. С учетом помещения для топки коэффициент составит 30%.

Здания для деревосушилок выполняются из кирпича, бетона и других огнестойких материалов. Чтобы предохранить внутренние стены камер от поглощения влаги воздуха, их обычно штукатурят с добавкой в цементный раствор церезита или покрывают печным или асфальтовым лаком, жидким стеклом и т. д. Это уменьшает потери тепла и увеличивает долговечность сооружения. *Деревянные здания*, несмотря на дешевизну, *не рекомендуются*, так как не обладают достаточной герметичностью, особенно после рассыхания и коробления отдельных деталей; они увеличивают утечку воздуха, не держат режима; отдельные их детали подвержены гниению.

Особое внимание уделяется дверям, которые должны быть герметичными, удобными для обслуживания при загрузке и выгрузке и обладать низкой теплопроводностью. Применяются подъемные, откатные и чаще всего обычные двухстворчатые ворота (обычно двойные) с соответствующим затвором с нажатием для создания плотности.

Паровые трубы для увлажнения воздуха располагаются обычно вблизи нагревательного прибора или в нагнетательном канале с таким расчетом, чтобы получить минимальную конденсацию пара в канале и минимальный сток воды из паропровода.

Усадка дерева имеет огромное значение при сушке, влияя на режим. При идеально равномерном распределении влаги по бруску усадка наступает лишь после того, как дерево приобретает влажность 25—30% (точка насыщения волокна). В действительном процессе сушки дерево, даже при наилучших условиях сушки, сохнет быстрее с поверхности, и последняя раньше, чем весь брусок, доходит до



точки насыщения волокна; в результате усадка наступает значительно раньше. Если высушить дерево до абсолютно сухого состояния, то усадка по отношению к размерам в свежесрубленном состоянии будет в зависимости от породы дерева (твердые породы дают большую усадку) составлять:

Продольная усадка (вдоль волокна)	0,10 ÷ 0,35%
Радиальная усадка	2,0 ÷ 8,5 %
Тангенциальная усадка	4,0 ÷ 14,0 %
Объемная усадка	9,0 ÷ 21,0 %

Для подсчета количества испаренной влаги необходимо знать удельный вес  $s$  древесины при загрузке в сушилку:

$$s = s_1 \left( 1 + \frac{w^a}{100} \right),$$

где  $w^a$  — влажность до сушки, а  $s_1$  — приведенный удельный вес (отношение веса абсолютно сухого дерева к его объему в свежесрубленном состоянии).

В табл. 56 приведены значения  $s_1$  для некоторых пород.<sup>1</sup>

ТАБЛИЦА 56

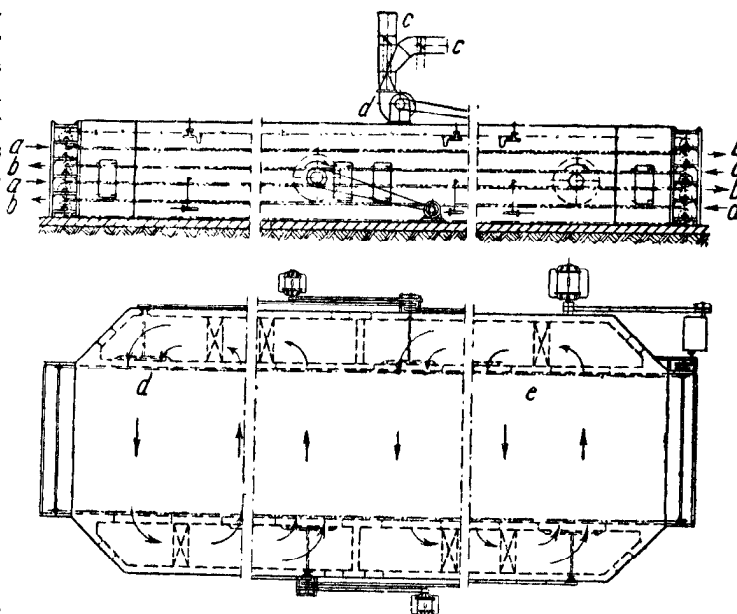
Наименование пород дерева	$s_1$	Наименование пород дерева	$s_1$
1. Липа . . . . .	0,30 ÷ 0,36	7. Клен . . . . .	0,42 ÷ 0,60
2. Ель . . . . .	0,30 ÷ 0,42	8. Береза . . . . .	0,42 ÷ 0,60
3. Осина . . . . .	0,36 ÷ 0,42	9. Бук . . . . .	0,50 ÷ 0,60
4. Сосна . . . . .	0,42 ÷ 0,50	10. Дуб . . . . .	0,60 ÷ 0,72
5. Лиственница . . . . .	0,42 ÷ 0,50	11. Граб . . . . .	0,60 ÷ 0,72
6. Ясень . . . . .	0,42 ÷ 0,60		

### III. СУШКА ФАНЕРЫ

Для сушки фанеры применяются специальные сушилки.

1. *Многоленточные сушилки* с переменным направлением движения материала, с зажимом его между сетчатыми лентами для избежания коробления. Сушилка системы Даqua (фиг. 254), состоящая из четырех лент при длине 24 м и ширине канала 3,6 м, перерабатывает около 1 м<sup>3</sup> фанеры в час. При толщине фанеры 1 мм длительность сушки составляет 15 мин.;  $w_1 = 45\%$ ,  $w_2 = 7 \div 14\%$ . Температура воздуха должна быть  $80 \div 90^\circ\text{C}$  для дубовой фанеры и  $110 \div 115^\circ\text{C}$  для других сортов.

Направление воздуха бывает поперечное, и тогда калориферы и вентиляторы

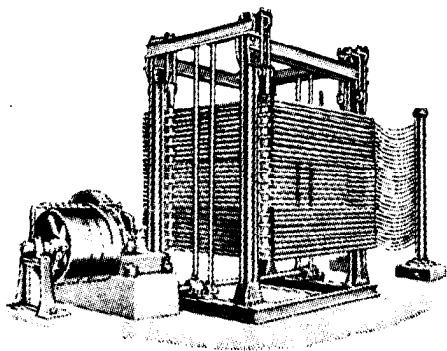


Фиг. 254.

<sup>1</sup> Известия ВТИ № 9 (22), 1926 г.

расположены сбоку камеры или так же, как при сушке картона, по фиг. 121—122, когда используется лучеиспускание калориферов по обе стороны листа фанеры. Сушилка фиг. 254 работает по схеме промежуточного подогрева и возврата воздуха по зонам; отсос отработанного воздуха происходит по середине, подсос — с обеих сторон камеры. Движение материала показано стрелками (*a* — вход материала, *b* — выход, *c* — выход воздуха, *e* — калориферы, *d* — вентиляторы). В Америке эти сушилки строятся от 15 до 30 м длины, 2,4 м высоты и от 1,8 до 4 м ширины.

2. Второй тип сушилок состоит из серии горизонтальных пустотелых плит, нагреваемых паром, которые при помощи специального механизма могут раско-даться на расстояние 25 мм через проме-жутки от 5 сек. до 5 мин.



Фиг. 255.

Листы фанеры вкладываются между горячими плитами; при периодическом на-жатии фанера нагревается (при этом не ко-робится) и при периодическом открытии на-гретая выделяет влагу и получает усадку. Длительность сушки фанеры по этому спо-собу колеблется от 3 до 90 мин. в зависи-мости от толщины.

На фиг. 255 изображена такая сушилка с горизонтальными плитами, системы Schilde.

Толстая фанера часто сушится в обыч-ных коридорных или камерных сушилках, подобных применяемым для сушки пилома-териала, причем укладка на вагонетках тре-

бует для избежания коробления вертикальной затяжки, так как сама фанера не дает достаточной нагрузки по весу.

#### IV. СУШКА ДРЕВЕСНЫХ ОПИЛОК, МУКИ И СТРУЖЕК

Опилки являются обычно отходом лесопиления и деревообработки и в суше-ном виде идут на производство древесной муки, брикетов, на упаковку и т. д. Древесная мука широко применяется при производстве пластических масс. Сушка опилок идет от  $w_1 = 40 \div 60$  до  $w_2 = 6 \div 10\%$ ; сушка древесной муки от  $w_1 = 15$  до  $w_2 = 1 \div 2\%$ .

Для сушки опилок и древесной муки можно применять барабанные сушилки (фиг. 87), трубы-сушилки (фиг. 192, *a*), аэрофонтан (фиг. 197), сушилки с мешал-ками (фиг. 150—154). Сушка древесных опилок может происходить как горячим воздухом, так и дымовыми газами, причем в последнем случае при перемешиваю-щих материал сушилках можно применять высокие температуры газов. Сжигание должно быть организовано таким образом, чтобы не повышать зольности про-дукта (стр. 339).

В барабанной сушилке допустима температура сушки  $250 \div 300^\circ \text{C}$  для опилок и, конечно, несколько ниже для муки. При более низких температурах газов, а следовательно, и при сушке горячим воздухом, температура которого при паро-вом нагреве не может быть выше  $130 \div 140^\circ \text{C}$ , в барабанной сушилке наблюдается большой унос пыли за счет больших скоростей воздуха или газа. Улавливание этого уноса резко удорожает установку. Напряжение объема барабана по влаге при опилках на горячем воздухе с  $t = 140^\circ \text{C}$  составляет  $\frac{W}{ZV} = 20 \text{ кг/м}^3\text{час}$  и при дымовых газах при температуре  $250 \div 300^\circ \text{C}$   $\frac{W}{ZV} = 40 - 50 \text{ кг/м}^3\text{час}$ .

Сушка опилок и муки в трубах-сушилках и аэрофонтанах возможна также при высоких температурах дымовых газов и *невысоком* снижении влажности. Глубокая подсушка достигается при весьма низких нагрузках по влаге и высоких расходах энергии. Аэрофонтану следует отдать предпочтение перед другими пнев-матическими сушилками. Весь продукт после этой сушилки должен быть выведен

из взвешенного состояния при помощи сепаратора. Напряжение объема рюмки при  $t = 175 \div 200^\circ\text{C}$  можно считать равным  $10 \div 16 \text{ кг/м}^3\text{час}$ , причем последняя цифра относится к высокой конечной влажности,  $\sim 15\%$ .

Сушилки с мешалками по фиг. 150—153 могут широко применяться, поскольку здесь, несмотря на дороговизну самой поверхности нагрева, отпадают пылеотделители и сепараторы и уменьшается расход пара из-за ничтожно малых расходов воздуха, который выходит из установки обычно с высоким  $\varphi_2$ . В этих сушилках при давлении пара выше  $2 \text{ атм}$  напряжение поверхности нагрева по влаге составляет  $5 \div 8 \text{ кг/м}^3\text{час}$  при снижении влажности опилок от 50 до 12% и несколько ниже ( $\sim 3\text{—}4 \text{ кг/м}^3\text{час}$ ) при снижении влажности от 35 до 12%.

Для древесной муки следует принимать примерно те же напряжения ( $2 \div 4 \text{ кг/м}^3\text{час}$ ), которые сохраняются за счет более мелких частичек и лучшего соприкосновения их с паровыми трубами.

Стружка вырабатывается на специальных стружечных станках и идет на упаковку, причем здесь предъявляются особо жесткие условия сушки. Стружка толщиной  $0,19 \div 0,20 \text{ мм}$ , шириной  $7 \text{ мм}$ , длиной не менее  $200 \text{ мм}$  вырабатывается из влажной древесины (баланса), поскольку иначе она ломается при производстве за счет пересушки поверхностной части бревна. Если отходы при сыром балансе 9%, то при  $w = 15\%$  они уже составляют 20%. При сыром балансе, кроме того, увеличивается упругость стружки (расход энергии на станки увеличивается при сыром бруске).

Таким образом сушка стружки производится от влажности  $40 \div 50$  до  $10 \div 12\%$ . Сушка происходит в ленточных сушилках по фиг. 138, работающих по варианту промежуточного подогрева и возврата воздуха по зонам. При слое стружки  $400 \text{ мм}$  и удельном весе  $8 \text{ кг/м}^3$  в сыром виде, при скорости воздуха в слое  $v = 0,5 \text{ м/сек}$  длительность сушки от  $w_1 = 50$  до  $w_2 = 10 \div 12\%$  составляет  $7 \div 9$  мин. при температурах по зонам  $60 \div 80^\circ\text{C}$ . Сопротивление прохождению воздуха слоя в  $400 \text{ мм}$  составляет  $1,5 \text{ мм вод. ст.}$

## V. СУШКА ИЗОЛЯЦИОННЫХ ПЛИТ

Торфяные плиты изготавливаются размером в сухом виде  $1\,000 \times 500 \times 30 \text{ мм}$  и весом  $2,4 \text{ кг}$ . Сырец-торф с влажностью  $91 \div 95\%$  дробится и варится при температуре  $50\text{—}60^\circ\text{C}$ . Гидромасса с влажностью  $95\%$  прессуется в плиты при давлении  $160 \div 215 \text{ атм}$  до  $38 \text{ мм}$  при влажности  $w_1 = 90\text{—}91,5\%$  и досыхает в плите до влажности  $w_2 = 5\%$ ; укладка плит производится на вагонетки (по 28 плит), где плиты расположены на горизонтальных сетках. Объемный вес плит после сушки  $150\text{—}140 \text{ кг/м}^3$ .

Сушка идет в коридорных сушилках,<sup>1</sup> работающих по схеме промежуточного подогрева и возврата воздуха по зонам, при температуре по зонам  $120 \div 140^\circ\text{C}$ . Длительность сушки  $18 \div 22$  часа. Сушка может производиться и горячим воздухом и дымовыми газами. Температура плиты при сушке не повышается выше  $80^\circ\text{C}$ .

Сушка торфяных плит, изготовленных по сухому способу, может происходить и в железных формах при массе с начальной влажностью  $w_1 = 40,6\%$  (размер плиты  $1\,000 \times 500 \times 40 \text{ мм}$ ) и при сушке до  $w_2 = 8,5\%$ . Длительность сушки в этом случае при температуре  $\sim 120^\circ\text{C}$  доходит до 12 час. и при  $t = 150^\circ\text{C}$  до  $8 \div 10$  час., причем плиты, зажатые в железных листах, ставятся на вагонетки уже вертикально.<sup>2</sup>

При пересушке торфяных плит ниже  $2 \div 3\%$  при  $t = 150^\circ$  имеет место загорание.

Сушка плит, изготовленных по сухому способу, таким образом занимает времени в два раза меньше, чем по влажному.

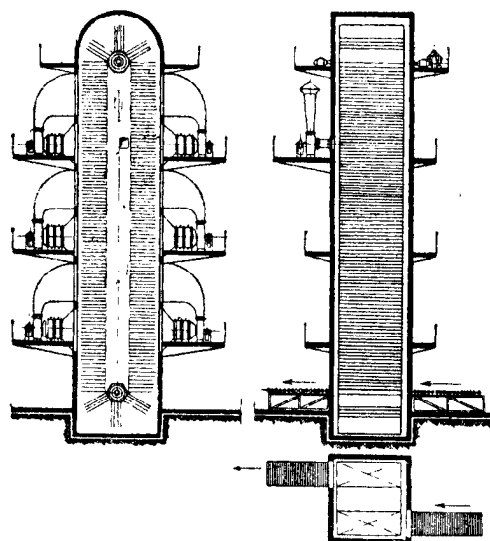
Плиты из древесной массы получили за границей широкое применение в строительном деле как заменители штукатурки и изоляции. Древесная масса изготавливается дроблением из щепы мягких пород дерева; древесная кора также подвергается дроблению и может добавляться к древесной массе. В зависимости от композиции получаются различные по свойствам плиты.

<sup>1</sup> „Торфяное дело“ № 4, 1935 г.

<sup>2</sup> „Строительные материалы“ № 5, 1935 г.; № 10, 1936 г.

Формовка плит до размеров  $3,0 \times 0,5$  м производится на гидравлических прессах при давлении  $50 \text{ кг/см}^2$  для строительных целей и до  $35 \text{ кг/см}^2$  для термоизоляции. Удельный вес плит, к которому стремятся, — для звукоизоляции  $100 \div 200 \text{ кг/м}^3$ , для теплоизоляции —  $200 \div 400 \text{ кг/м}^3$  и для строительных целей —  $400 \div 600 \text{ кг/м}^3$ . После прессования плиты имеют влажность в зависимости от давления пресса и состава  $50 \div 90\%$ . Сушка плит происходит как в сушилках коридорного типа фиг. 104, так и может быть рекомендована в шахтной сушилке по схеме фиг. 256.

Здесь плиты с рольганга захватываются специальными кронштейнами, укрепленными на цепях вертикального конвейера. Пройдя весь восходящий участок шахты, плиты при повороте конвейера переваливаются на заднюю стенку соседнего кронштейна и продолжают двигаться нисходящим потоком, пока не будут захвачены выводющим рольгангом. Циркуляционные потоки горячего воздуха направлены вдоль плит и осуществляются самостоятельными вентиляторами и калориферами, установленными на площадках. Сушилка работает по схеме промежуточного подогрева и возврата воздуха по зонам.



Фиг. 256.

За границей для сушки плит применяются роликовые сушилки, подобные фиг. 121, 122. Неудобство последних — значительные размеры занимаемой площади.

Основные трудности при сушке изоляционных древесных плит заключаются в создании такого режима, при котором было бы сведено к минимуму коробление. Это обстоятельство осложняется еще и большим размером плит. Для избежания коробления можно применять зажим в железных толстых дырчатых ( $\varnothing$  не менее  $3-4$  мм) листах, что, однако, удлиняет срок сушки и вызывает огромные затруднения в эксплуатации. Так как особого повышения температуры газов при сушке зажатых плит достигнуть нельзя из-за загорания пересушенных кромок, то этот способ не может получить широкое распространение.

Тонкость помола массы для плит оказывает большое влияние на сушку. По наблюдениям сушильной лаборатории ВТИ при понижении тонкости помола коробление увеличивается.

ТАБЛИЦА 57

Наименование показателей	I образец	II образец
Размер плиты (сырой) мм . . . . .	520×390×25	520×390×25
Размер плиты (сухой) мм . . . . .	480×350×18	500×370×24
Удельный вес плиты (сухой)	200	280
$w_1$ % . . . . .	80÷85	80÷85
$w_2$ % . . . . .	~10	~10
Скорость газов м/сек . . . . .	2	2
Начальная температура газов при входе в зоны (считая зоны со стороны входа сырых плит)		
I °C . . . . .	180	130
II °C . . . . .	120	110
III °C . . . . .	110	100
IV °C . . . . .	100	90
Длительность сушки в часах . . . . .	10÷11	11÷12

Наиболее совершенным способом сушки плит, дающим совершенно ровную плиту, следует считать сушку на горячем прессе между поверхностями, обогреваемыми паром. Однако малая производительность и дороговизна пресса делают его мало рентабельным; не исключается возможность для уменьшения коробления давать промежуточное горячее прессование.

Несмотря на наличие тяжелых технических условий по короблению, сушильная лаборатория ВТИ после длительных опытов сумела установить приемлемый режим сушки дымовыми газами для плит из древесной массы (I) и смеси древесной массы 15% (по весу) и коры 85% (II).

В табл. 57 приведены основные характеристики опытных плит и режима сушки применительно к сушилке из четырех зон, работающей по схеме с возвратом дымовых газов по зонам (схема фиг. 59, расчет стр. 108).

## VI. СУШКА СПИЧЕК

Сырьем для спичечного производства служит осиповый баланс, который до получения из него продукции проходит ряд операций технологического процесса. Продукцией производства является спичечная соломка, внутренний коробок (ящик) и корпус, которые перед последней фазой процесса подвергаются сушке. Соломка пропитывается фосфорной кислотой, некоторое время отлеживается в силосе, а затем поступает на сушку. Цель пропитки дать яркое пламя, быстрое воспламенение и избежать медленного тления, получить твердый остаток сгоревшей спички. Вес спичек 100 шт. 5,4 г.

Сушка соломки происходит в многозонных ленточных сушилках (фиг. 116) от начальной влажности 60 до 10% (пересушка соломки не допускается ввиду увеличения брака). В существующих сушилках толщина слоя на ленте составляет около 110 мм при температуре воздуха перед слоем  $t \approx 80^\circ \text{C}$  и скорости его прохождения через слой около 1,0 м/сек (на незаполненное сечение). Напряжение 1 м<sup>2</sup> сита по влаге доходит до  $\frac{W}{ZF} = 30 \text{ кг/м}^2\text{час}$  (см. стр. 179).

Сушка коробок происходит на таких же ленточных сушилках по фиг. 117 от  $w_1 \approx 60\%$  до  $w_2 \approx 10\%$  при максимальной температуре воздуха перед слоем для корпусов  $t \approx 100^\circ \text{C}$ , для внутренних коробок  $t \approx 90^\circ \text{C}$ . Максимальная толщина слоя, достигнутая в процессе сушки: корпуса — 156 мм, для ящиков — 140 мм.

Напряжение поверхности сетки при этом доходит: по корпусам до  $\frac{W}{ZF} \approx 19,7 \text{ кг/м}^2\text{час}$ , по ящикам до  $\frac{W}{ZF} = 18,1 \text{ кг/м}^2\text{час}$ . Скорость воздуха, проходящего через слой, обычно держится также в пределах 1 м/сек. При этих условиях длительность сушки корпусов составляет 23 мин., ящиков — 29 мин.

В результате лабораторного исследования сушки ящиков и соломки, проведенного в сушильной лаборатории ВТИ, выяснено:

а) Оптимальный слой для соломки составляет 200 мм, для корпусов 300 мм. С дальнейшим увеличением толщины слоя в пределах допустимых температур воздуха увеличивается неравномерность сушки и падает производительность 1 м<sup>2</sup> сетки. Для корпусов, кроме того, также увеличивается процент брака из-за мятая.

б) Предельной температурой сушки корпусов и ящиков является  $t \approx 110^\circ \text{C}$ . Повышение температуры ведет к короблению коробок.

г) Для спичечной соломки предельной температурой сушки является также  $110^\circ \text{C}$ , повышение которой вызывает пожелтение продукта.

д) Увеличение скорости воздуха выше 1 м/сек перед слоем при незначительном сокращении длительности сушки резко увеличивает расход энергии на вентиляционную установку. Увеличение скорости воздуха в 2,5 раза увеличивает расход энергии на 80 ÷ 100%, сокращая длительность сушки на 10%.

е) Характеристика работы 1 м<sup>2</sup> сетки при  $t = 100^\circ \text{C}$  и толщине слоя 200 мм при скорости воздуха 2,5 м/сек такова:

	Для корпусов	Для ящиков	Для соломки
$\frac{W}{ZF}$ . . .	21,5 кг/м <sup>2</sup> час	20,5 кг/м <sup>2</sup> час	29 кг/м <sup>2</sup> час
$\frac{G_2}{ZF}$ . . .	17,5 „	15,0 „	24 „
Z . . .	17,7 мин.	27 мин.	36,5 мин.

Производительность 1 м<sup>2</sup> поверхности сетки при слое 200 мм и скорости воздуха  $v = 1,0$  м/сек растет в зависимости от температуры.

Эта зависимость видна из следующих таблиц:

t	Ящик				°C	Корпус					°C	Соломка					
	80	90	100	110		80	90	100	110	120		140	80	90	100	110	
$\frac{W}{ZF}$	14	17	19	20	кг/м <sup>2</sup> час	12,5	14,5	17	20	22,5	26	кг/м <sup>2</sup> час	21,5	26,5	29,2	32	кг/м <sup>2</sup> час
$\frac{G_2}{ZF}$	12	14	16	16,5	„	11,5	13,0	15	17,5	20	23,0	„	20,5	25	28,5	30	„
Z	35	28,5	26,5	25	мин.	28	—	22	18	16,5	13,5	мин.	45	37	32,5	32	мин.

Производительность 1 м<sup>2</sup> поверхности сетки при  $t = 100^\circ$  С и скорости воздуха перед слоем  $v = 1,0$  м/сек растет в зависимости от толщины слоя, как это видно по нижеследующим данным:

$\delta$ мм	Для корпусов			Для ящика			Для соломки			
	150	200	300	100	150	200	100	150	200	300
$\frac{W}{ZF}$ кг/м <sup>2</sup> час	15	17	20	13	20,5	20	28,7	29,2	29,2	25
$\frac{G_2}{ZF}$ „	13,5	15	17,5	13,5	15	16,5	23,0	26,5	28,5	20
Z мин.	18	22	27	15	20	25	19,0	26,5	32,5	66

Для оклейки бумагой корпуса и ящичков употребляется клейстер, температура которого колеблется от 35 до 60° С. В процессе лабораторных исследований выявлено, что температура клейстера влияет на длительность сушки незначительно.

## VII. СУШКА УГЛЯ

Уголь, идущий на изготовление брикетов или на размол для пылевидного сжигания как под котлами, так и в печах специального назначения, подвергается сушке; для этих целей могут применяться барабанные, трубчатые, тарельчатые, шахтные и пневмосушилки. Выбор того или иного типа зависит не только от конструктивных особенностей сушилок, но и от свойств угля, от стоимости топлива и энергии и от местных условий. Решение вопроса в каждом отдельном случае *требует проведения сравнительных технико-экономических подсчетов*, используя материалы, приведенные в главе „Конструкции сушилок“, и сведения из практики, сообщаемые ниже. Предварительное дробление угля следует вести до более мелких кусков, поскольку во всех сушилках это повышает их пропускную способность.

*Трубчатая сушилка* оказывается особо выгодной на электростанциях при обогреве паром промежуточного отбора. Эти сушилки установлены в СССР на Каширской ГЭС для подмосковного угля и на станции им. Артема для каменного угля. Напряжение поверхности нагрева  $\frac{W}{ZF}$  зависит от сорта угля, его влажности, крупности кусков, степени перемешивания, давления пара, разрежения за сушилкой, степени заполнения трубок и т. д. Аппарат Rolf'a (см. стр. 197) (требуемый напор перед соплами 500 ÷ 600 мм вод. ст., расход воздуха 0,25 ÷ 0,75 м<sup>3</sup> на одну трубку), увеличивающий заполнение трубок и *улучшающий эффект продувки*, дает повышение напряжения по некоторым испытаниям до 20%. Работа поверхности нагрева улучшается как при постановке различных вставок в трубки сушилки (Wendeleisten), так и при большом числе оборотов барабана.

При работе на подмосковном угле с повышенной влажностью (выше 36%) наблюдается замазывание трубок и связанное с этим снижение производительности.

В немецкой литературе имеются указания, что при угле, дающем замазывание трубок, эти сушилки не рекомендуются.

Для бурых углей  $w_1 = 50-60$ ,  $w_2 = 15\%$  имеются следующие данные: по напряжению поверхности нагрева: а) при размере кусков 0—20 мм и при давлении пара <sup>1</sup>

$$\begin{array}{c|c|c|c|c} P = 1,5 & 2,0 & 2,5 & 3,0 & 3,5 \text{ ати} \\ \hline \frac{W}{ZF} = 2,7 & 2,95 & 3,2 & 3,45 & 3,65 \text{ кг/м}^2\text{час} \end{array}$$

б) при перегреве питающего пара <sup>2</sup> на 5—10°, при аппарате, Rolf'a и винтовых вставках, при разрежении за сушилкой

$$\begin{array}{c|c} \Delta S = 1,5 & 5 \text{ мм вод. ст.} \\ \hline P = 1,5 \ 2,5 \ 4,0 & 1,5 \ 2,5 \ 4,0 \text{ ати} \\ \hline \frac{W}{ZF} = 3,4 \ 4,2 \ 5,2 & 4,1 \ 4,9 \ 5,9 \text{ кг/м}^2\text{час} \end{array}$$

в) для подмосковного угля крупностью 0—12 мм при  $w_1 = 30 \div 35$  и  $w_2 = 13-20\%$ , перегреве пара на 5—10° С (винтовые вставки, питатель Hiecketier) в результате испытаний сушильной лаборатории ВТИ [Известия ВТИ № 9 (87)], при разрежении за сушилкой

$$\begin{array}{c} \Delta S = 3 \div 4 \text{ мм вод. ст. и давлении пара} \\ P = 1; 1,5; 2,0; 2,5; 3,0 \text{ ати} \\ \frac{W}{ZF} = 2,7; 3,3; 3,7; 4,2; 4,4 \text{ кг/м}^2\text{час} \end{array}$$

Для каменных углей  $w_1 = 15$ ,  $w_2 = 1\%$  можно считать напряжение поверхности нагрева на 20—25% ниже, чем для бурых углей.

Weiss считает для этих же углей

$$\begin{array}{c} P = 0,5 \ 1,0 \ 1,5 \ 2,0 \text{ ати} \\ \frac{W}{ZF} = 2,2 \ 2,38 \ 2,55 \ 2,69 \text{ кг/м}^2\text{час.} \end{array}$$

Влияние крупности кусков расценивается различно. Например, по опытам Schmidt'a <sup>3</sup> понижение содержания фракции 4—11 мм (при угле 0—15 мм) с 30 до 10% дает увеличение напряжения на 10%. Переход с крупности с 0—5 на крупность 0—15 по данным заводов понижает  $\frac{W}{ZF}$  на 15%.

Влияние перегрева питающего пара на напряжение поверхности нагрева трубчатых сушилок различные экспериментаторы расценивают по-разному; так, например, Foos считает понижение в 0,3% на каждый 1° перегрева, нормы Буроугольного синдиката указывают, что перегрев роли не играет, но выше 175° С наступает понижение. Schöne дает повышение напряжения на 10° перегрева 1—2% при  $P = 1,5 \div 4 \text{ ати}$ . Опыты сушильной лаборатории ВТИ на Каширской ГЭС показывают некоторое повышение  $\frac{W}{ZF}$  при повышении перегрева в пределах 10—60° С.

Расход тепла пара у трубчатых сушилок при сушке бурого угля колеблется по различным источникам от 700 до 800 кал/кг испаренной влаги.

По наблюдению Schöne и сушильной лаборатории ВТИ давление пара на расход тепла на 1 кг испаренной влаги заметного влияния не оказывает.

При сушке каменных углей расход тепла выше, доходя до 800—900 кал/кг.

Расход энергии по данным испытания на подмосковном угле при сушилке размерами  $D = 3,6 \text{ м}$ ,  $L = 8,0 \text{ м}$  составляет на движение 0,4—0,6 квтч/т и на вентилятор 0,6—8 квтч/т сухого угля при мокросухом способе пылеотделения (см. далее пылеотделители) или вместе около 5—7 квтч/т испаренной влаги.

<sup>1</sup> „Braunkohle“, 1923 г.

<sup>2</sup> O. Schöne, Grundlagen für den Entwurf von Braunkohlenbrikettfabriken.

<sup>3</sup> „Braunkohle“ № 27, 1928 г.

С повышением разрежения за сушилкой увеличивается напряжение поверхности нагрева по опытам Schöbe на 3<sup>0</sup>/<sub>0</sub> на каждый добавочный 1 мм вод. ст. По опытам сушильной лаборатории при давлении пара  $P = 1 \text{ ати}$  получаются те же показатели. С увеличением разрежения за сушилкой, т. е. скорости воздуха в трубах, увеличивается параллельно с производительностью и унос пыли из сушилки. *Предел лежит там, где начальная стоимость пылеотделительного устройства выше, чем удешевление поверхности нагрева, и где повышение количества воздуха резко снижает экономичность процесса. При естественной тяге предел ставит тяга трубы.* При электрофильтрах при значительном уменьшении влажности воздуха в результате повышенного разрежения появляется опасность разряда (по опытам Fischer'a <sup>1</sup> абсолютная влажность не должна быть ниже 100 г/м<sup>3</sup>).

Температура угля при выходе из трубчатой сушилки составляет 75 ÷ 100° С в зависимости от давления пара и разрежения за сушилкой. Скорость прохождения угля через сушилку 20 ÷ 30 мин. Температура уходящего воздуха  $t_2 = 80 \div 100^\circ \text{С}$ . Насыщение — высокое, достигающее до 50 ÷ 60<sup>0</sup>/<sub>0</sub> при  $t_2 = 90 \div 95^\circ \text{С}$ . Унос из трубчатой сушилки обычно составляет 4 ÷ 8<sup>0</sup>/<sub>0</sub> от веса высушенного угля, причем этот унос растет с увеличением разрежения за сушилкой, т. е. в зависимости от скорости воздуха в трубах.

*Тарельчатые сушилки* сохранились в большом количестве на германских брикетных буроугольных заводах. Вытесняются они в настоящее время трубчатыми сушилками. Напряжение поверхности нагрева рабочей части тарелки по данным Буроугольного синдиката:

$P = 0,5$	1,0	1,5	2,0	2,5 ати
$\frac{W}{ZF} = 4,73$	5,67	6,33	6,9	7,37 кг/м <sup>2</sup> час.

Эти значения даются при плотном кожухе, отсева мелкого угля на одной промежуточной тарелке и при раздельном подводе пара к тарелкам. Без кожуха, без отсева и без раздельного подвода пара напряжение соответственно ниже на 5; 5 и 3<sup>0</sup>/<sub>0</sub>.

Температура угля при выходе из сушилки бывает 65 ÷ 75° С. В некоторых случаях нижние тарелки охлаждаются водой, и тогда температура угля еще ниже. Поверхность охлаждения обычно берет 0,12 м<sup>2</sup> на 1 м<sup>2</sup> поверхности нагрева. <sup>2</sup> Холодильник понижает влажность на 2 ÷ 2,5<sup>0</sup>/<sub>0</sub>; уголь охлаждается при этом с 75 до 45° С.

Насыщение отходящего воздуха (отсос делается на  $\frac{1}{4} \div \frac{1}{5}$  окружности) составляет:  $\varphi_2 = 60 \div 70\%$  при  $t_2 = 75^\circ \text{С}$  или  $\varphi_2 = 75 \div 80\%$  при  $t_2 = 65 \div 70^\circ \text{С}$ . Расход тепла пара у этих сушилок бывает 750 ÷ 850 кал/кг влаги. Унос пыли составляет до 2 ÷ 3<sup>0</sup>/<sub>0</sub> от веса угля.

*Барабанные сушилки* широко применяются для сушки различных углей. Сушка идет непосредственно дымовыми газами или от специальной топки, или отходящими газами котельной, или иной тепловой установки. Напряжение объема барабана зависит главным образом от температуры газов, влажности и размеров кусков угля. Температура газа при параллельном токе доходит на германских бурых и каменных углях до 800 ÷ 900° С. Для подмосковных углей по опытам сушильной лаборатории ВТИ эта температура составляет 450° С, причем предполагается возможность повышения температуры при повышенной влажности угля. Температура угля при выходе из барабанной сушилки достигает обычно 70 ÷ 90° С в зависимости от температуры газов и конечной влажности угля. Унос из барабанной сушилки в зависимости от допускаемой скорости газов и крупности угля доходит до 20<sup>0</sup>/<sub>0</sub>. Например, по опытам сушильной лаборатории ВТИ на подмосковном угле крупностью 0 ÷ 12 мм при скоростях газа в барабане 1,9 и 3,25 м/сек соответственно унос составляет 9 и 15<sup>0</sup>/<sub>0</sub> от производительности сушилки.

Напряжения объема барабана для различных углей при разных характеристиках приведены в главе „Барабанные сушилки“ (табл. 33).

<sup>1</sup> VDJ № 8, 1926 г.

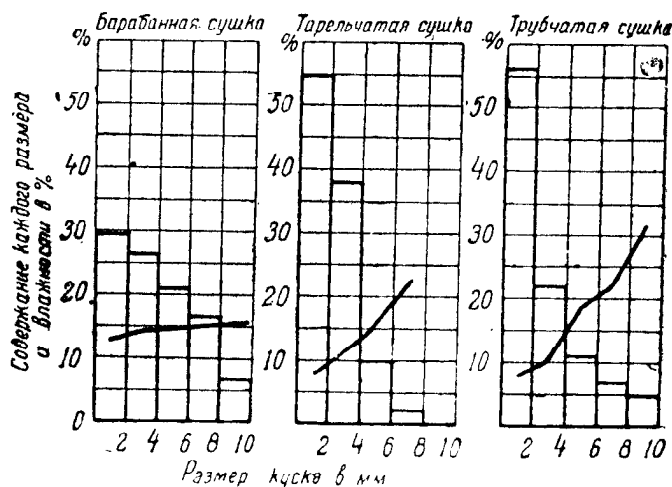
<sup>2</sup> „Braunkohle“ № 3, 1927 г.



При сушке угля как в трубчатой и тарельчатой сушилках, так и в барабанной, наблюдается резкое колебание влажности сухого угля в зависимости от размера куска. Разница по влажности зависит также от соотношения крупных и мелких кусков, а также от конечной средней влажности куска. Грубо можно считать, что удаление влаги происходит пропорционально  $\frac{F}{V}$  частицы или, предполагая шаровидную форму ( $\frac{F}{V} = \frac{6}{D}$ ), обратно пропорционально диаметру частицы. Однако каждая сушилка имеет дополнительное влияние на неравномерность сушки, усиливающее или ослабляющее влияние размера. Так, в трубчатой сушилке мелкий уголь проходит медленнее, чем крупный, в то время как сохнет значительно быстрее; в тарельчатой мы имеем большую равномерность; в барабанной сушилке разница во влажности сглаживается за счет отбоя воздухом при параллельном токе более мелких кусков, высыхающих значительно раньше.

На фиг. 257 приведены кривые зависимости влажности от размера куска при выходе из этих трех сушилок с указанием содержания каждого размера в процентах. Из этих кривых мы видим, что равномерность сушки больше у барабанной сушилки.

Лучшим способом получения более равномерной влажности при одновременном повышении производительности является *отсев мелких кусков после сушки, затем дробление и снова досушка крупных*. Этот метод применяется в трубчатых сушилках при постановке последовательно двух сушилок, в тарельчатых при промежуточном дроблении угля на одной из тарелок и особенно широко в трубах-сушилках по схеме фиг. 192, в.



Фиг. 257.

*Шахтные сушилки* типа фиг. 158 были одно время очень распространены на электрических станциях для подсушки каменных углей перед помолом и располагались между мельницей и бункером котла; однако в эксплуатации обнаружился основной недостаток этих сушилок, вызывающий необходимость снижения температуры сушки, - это недостаточно интенсивное перемешивание частиц и задержание отдельных частичек угля в шахте. Эти задержавшиеся частицы высыхали до низкой влажности и при высоких температурах начинали сначала выделять летучие газы, а затем и загораться. Поэтому здесь не удалось надежно работать при температурах выше  $150 \div 175^\circ \text{C}$  ( $t_2 = 70^\circ \text{C}$ ). Все эти сушилки построены по схеме поперечного потока воздуха, и таким образом подсушенный уголь подвержен так же, как и влажный, действию высокой температуры. Работать на этих сушилках с низкой температурой газов при слабом перемешивании оказывалось менее выгодным, чем на других конструкциях; кроме того, влажные угли образовывали иногда своды в шахте, подсушку же каменных углей стало во многих случаях выгодно производить в самих мельницах. Длительность сушки каменного угля в шахтной сушилке по фиг. 158 составляла 2-3 часа. Сушка угля в шахтных сушилках должна сохраниться в тех случаях, когда требуется минимальное измельчение угля или когда требуется снять быстро и дешево только поверхностную влагу с малым пылеобразованием.

Сушилка типа фиг. 162 находит применение при сушке промытого обогащенного угля; так, например, при подсушке угля с  $w_1 = 14,5$  до  $w_2 = 9,50\%$  крупностью  $0 \div 12 \text{ мм}$ , производительностью  $39 \text{ т/час}$ , сушилка системы Farnham имеет габарит  $4,5 \times 5,5 \text{ м}$  (с топкой) и высоту  $8 \text{ м}$ . Потребная мощность составляет

только 1,94 л. с. Сушка длится 4,5 мин. при температурах  $t_1 = 600^\circ \text{C}$ ,  $t_2 = 100 \div 150^\circ \text{C}$ ,  $\vartheta_1 = 15^\circ \text{C}$ ,  $\vartheta_2 = 62^\circ \text{C}$ .

Сушка угля во взвешенном состоянии была рассмотрена нами в главе о пневмо-сушке. У этих сушилок мы различаем работу по замкнутому и разомкнутому циклам. В первом случае дымовые газы или воздух, совершив рабочий цикл в сушилке, поступают вместе с угольной пылью и влагой, испаренной из топлива, в топку котла, во втором — они выбрасываются в атмосферу, пыль же сепарируется и подается нормальным путем в топку. При замкнутом цикле несколько ухудшается коэффициент полезного действия котельной установки, так как мы принуждены расходовать тепло на перегрев добавочного водяного пара, выбрасывая его с отходящим газом при температуре более высокой, чем его температура в конце процесса сушки. Кроме того, уменьшается температура топочного пространства, и несколько растет требуемая поверхность нагрева котла. При разомкнутом цикле пылеотделительное устройство вырастает за счет большего количества взвешенных частиц, чем при других способах сушки, вырастают при этом и потери угля с отходящим газом, вырастают расходы энергии, связанные с сопротивлением пылеотделителя.

Решающим вопросом при сравнении этих способов сушки с другими является расход энергии, который растет в зависимости от степени подсушки и который на сегодняшний день еще достаточно велик. Вопросы регулирования, рассмотренные на стр. 216, остаются в силе для обоих случаев.

Опытами котельной лаборатории ВТИ на трубе длиной 10 м было получено на подмосковном угле крупностью  $0 \div 12 \text{ мм}$   $w_1 = 32 \div 30\%$  при температуре входа газов в сушилку  $400 \div 450^\circ \text{C}$ , понижение влажности на  $6 \div 10\%$ . Точно выявить расход энергии не удалось, грубо он составлял около  $40 \div 30 \text{ квтч/т}$  испаренной влаги. Труба-сушилка, построенная на Сталинградской ГРЭС (по фиг. 192, а), имеет диаметр  $D = 820 \text{ мм}$ , длину  $L = 15 \text{ м}$ , толщину стенки 8 мм. Сушит она 30 т/час сырого подмосковного угля от  $w_1 = 34,5$  до  $w_2 = 22\%$  крупностью куска  $0 \div 6 \text{ мм}$ . Эксплуатационный расход энергии на вентилятор 185 квтч. Разрежение в начале трубы  $\sim 150 \text{ мм вод. ст.}$  Температура газов при входе в трубу  $500^\circ \text{C}$ , при выходе —  $150^\circ \text{C}$ . Скорость газов  $25 \div 30 \text{ м/сек}$ . Таким образом расход энергии составляет  $\sim 6,4 \text{ квтч/т}$  сырого угля, или  $\frac{6,4}{0,181} = 35 \text{ квтч/т}$  испаренной влаги.

Эта цифра значительно превосходит то, что мы имели для трубчатых и барабанных сушилок (около 6 квтч/т).

Затрата металла на трубу-сушилку по данным Мосэнерго составляет 5 т, а для барабанных сушилок и трубчатых сушилок имеем соответственно  $6,5 \div 12,0 \text{ т/т}$ .

Таким образом труба-сушилка, даже включенная в замкнутую систему, не имеет преимуществ перед паровыми трубчатыми и газовыми барабанными сушилками (не говоря о том, что трубчатая имеет более выгодные теплотехнические показатели при установке ее на электростанциях).

Совершенно очевидно, что работа трубы-сушилки по разомкнутому циклу оказывается менее выгодной, чем барабанной и трубчатой сушилок, главным образом за счет более сложного пылеулавливания. Если у трубчатой сушилки мы имеем во взвешенном состоянии  $6\%$ , в барабанной — не более  $20\%$ , то в трубе-сушилке все  $100\%$  просушенного угля.

Запыленность газов после циклона в трубе-сушилке будет выше, чем в других типах сушилок. Расход воздуха, а стало быть, сопротивление сепараторов, циклонов и пылеотделительного устройства будет выше, чем в трубчатой сушилке.

При подсушке АШ<sup>1</sup>: отвал  $0 \div 12 \text{ мм}$  с  $\mu = 0,37 \div 0,68$  при  $t_1 = 390^\circ \text{C}$ ,  $t_2 = 200^\circ \text{C}$ , получено напряжение на участке 28 м (вместе с нисходящей трубой) при  $w_1 = 11$  и  $w_2 = 4,5\%$

$$\frac{W}{ZV} = 62 \div 200 \text{ кг/м}^3\text{час};$$

расход энергии 4,2 квтч/т угля, или 62 квтч/т влаги.

<sup>1</sup> „Тепло и сила“ № 2, 1934 г.

Труба-сушилка из трех колен общей длиной 28 м, диаметром 600 мм при сушке украинского<sup>1</sup> (александрийского) бурого угля крупностью 0÷12 мм при  $\mu = 0,11 \div 0,06$  при  $t_1 = 202 \div 304^\circ \text{C}$  и  $t_2 = 79 \div 93^\circ \text{C}$  от  $w_1 = 55$  до  $w_2 = 37 \div 23\%$  давала напряжение  $\frac{W}{ZV} = 100 \text{ кг/м}^3\text{час}$ ; расход энергии в первом случае составлял 36 квтч/т влаги и во втором случае 48 квтч/т влаги. Сопrotивление всех трех участков 200 мм вод. ст. при  $\mu = 0,11$ .

При скорости воздуха 25 м/сек (эта скорость оказалась малой и необходимо повышение до 30 м/сек) расход тепла был  $q = 1\,100 - 2\,600 \text{ кал/кг}$  влаги.

В трубах-сушилках большой высоты (включая и нисходящие участки), если не применять промежуточного дробления, эффективность испарения по длине резко падает. Так, например, как показали опыты ВТИ, снижение влаги подмосковного угля на первых 15 м  $15 \div 20\%$ , а на втором участке (15 м), обращенном книзу, всего 6%.

Существует убеждение, что пневмосушилка является обязательной при индивидуальной системе пылеприготовления. Однако при современных крупных котельных агрегатах в индивидуальную систему может быть введена любая другая сушилка (трубчатая, барабанная), если ее технико-экономические показатели достаточно высоки. Поэтому сравнение сушилок нужно проводить обязательно при одинаковых условиях их работы. Это в большей степени относится к сушильным заводам с центральным пылеприготовлением.

Возможность непосредственной подсушки угля в мельницах ограничена. Для каменных углей подсушку можно производить с  $10 \div 12$  до  $2 \div 3\%$ , а для бурых углей с  $20 \div 22$  до  $10 \div 15\%$ . Таким образом для каменных углей требуемая начальная влажность соответствует нормально встречающейся, для бурых же требуется дополнительная подсушка.

Сушка угля по методу Флейснера (фиг. 248) не имеет пока широкого распространения. Основные моменты, характеризующие этот способ, были изложены в главе о конструкциях (стр. 250, 251). В настоящий момент имеются тенденции тщательной проверки выгодности этого способа как со стороны сохранения размеров угля при сушке, так и с технико-экономической, учитывая эксплуатационные недостатки, связанные с периодичностью действия, расходом свежего пара и т. д.

### VIII. СУШКА ФРЕЗТОРФА

Применение фрезторфа возможно в различных отраслях народного хозяйства (брикетирование, сжигание в печах, под котлами) лишь после предварительной подсушки. Эта подсушка или глубокая сушка служит или для повышения температуры горения или для повышения теплотворной способности, или для улучшения дальнейшей технологической обработки (например, брикетирование).

Влажность фрезторфа чрезвычайно велика и иногда доходит до 55—63%. До дробления получаются куски различных размеров, достигающие 50 мм. В зимнее время фрезторф часто образует смерзшиеся глыбы размером иногда до 0,3 м. Независимо от метода сушки фрезторфа необходимо производить следующие дополнительные операции: отсев пней, дробление крупных кусков и в зимнее время размораживание смерзшейся влаги.

В настоящее время должны учитываться и подлежат рассмотрению три вида сушилок для фрезторфа: а) барабанные, б) трубчатые, в) пневмосушилки.

Опыты по сушке фрезторфа в барабанной сушилке проведены были в небольшом количестве в сушильной лаборатории ВТИ (барабан диаметром  $D = 1,3 \text{ м}$  и длиной  $L = 7,5 \text{ м}$ ).

Первая серия опытов имела целью найти безопасную температуру газов при входе в барабан. Фрезторф имел влажность  $50 \div 58\%$ , топка велась на нефти. При температуре входящих в барабан газов порядка  $400^\circ \text{C}$  ( $\text{CO}_2 = 2 \div 3\%$ ) не наблюдалось ни загорания, ни искрения; при  $450^\circ \text{C}$  появлялось мелкое искрение,

<sup>1</sup> „Тепло и сила“ № 11, 1934 г.

распространявшееся на коротком участке; при 500° С искрение было значительное и распространялось на большой длине. Безопасной температурой была признана  $t \approx 450^\circ \text{C}$ , при которой были проделаны опыты, давшие следующие основные показатели:

	Опыт I	Опыт II
Начальная влажность фрезторфа . . . . .	$w_1 = 48,4$	45,4%
Конечная влажность фрезторфа . . . . .	$w_2 = 20,4$	12,3%
Температура газов перед барабаном . . . . .	$t_1 = 450$	450° С
Температура газов за барабаном . . . . .	$t_2 = 100$	100° С
Напряжение объема барабана по влаге . . . . .	$\frac{W}{ZV} = 72,3$	67,5 кг/м <sup>3</sup> час
Унос из сушилки . . . . .	25	22%
Температура торфа после сушилки . . . . .	33	35° С

Является ли полученная сушильной лабораторией температура в 450° С максимальной, установить ввиду малочисленности опытов трудно. Возможно, что в эксплуатации удастся повысить ее до более высоких пределов по аналогии с немецкими бурями углями.

Напряжение объема барабана резко увеличивается при повышении конечной влажности фрезторфа. Точных данных здесь нет, но по аналогии с бурями углями можно считать возможным следующие напряжения:

Снижение влажности от 60—50 до 20%,	$\frac{W}{ZV} = 65$	кг/м <sup>3</sup> час
„ „ „ 60—50 „ 30%,	$\frac{W}{ZV} = 90$	„
„ „ „ 60—50 „ 40%,	$\frac{W}{ZV} = 120$	„

Если изменение напряжения принять пропорциональным изменению  $H - h$ , то влияние температуры рисуеться приблизительно в следующих цифрах ( $H$  — давление водяного пара, соответствующее температуре мокрого термометра — психрометра, и  $h$  — парциальное давление водяного пара в дымовых газах):

	$t_1 = 350^\circ \text{C}; 250^\circ \text{C}$	
Снижение влажности от 60—50 до 20%,	$\frac{W}{ZV} = 45$	35 кг/м <sup>3</sup> час
„ „ „ 60—50 „ 40%,	$\frac{W}{ZV} = 70$	50 „

Чрезвычайно серьезным вопросом при оценке работы барабанной сушилки является вопрос об уносе фрезторфа и борьба с этим уносом (см. далее „Пылеотделители“). Включение циклонов не является достаточно эффективным, так как при таком легком и мелком материале его к. п. д. низок. Для того чтобы весь унос был собран, необходима добавочная пылеотделительная сухая камера достаточно больших размеров. В зависимости от конечной влажности фрезторфа, от скорости газов, от системы ячеек и т. д. унос может доходить до 25% от производительности по сухому весу. Вопрос о применении электрофильтров для борьбы с уносом фрезторфа исследован еще недостаточно.

В 1933 г. сушильная лаборатория ВТИ выполнила проект сушильного завода для Минской ТЭЦ, постройка по которому не была осуществлена. Для этого завода было взято четыре барабана с общей производительностью 120 м<sup>3</sup>/час при сушке от  $w_1 = 50$  до  $w_2 = 32\%$  при  $t_1 = 450 \div 500^\circ$  и  $t_2 = 100 \div 120^\circ \text{C}$  при расходе тепла топлива 900—1000 кал/кг влаги. Вес четырех барабанов без топки и транспорта составлял 160 т. Мощность на вращение барабана и вентилятора составляла 65 квт, или 8,0 квтч/т испаренной влаги.

Таким образом о барабанной сушилке мы вправе говорить, что она может применяться при любых влажностях фрезторфа, что она может работать с более крупными фракциями (отсев шней необходим) и что экономичность ее достаточно высока. Сушилка требует повышенных капитальных затрат на барабан, пылеотделительное устройство и здание.

Следующий тип сушилки, который находит в настоящее время применение в области сушки фрезторфа, — это трубчатая паровая сушилка (фиг. 144).

Для фрезторфа напряжение поверхности нагрева и унос у трубчатой паровой сушилки можно принять такими же, как для германских бурых углей (см. „Сушка углей“). Эти сушилки рационально комбинируются с теплоэлектроцентралями, давая в этом случае высокие технико-экономические показатели.

В смысле температурного режима эта сушилка безопаснее барабанной, так как в пределах давления до 3 *ати* и невысокого перегрева пара температура материала не превосходит в ней 100°С. Весьма опасным моментом работы сушилки является замазывание трубок фрезторфом при влажности его свыше 45 ÷ 50%.

Таким образом при наличии отработанного пара трубчатая сушилка может быть экономично использована при сушке фрезторфа с влажностью до 45%. Дробление торфа должно быть равномерным, и размеры кусочков должны быть не выше 12 *мм*; одновременно должен быть произведен полный отсев пней. В зимних условиях и при высокой влажности необходима предварительная подсушка в барабанной сушилке.

У пневмосушилки при большом съеме влаги приходится сильно развивать рабочие участки, создавая этим добавочные сопротивления. В этих сушилках можно допускать более высокие температуры входящего газа (выше, чем в барабанных сушилках), так как омывание частичек происходит достаточно равномерно. Этот основной показатель, а также развитая поверхность мелких частичек фрезторфа, благоприятствует применению пневмосушилки для сушки этого материала.

Несмотря на это, расходы энергии по данным тех немногочисленных опытов, которые можно использовать для ориентировки, получаются высокими. Например, в опытах котельной лаборатории ВТИ расход энергии составлял до 13 *квтч/т* фрезторфа или, если считать съем влаги в 20%, до 40 *квтч/т* влаги.

Еще один существенный фактор следует учесть при рассмотрении изолированной пневмосушилки для фрезторфа — это взвешенное состояние всего материала в воздухе и связанная с этим необходимость вывода всех частичек обратно из потока. Здесь требуется постановка достаточно мощного фильтра, а это вызывает соответствующее увеличение сопротивления системы.

Таким образом при глубокой сушке фрезторфа, как это требуется, например, при брикетировании и для печей с высокой температурой горения, пневмосушилка будет менее экономична, несмотря на дешевизну оборудования, чем барабанная и трубчатая сушилки. При малом съеме влаги применение пневмосушилки становится выгоднее, и выбор типа может производиться с учетом как изложенного выше, так и технико-экономических показателей.

При подсушке фрезторфа для топki машой и средней мощности преимущества простоты пневмосушилки даже при наличии повышенного расхода энергии достаточно установлены.

## IX. СУШКА ЗЕРНА

Длительное хранение влажного зерна затруднено тем, что процессы дыхания и созревания зерна сопровождаются интенсивным выделением углекислоты и тепла. В таком зерне возникают очаги самосогревания, появляются признаки прорастания и оживление деятельности микроорганизмов. Если зерно имеет влажность выше нормы, его подвергают сушке. Сушку зерна ведут в сушилках различных систем, причем в зависимости от свойства зерна и его назначения устанавливаются особые режимы. Семенное зерно при установленных условиях сушки не должно терять своих свойств прорастания, продовольственное зерно своих хлебопекарных свойств.

В дождливые осени влажность зерна доходит до 25% и в некоторых случаях, особенно для кукурузы, превосходит и эту величину. Чаще всего приходится иметь дело с влажностью около 20%. Конечная влажность для хранения на элеваторах требуется техническими условиями для хлебного зерна 14 ÷ 15%, семя подсолнечное, льняное, конопляное должно иметь  $w_2 \approx 11 \div 12\%$ .

При уборке урожая комбайном с целью уменьшения потерь зерно снимается с повышенной влажностью. В этом случае начальная влажность зерна, особенно для северных районов СССР, может доходить до 30%.

Для сушки зерна в промышленных установках — мельницах, элеваторах, крупных колхозах и совхозах применяются стационарные зерносушилки шахтного типа с движением материала сплошной массой. Большое распространение имеют у нас системы Randolph и ВТИ, где шахта по фиг. 158 заполнена коробами без дна. Шахта сушилки Теплотехнического института выполнена железобетонной в отличие от всех иных конструкций, механизм же выгрузки открывается периодически, спуская в зависимости от производительности нужную порцию зерна (фиг. 157).

Начиная с 1928 г., главная масса крупных стационарных сушилок перешла на сушку зерна дымовыми газами от самостоятельной топки. Инициатива в этом деле принадлежала сушильной лаборатории ВТИ, которой удалось осуществить первую крупную кукурузную сушилку производительностью 16 т/час при сушке с  $w_1 = 20$  до  $w_2 = 14\%$  на дымовых газах от нефтяной топки (фиг. 297). Зерно не меняло цвета, не имело запаха и не ухудшалось качество его. Уход за топкой был настолько несложен, что, начиная с этого времени, убедились в целесообразности такого способа, особенно на элеваторах, где отсутствует паровое хозяйство. До этого на зерносушилках устраивали для подогрева воздуха огневые калориферы, которые значительно менее экономичны и, главным образом, работая при высоких температурах газов (иначе коэффициент полезного действия был бы очень низок), часто перегорали и сушили всякие неприятности вплоть до пожаров. Паровые калориферы, требующие специальной котельной, тоже имели распространение.

В настоящий момент освоена сушка зерна дымовыми газами при сжигании дров, кокса, антрацита и некоторых низкосортных топлив, а также лузги, початков и других отходов, которые в изобилии находятся на пунктах переработки.

Наличие в некоторых топливах серы, образующей при горении  $SO_2$ , может влиять на качество сушки, хотя сами газы являются прекрасным средством дезинфекции и дезинсекции.

Вопрос этот детально для зерна еще не изучен.

Если сушка зерна непосредственно дымовыми газами от самостоятельной топки получила полные права гражданства, то использование отходящих дымовых газов котельных *вызывает большие опасения в части влияния их на свойства зерна.*

Благодаря наличию в топке котла поверхности нагрева и наличию малых избытков воздуха возможна в эксплуатации неполнота сгорания, которая дает в газах сажу. Улавливание этой сажи связано с огромными затратами и до сих пор является несовершенным.

Для того чтобы зерно не потеряло своих семенных и пекарных свойств, необходимо, чтобы в первом случае температура самого зерна не превосходила  $50^\circ C$ , а во втором —  $60—70^\circ C$ . В области сушки различных культур (пшеница, овес, кукуруза) были проведены опыты в сушильной лаборатории ВТИ<sup>1</sup> Kiessling'ом<sup>2</sup> и другими исследователями, подтвердившими это положение, причем в смысле устойчивости по отношению к температуре по опытам ВТИ пшеница оказалась выше, чем овес.

Для шахтных сушилок, в которых перемешивание происходит медленно и недостаточно полно, температура смеси дымовых газов и воздуха должна быть выбрана таким образом, чтобы температура зерна не превосходила указанных пределов, соответствующих назначению зерна. По новым правилам Заготзерна установлены следующие пределы температуры теплоносителя в сушилках шахтного типа по фиг. 157—158 (см. табл. 58 стр. 279).

Указанные пределы температур теплоносителя могут быть и изменены, если при этом изменится и время прохождения через сушилку зерна, поскольку последнее при этом может прогреваться до тех же допустимых пределов. Повышение температуры газов с одновременным уменьшением длительности сушки (которую в практике сушки зерна называют экспозицией) может дать увеличение производительности сушилки без понижения качества зерна.

Зерно, убранное комбайном и не подвергавшееся отлежке в поле, требует более мягкого режима сушки, и здесь не допускают температур теплоносителя выше  $110^\circ C$ .

<sup>1</sup> „Известия ВТИ“ № 5 (48), ст. автора „Сушка зерна в неподвижном слое“.

<sup>2</sup> Kiessling, Untersuchungen über die Trocknung der Getreide, 1906 г.

ТАБЛИЦА 58<sup>1</sup>

Наименование культур	Пределы нагрева зерна в сушилке		Влажность зерна %	Пределы температуры теплоносителя				
	продовольственного °С	семенного °С		продовольственного °С	семенного °С			
Пшеница . . . . .	50	45	$\left\{ \begin{array}{l} < 18 \\ 18-21 \\ > 21 \end{array} \right.$	150	100			
Рожь, ячмень, подсолнечное семя . . . . .				60	50	$\left\{ \begin{array}{l} < 18 \\ 18-21 \\ > 21 \end{array} \right.$	125	100
Кукуруза . . . . .							50	40
Овес . . . . .	50	40	$\left\{ \begin{array}{l} < 18 \\ > 18 \\ < 18 \\ > 18 \end{array} \right.$					
Соя . . . . .				23	20	18		
Гречиха . . . . .							45	40
Пшено . . . . .	35	—	—					
Фасоль, горох . . . . .				—	20	—		
Прочие бобовые . . . . .							—	25÷30

Если температура ставит предел использованию воздуха, то повышение количества воздуха уменьшает температурный перепад в сушилке и резко повышает производительность аппарата. Однако повышение количества воздуха выше норм, определяемых *динамикой сушки* зерна, вызывает перерасходы тепла, топлива и закалку поверхности (ороговение оболочки). Повышение расходов воздуха в существующих сушилках вызывает увеличение сопротивления слоя, а стало быть, увеличение расхода энергии на вентилятор. Наиболее выгодным в этом случае будет развивать рабочую поверхность каналов сушилки.

Во всех случаях необходимо следить, чтобы воздух при выходе из каналов  $v$  (фиг. 157) не сдувал зерен; для этого он должен иметь скорость ниже критической, которая практикой установлена для пшеницы  $\sim 9-11$ , ржи  $\sim 8-10$  и овса  $\sim 8-9$  м/сек.

Так как сопротивление слоя зерна прохождению через него воздуха растет с увеличением скорости и при больших скоростях доходит до значительных размеров, понижающих экономику сушилки с движением материала сплошной массой, скорость воздуха, с которой выгодно работать в таких сушилках, обычно составляет  $0,2 \div 0,3$  м/сек, относя ее к незаполненному зерном сечению. Таким образом распределение ячеек, количество их, высота и ширина шахты являются не произвольными, а связанными с этими скоростями.

Так как стоимость шахтных сушилок, отнесенная к единице полезной емкости, невелика, то выгодно увеличивать размеры сушилки за счет повышения  $\varphi_2$ , что мы и наблюдаем в практике, где  $\varphi_2$  доводят до  $75 \div 85\%$ . Еще большее понижение количества воздуха может сопровождаться запариванием и понижением способности прорастания зерна.

Чрезвычайно существенным в сушилках по фиг. 158 и 157 является кратковременное действие горячего воздуха на движущееся зерно, за счет чего последнее не успевает перегреться. В момент соприкосновения с горячим воздухом зерно отдает влагу, прилегающую к поверхности, а в последующие периоды, находясь в среде с более низкой температурой и повышенной влажностью, создаются условия, благоприятные для передвижения влаги к поверхности, причем такое взаимодействие зерна и воздуха происходит то параллельным током, то противотоком.

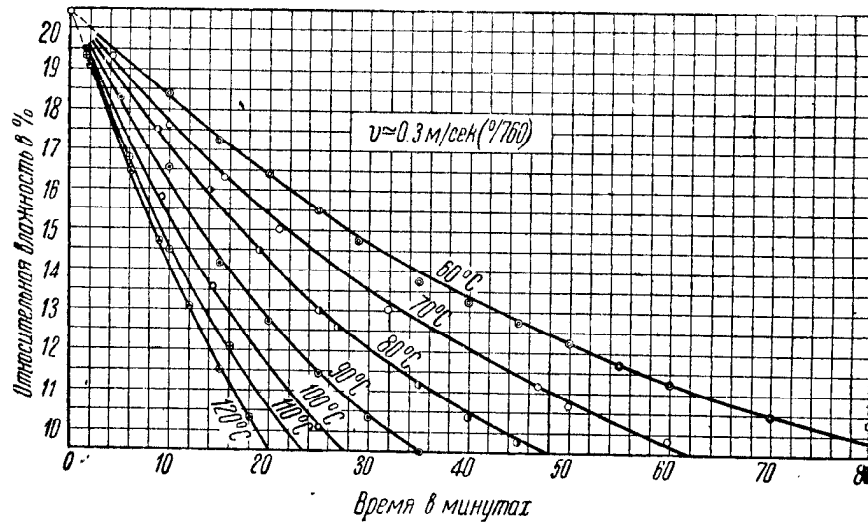
В существующих шахтных сушилках большое влияние на производительность аппарата оказывает *неравномерность сушки зерна*. Чем больше неравномерность сушки, тем допустимы меньшие температуры теплоносителя, так как отдельные

<sup>1</sup> „Советское мукомолье и хлебопечение“ № 11, 1936 г.

зерна, дольше находясь под действием высокой температуры, будут перегреваться. Неравномерность сушки вызывает большую разницу влажности отдельных зерен, что удлиняет срок сушки, поскольку скорость сушки при нижнем пределе значительно выше.

Неравномерность сушки в шахтных сушилках определяется:

1) разной скоростью движения столба зерна по шахте, которое получается или за счет устройства затвора, или за счет трения у стенок шахты, или за счет устройства внутренних коробов;



Фиг. 258.

2) неравномерной подачей агента сушки к рабочим поверхностям как по высоте, так и по ширине шахты;

3) перепадом температуры и влажности агента по слою зерна;

4) неравномерной подачей газов по длине короба в сушилке по фиг. 157.

Путь повышения производительности сушилки — это улучшение равномерности подачи газов.

Тщательная очистка зерна от минеральных и органических примесей улучшает его движение по шахте и делает сушку более безопасной (поскольку органические примеси могут подвергаться разложению).

Для того чтобы показать предел, к которому можно стремиться в смысле срока сушки при конструировании новых сушилок, на фиг. 258 приведены кривые сушки слоя пшеницы в 36 мм при скорости в 0,3 м/сек при разных температурах. Действительная длительность сушки в шахтной сушилке (где имеется перемешивание) значительно выше. Сушка пшеницы, ржи, овса при сушке от  $w_1 = 17$  до  $w_2 = 14\%$  и при  $t = 125^\circ \text{С}$  длится 1 час, при  $t = 175^\circ \text{С}$  длится 0,75 часа. При увеличенной подаче воздуха и равномерности сушки производительность сушилки ВТИ была повышена при снижении влажности с 20 до 14% с 8 до 11 т/час, т. е. длительность сушки составляет 2 часа при температурах  $125 \div 140^\circ \text{С}$ .

Напряжение на 1 м<sup>3</sup> полной емкости шахты для сушилки Теплотехнического института в этом случае составляет  $\sim 30 \text{ кг/м}^3 \text{ час}$  влаги. Эта цифра может служить характеристикой при сравнении различных сушилок по технико-экономическим показателям. При повышении начальной влажности зерна длительность сушки растет пропорционально количеству испаренной влаги на единицу высушенного зерна.

Зерно после сушки требует охлаждения, иначе происходит даже при низкой влажности его порча. Охлаждение происходит в той же (такой же системы) шахте (холодильник и сушилка соединены неразрывно в одну конструкцию), только вме-



сто горячего воздуха и дымовых газов продувается через слой холодный воздух. Этот холодный воздух нагревается и забирает из зерна часть влаги, которую оно выделяет при остывании. Некоторые заводы, например, Hess, используют этот подогретый воздух для сушки; однако ввиду повышенного влагосодержания воздуха, ввиду засоренности его шелухой и пылью и трудности совместной регулировки сушилки и холодильника этот способ не находит широкого распространения.

Длительность охлаждения зерна зависит от степени нагрева его в горячей камере и колеблется обычно от 1 до 1½ часа. Во многих сушилках размеры холодильника выполняются по емкости в два раза меньше, чем размеры сушильной камеры. Зерно имеет при этом на выходе температуру на 15° С выше температуры наружного воздуха. При охлаждении зерно теряет обычно 1 ÷ 2% влажности.

Сопротивление сушилки (горячая камера) системы ВТИ для кукурузы, включая топку, смесительную камеру и т. д., составляет 50 мм вод. ст.; для пшеницы и овса — 90 мм. Для холодильника — соответствующие цифры 40 и 80 мм вод. ст. Расход тепла топлива колеблется для этих сушилок в зависимости от пределов рабочего процесса 1 200 ÷ 1 400 кал/кг испаренной воды.

Барабанные сушилки (параллельный ток) допускают при сушке зерна без вреда для прорастания более высокие температуры газов, доходящие до 250° С. Объясняется это хорошим перемешиванием и быстрым движением материала параллельно с газами. Опыты, проведенные в 1913 г. Hoffmann'ом с пшеницей и рожью, дали положительные результаты. Напряжение объема барабана было 10 ÷ 12 кг/м³час при барабане по фиг. 87, при  $t = 200^{\circ}\text{C}$  и при хорошем заполнении. Имеются и такие цифры:  $\frac{W}{ZV} = 15 \text{ кг/м}^3\text{час}$  при  $t_1 = 250^{\circ}\text{C}$ .

Благодаря повышенной температуре и лучшему использованию воздуха расход тепла у этих сушилок ниже, чем у шахтных сушилок, работающих, как мы знаем, с поперечным потоком воздуха. Однако, несмотря на это, барабанные сушилки не получают широкого распространения, так как стоимость их относительно велика, они требуют большего расхода металла, чем шахтные, и трудно увязываются с мельницами и элеваторами, где все основные потоки материала происходят главным образом в вертикальных направлениях.

Сушка зерна в вакуумсушилках, еще более дорогих, чем барабанные, не может иметь практического значения. Это подтверждают положения, изложенные нами выше в главе о вакуумсушилках. Сведения о работе вакуум-зерносушилки на ст. Беслан (теперь уже не работающей с вакуумом) указывают на потерю всхожести при сушке в вакуумсушилке и т. д.

Сушка подсолнечного, льняного, конопляного семени, сои, клецвины и хлопчатника может производиться в тех же шахтных сушилках по фиг. 158 и 157. Сушка на маслозаводах подсолнечного и льняного семени производится от  $w_1 = 13 \div 15$  до  $w_2 = 7 \div 8\%$  при температуре газов перед сушилкой для подсолнечного семени 140 и 175° С для льняного. Длительность пребывания семени в горячей камере сушилки составляет 1 час для льняного и 40 мин. для подсолнечного семени.

## Х. СУШКА ПЛОДОВ И ОВОЩЕЙ

Сушка плодов и овощей имеет особо актуальное значение как средство сохранения урожая и удешевления транспорта. Основные требования при сушке — сохранение питательных свойств, запаха, вкуса, цвета и формы продукта, создание прочности при хранении и возможности размачивания и разваривания в воде до формы и объема продукта до сушки.

Сушеные плоды и овощи идут или непосредственно на питание или перерабатываются в другие виды изделий (например, поре, квас, производство сахара и т. д.).

Перед сушкой эти продукты проходят предварительные операции, как-то: мойка, резка, бланшировка, окуривание и т. д., производимые для ускорения процесса и улучшения качества сушки.

Бланшировка или обваривание имеет целью сохранить естественный цвет продукта, уменьшить гигроскопичность и придать большую прочность при хранении. Производится бланшировка в кипящей воде в специальных корзинах, погружаемых в нее на 2÷5 мин.

Для сохранения природного цвета или восстановления потерянного цвета перед сушкой иногда применяется операция, называемая белием или окуриванием (сернистым газом). Сернистый газ убивает микроорганизмы. Окуренные плоды не чернеют при сушке и дальнейшем хранении. Окуривание происходит в специальных камерах, где сжигается сера в количестве примерно 2÷2,5 кг на 1 т сырья. Более детальные сведения о методах предварительной обработки можно найти в трудах по переработке плодов и овощей.

Для сушки плодов и овощей применяются коридорные сушилки с укладкой материала на ситах (фиг. 100—102), различные системы камерных сушилок периодического действия (фиг. 210—215), различные кустарные сушилки, ситочные (фиг. 228—230, 163—165) и ленточные (фиг. 135—138). Кроме того, для массовой сушки картофеля применяют вальцовые сушилки, дающие специальный продукт в виде хлопьев (фиг. 181, 177).

В зависимости от свойств материала, конструкции сушилки и варианта сушильного процесса устанавливаются длительность и допустимые температуры воздуха.

Температура воздуха при сушке плодов и овощей не должна быть выше 90° С, так как иначе продукт покрывается коркой, деревенеет и плохо воспринимает влагу; при повышении температуры частично происходят даже химические изменения состава продукта.

Начальная влажность различных плодов и овощей чрезвычайно высока и колеблется в пределах 76÷85% для плодов, 85÷95% для овощей и 80÷90% для ягод (например, клубника, земляника—90%, брусника—81%). Влажность зависит от состава почвы, выпадения осадков и т. д. Конечная влажность овощей не должна превышать 15%, конечная влажность фруктов может быть более высока, доходя до 20÷30% (с косточками).

В табл. 59<sup>1</sup> сведены некоторые показатели сушки для различных фруктов и овощей, приемлемые для камерных и коридорных сушилок. Здесь даны: конечная форма разделки, нагрузка на сито, форма и длительность предварительной обработки (бланшировка и окуривание), длительность сушки, допускаемая температура воздуха, выход сухого продукта в процентах от разделанного и неразделанного сырого.

В табл. 60 приведены некоторые подробные данные для сушки плодов в коридорной противоточной сушилке с дополнительным указанием влажности воздуха в конце сушки.<sup>2</sup>

Сушка плодов и овощей может происходить и горячим воздухом и дымовыми газами, причем в последнем случае требования к полноте сгорания повышаются.

Имеется в Союзе несколько коридорных сушилок, перерабатывающих сухие овощи и картофель, работающих на дымовых газах, полученных при сгорании нефти. Характеристика работы одной из сушилок такова: картофельная резка  $w_1 = 79$ ;  $w_2 = 13\%$ ;  $t_1 = 77$ ;  $t_2 = 45^\circ$ ;  $\varphi_2 = 60\%$ ;  $G_1 = 5,6$  т/сутки; количество циркулирующего воздуха 75 000 м<sup>3</sup>/час (сушилка с возвратом отработанных газов по схеме фиг. 54); количество отработанного газа 25 000 м<sup>3</sup>/час, расход тепла 1 000 кал/кг влаги; потребная мощность 13,6 квт; длительность сушки 8 час., при температурах воздуха ~ 50° С она вырастала до 14 час.

В ленточных сушилках длительность сушки зависит от толщины слоя и, следовательно, от нагрузки на 1 м<sup>2</sup> поверхности сита, и здесь, учитывая перемешивание при пересыпании, можно пользоваться несколько пониженными цифрами длительности сушки, чем указано в табл. 59 и 60. Если ленточная сушилка работает с повышенной поперечной циркуляцией по зонам (фиг. 138), то длительность сушки можно еще несколько снизить.

<sup>1</sup> U. S. Dep. Agr. Department Bul. № 1, 1926 г.

<sup>2</sup> Gruess, Commercial Fruit and Vegetable products.

ТАБЛИЦА 59

Материал	Форма разделки	Выход продукта после разделки %	Нагрузка на сито кг/м <sup>2</sup>	Обработка до сушки		Максимальная температура °С	Приблизительное время сушки час.	Влажность после сушки %	Выход сухого продукта	
				Форма обработки	Длительность мин.				По отношению к сырому неразделанному %	По отношению к сырому разделанному %
Фрукты										
1. Яблоки . . .	Очищенные, без сердцевинки, ломтики, кубики	65—75	7,5	Окуривание	15—30	60—71	6—10	10—15	16—19	10—15
2. Абрикосы . .	Половинки, без косточек	90—94	10,0	—	15—15	57—68	10—20	15—20	17—20	15—19
3. Вишня . . .	Целые	97—99	5,0	Щелочной раствор	0—2	57—74	8—12	15—20	25—30	24—30
4. Клюква . . .	—	100	4,0		—	0—2	57—65	4—8	5—10	10—14
5. Виноград . .	Без стеблей	80—90	17,0	Окуривание	1/12—1/2	65—82	20—30	15—20	20—30	21—27
6. Персики . . .	Очищенные половинки	85—90	12,0	—	15—30	63—68	15—24	15—20	17—21	14—19
7. Груша . . .	Очищенные, без сердцевинки, половинки	75—80	12,0	Щелочной раствор	15—30	60—65	15—24	10—15	17—20	12—17
8. Слива . . . .	Целые	100	14,5	—	1/60—3/4	63—71	20—30	15—20	33—38	33—38
9. Малина . . .	Мытая	100	5,0	—	—	60—65	10—15	10—15	16—20	16—20
Овощи										
1. Бобы . . . . .	Резаные, мытые	87—92	4,0	Пар	15—20	60—68	8—12	5—10	10—13	8—12
2. Капуста . . .	Резаная или крошка	80—85	5,0		—	2—6	60—65	8—12	5—7	8—12
3. Морковь . . .	Мытая, очищенная, резаная ломтиками или крошка	77—82	7,5	—	4—8	65—71	8—12	5—10	11—14	8—12
4. Сельдерей . .	Резаный ломтиками или крошка, мытый	77—82	5,0	—	1,2	57—63	8—10	5—10	6—9	4—8
5. Лук . . . . .	Резаный ломтиками или крошка	88—93	6,0	—	0,5—1,5	57—60	5—10	5—7	12—15	10—14
6. Горох . . . . .	Очищенный	55—60	5,0	Кипящая вода	1—2	60—65	8—12	5—10	18—22	9—14
7. Картофель . .	Мытый, очищенный, ломтиками, кубиками или крошка	78—82	6,0	Пар	5—7	63—70	8—12	5—10	22—25	17—21
8. Шпинат . . . .	Мытый, резаный корень	45—55	2,5	—	2—5	60—65	6—10	5—7	7—11	3—6
9. Помидоры . . .	Мытые, резаные	75—85	6,0	—	0—3	60—65	10—14	5—8	5—8	3—7
10. Репа . . . . .	Мытая, резаная ломтиками, кубиками или крошка	75—80	6,0	Пар	2—5	63—68	8—12	5—7	10—12	7—10

ТАБЛИЦА 60

Материал	Нагрузка на сито кг/м <sup>2</sup>	Длительность окуривания час.	Максимальная температура в конце сушки °С	Относительная влажность в конце сушки %	Длительность сушки при противотоке час.	Примечание
Яблоки . . . . .	10,0	0,5	74	5—10	8	Очищенные ломтики
Абрикосы . . . . .	10,0	1,0	71	10	12	Половинки неочищенные
Вишня . . . . .	10—14	0—0,25	77	10—25	8—12	После щелочного раствора
Персики . . . . .	14,5	1,0	68	20—30	24	Неочищенные
Виноград . . . . .	17—20	0	71	5	16—24	После щелочного раствора
Персики . . . . .	14,5	1,0	68	20—30	16	Очищенные
Груши . . . . .	14,5	24	65	30—40	48	Неочищенные половинки
Груши . . . . .	10	0,5	68	10—20	6	Очищенные ломтики
Сливы . . . . .	10—20	0	74—77	20—30	24	После щелочного раствора
Малина . . . . .	7—10	0	77	10—25	8—12	
Клубника и земляника . . . . .	7—10	0,5	71	10—25	24	

Для ситочных сушилок (фиг. 163—165) со слоем материала до 150—200 мм длительность сушки сильно зависит от степени перемешивания и количества воздуха, проходящего через слой. При интенсивном перемешивании и достаточно большом количестве воздуха можно приблизиться к нижнему пределу табл. 59 или даже превзойти его. Так, например, для слоя капусты в 135 мм на ситах по фиг. 163 при допускаемых температурах длительность сушки была 5 час. По испытанию Парова<sup>1</sup> четыре сита по 8 м<sup>2</sup> высушивают в 12 час. 5 000 кг картофельной резки; по данным заводов 1 м<sup>2</sup> поверхности сита испаряет при  $t_1 = 80^\circ \text{C}$  10 кг/м<sup>2</sup> час воды.

Для ситочных сушилок (фиг. 228) при слое материала в 50 мм при нагрузке на сито согласно указанию на стр. 203 длительность сушки получается

Яблоко, разрезанное на четыре части . . . . .	6—8 час.
"    "    "    ломтики . . . . .	3—5 "
Слива с косточкой . . . . .	10—15 "
Капуста . . . . .	4—6 "
Брюква . . . . .	4—6 "
Морковь . . . . .	3—5 "
Груши, неочищенные половинки . . . . .	6—8 "

Сушка вареного картофеля, прошедшего варку в специальных котлах (длительность около 0,5 час.), происходит на одно- и двухвальцовых сушилках (фиг. 177, 181). Получаются хлопья, которые идут на подмесь в муку при хлебопечении, при варке пищи и т. д. В зависимости от нагревательной среды и конструкции сушилок цифры напряжения поверхности нагрева получаются высокие. Так, одновальцовые сушилки при  $p = 3 \div 5$  атм дают  $\frac{W}{ZF} = 75 \div 100$  кг/м<sup>2</sup> час. Двухвальцовые 40 ÷ 50 кг/м<sup>2</sup> час. Одновальцовая сушилка при нагреве минеральным маслом при температуре 230° С дает предельную цифру 100 ÷ 120 кг/м<sup>2</sup> час.

Сушка картофеля на сушилках, работающих по принципу распыливания<sup>2</sup> (фиг. 167—176), представляет своеобразное решение вопроса, когда за счет качества полученной муки сильно повышается стоимость сушки против стоимости хлопьев в вальцовых сушилках. Картофель моется, варится, очищается от шелухи, затем, смешиваясь с водой, образует жидкую массу, идущую на распыливание.

Для удлинения периода работы сахарных заводов применяли сушеную свеклу—стружку. Поскольку в свекле содержится 80% воды, экономика этого вопроса упиралась в выбор типа сушилки, дающей минимальную стоимость сушки и удовлетворительное качество продукта (отсутствие карамелизации, потери сахара).

За последние годы в СССР были установлены различные сушилки, главным образом одноленточные (системы Оуэна<sup>3</sup> и Цинса)<sup>3</sup> и многоленточные системы Скотта<sup>4</sup>, работающие на смеси дымовых газов и воздуха по схеме фиг. 59 (сушилка с возвратом отработанной смеси по зонам). Длительность сушки на одноленточных получалась около одного часа при сушке от  $w_1 = 80$  до  $w_2 = 10\%$  при температурах по зонам до 90 ÷ 140° С и около 2 час. на многоленточной сушилке при  $t = 80 \div 120^\circ \text{C}$ . Температура стружки при влажности  $w_2 = 10 \div 12\%$  не была выше 60 ÷ 70° С.

Сушка цикория от  $w_1 = 82 \div 85$  до  $w_2 = 10 \div 12\%$  происходит в тех же сушилках, как для плодов и овощей, причем здесь, так же как и для других продуктов, не допускающих перелопачивания, употребляют иногда многоэтажные сита с периодическим сбрасыванием материала. Воздух или дымовые газы или проникают противотоком материал через все полки, или подобно фиг. 166 каждое сито продувается поперечным током. Готовый сухой материал собирается с последнего сита, а из вышележащих ярусов перемещается последовательно следующая более влажная порция; на освободившееся верхнее сито насыпается сырой продукт. Длительность сушки при слое в 100 мм определяется примерно в 6 ÷ 8 час.

<sup>1</sup> Паров, Сушка картофеля.

<sup>2</sup> Food Industrie № 19, 1936 г.

<sup>3</sup> Проф. И. А. Тищенко, Сахар из сушеной свеклы.

<sup>4</sup> Chemistry & Industry № 45, 46, 1927 г.

Расход тепла в промышленных коридорных сушилках не выходит из расчетных норм, доходя до 1200 кал/кг испаряемой влаги. В камерных и ситочных этот расход обычно выше, доходя до 1500 кал/кг влаги.

## XI. СУШКА КОРМОВЫХ ПРОДУКТОВ И ОТХОДОВ ПИВОВАРЕНИЯ, ВИНОКУРЕНИЯ, ВИНОДЕЛИЯ И САХАРНЫХ ЗАВОДОВ

Для массовой сушки кормовых продуктов: картофельная резка или стружка, резка брюквы, кормовой свеклы, картофельная и свекловичная ботва, а также отходов производства пивоваренного — дробина, винокуренного — барда, сахарного — жом, виноделия — виноградные выжимки, крахмальных заводов — картофельная мезга и т. д., используемых в сухом виде на корм животных, употребляются, главным образом, барабанные сушилки (фиг. 87), сушилки с мешалками (фиг. 150—154) и реже сушилки ситочные (фиг. 228—230) для сушки клевера, трав, листьев и других подобных продуктов.

Начальная влажность в % кормовых продуктов такова:

Клевер . . . . .	79	Дробина . . . . .	80—84
Трава . . . . .	80	Картофельная барда . . . . .	94
Картофельная ботва . . . . .	77—85	"          мезга . . . . .	97—98
Ботва морковки . . . . .	82	Яблочные выжимки . . . . .	80
Ботва свеклы . . . . .	84—89	Виноградные выжимки с косточ-	
Кормовая свекла . . . . .	88—90	ками . . . . .	70
"          репа . . . . .	91—92	Жом свекловичный . . . . .	85—93

Сушку обычно ведут до конечной влажности  $w_2 = 10 \div 12\%$ .

Сушка картофельной резки в барабанных сушилках, работающих на дымовых газах, может происходить при температурах входа  $400 \div 500^\circ \text{C}$  при работе параллельным током. Температура картофеля нежелательна выше  $70^\circ \text{C}$ , когда начинает образовываться из крахмала клейкая масса. Напряжение, которое мы имеем по данным Парова, около  $45 \div 80 \text{ кг}$  влаги на  $1 \text{ м}^3$  объема барабана. Картофельную резку для улучшения процесса сушки желательно провести через процесс бланшировки.

Сушка картофельной резки во взвешенном состоянии с промежуточным дроблением (дезинтегратор) была предложена Росли'ом (фиг. 193) в 1927 г. Конечный продукт получался в виде крупы; сушка велась при температуре входа газов  $800 \div 900^\circ \text{C}$ . Опытная установка имела диаметр трубы  $240 \text{ мм}$ , высоту  $8 \text{ м}$ , производительность около  $400 \text{ кг}$  сырого картофеля в час и напор вентилятора  $250 \text{ мм}$  вод. ст. (см. стр. 219). Качество продукта было неудовлетворительное.

Перед сушкой ботва и листья промываются и измельчаются. Сушка идет в барабанных сушилках, где применяются в этом случае высокие температуры (до  $800^\circ \text{C}$ ) газов на входе в барабан при работе параллельным током.

Огромное количество жома перерабатывается на сахарных заводах в барабанных сушилках и в сушилках с мешалками по фиг. 154. В первом случае допускается температура газов до  $800^\circ \text{C}$  при напряжении объема барабана по влаге  $175 \div 200 \text{ кг/м}^3 \text{час}$ ; во втором случае допустимая температура до  $500^\circ$  при напряжении  $90 \div 100 \text{ кг/м}^3 \text{час}$ . Если жом перед сушкой отжимается до  $77\%$ , напряжение сушилки несколько падает.

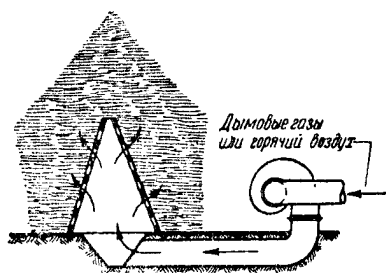
При сушилках, работающих на дымовых газах, при сжигании угля происходит небольшое озоление жома, чего не бывает при паровых сушилках с мешалками. Вот почему при сушке жома на отходящих газах применяют все больше и больше специальную очистку.

Сушка влажных отходов — дробины, барды и т. д. — в случае наличия отработавшего пара может происходить на паровых сушилках с мешалками (фиг. 150—153). В этих сушилках ввиду высокого насыщения отходящего воздуха унос частичек сухого продукта незначителен. Эти сушилки при вышеуказанных продуктах дают высокое напряжение поверхности нагрева:  $5 \div 8 \text{ кг/м}^2 \text{час}$  при  $p = 2 \div 3 \text{ атм}$  и  $3 \div 5 \text{ кг/м}^2 \text{час}$  при  $p = 0,5 \div 1 \text{ атм}$ , причем обычно эти сушилки имеют специальное устройство для отделения части воды. Например, пивные выжимки предварительным прессованием специальным шнеком, составляющим с сушилками

одно целое, доводятся до влажности  $60 \div 65\%$ , хотя при этом теряют с отходящей влагой часть питательных веществ. Барда до поступления в сушилку с мешалками сгущается в испарителе или на вакуумфилт্রে. Отходы производства картофельного крахмала (мезга), имея начальную влажность  $w_1 = 97 \div 98\%$ , путем фильтрования и прессования доводятся до влажности  $76\%$ . Виноградные и яблочные выжимки поступают в эти сушилки без предварительного отжатия.

Сушка травы имеет огромное хозяйственное значение, так как в этом случае сохраняется белок, витамины, протеин, часть которых неминуемо теряется при естественной сушке за счет дождя, выгорания и т. д. Сохранение питательных веществ в этом случае выше, чем при силосовании.

Сушка кормовых трав и листьев на ситочных сушилках (фиг. 228—230) производится без предварительного дробления. Съем влаги здесь может быть значительно увеличен за счет применения более высоких температур сушки. Пользование в ситочных сушилках дымовыми газами при сушке кормовых продуктов не вызывает сомнений.



Фиг. 259.

При  $t = 180 \div 200^\circ$  напряжение поверхности сита доходит до  $20 \div 25 \text{ кг/м}^2\text{час}$ , а длительность сушки в слое до 15 мин.

Для сушки сена можно пойти еще на большие упрощения в конструкции сушилок и производить сушку в стоге. На фиг. 259 представлена схема такого устройства. Дымовые газы или горячий воздух нагнетаются вентилятором в специальную распределительную коробку с отверстиями, на которую до пуска газов укладывается

стог сена; материал не перемещивается и остается неподвижным до конца сушки. Недостатком этого способа является неравномерность сушки по высоте слоя и связанная с этим необходимость сушки при низких температурах. По опытам, проведенным Электротехническим институтом, мы имеем емкость стога 15 т, длительность сушки около 30 час. при температуре газов примерно  $100^\circ \text{C}$ ; сопротивление стога проходу воздуха равно при этом 70 мм вод. ст.

Кормовые травы и сено могут сушиться в рубленом виде (резка  $20 \div 30 \text{ мм}$ ) и в различных других сушилках, допускающих перемешивание и высокую интенсивность сушки. Так, специально для этих целей служит сушилка *Ardyer*, описание и характеристики которой были даны на стр 222.

Применяется для этих целей и труба-сушилка системы *Rosin'a* с промежуточным дезинтегратором (фиг. 193). Здесь напряжение объема трубы по влаге доходит до  $150 \div 200 \text{ кг/м}^2\text{час}$ , температура газов при входе в трубу  $800^\circ \text{C}$ .

Применение ленточной сушилки рекомендуется некоторыми английскими фирмами. Производительность одноленточной сушилки, работающей на дымовых газах с двумя циркуляционными зонами, при  $150$  и  $105^\circ \text{C}$ , при ширине сушилки 5 м и длине 11 м составляет  $400 \text{ кг/час}$  сырой рубленой травы (*Ренсомс-Дейвис*).

## ХII. СУШКА ДРОЖЖЕЙ

Для сушки дрожжей применяются вальцовые сушилки и сушилки, работающие по принципу распыливания; качество материала у распылительных сушилок более высокое. Начальная влажность дрожжей  $w_1 = 87,5 \div 88,5\%$  (после прессования дрожжи имеют  $w_1 = 70 \div 75\%$ ). Конечная влажность  $w_2 = 8 \div 12\%$ . Данные испытания вальцовых сушилок: 1) двухвальцовая (завод *Buttner*); 2) вакуумсушилка (вакуум  $0,15 \text{ атм}$ ) со смачиванием погруженного в жидкость цилиндра; 3) одновальцовая (завод *Schilde*); 4) одновальцовая (завод *Soest*); 5) двухвальцовая (завод *Tag*), приведены в табл. 61.

## ХIII. СУШКА МОЛОКА

Молоко превращается в сухой порошок как для целей длительного консервирования, так и для использования в кондитерских изделиях. В первом случае основное требование к сушке заключается в том, чтобы молоко растворялось в

ТАБЛИЦА 61

Сушилка					
	1	2	3	4	5
Наименование показателей					
Поверхность нагрева . . . . . м <sup>2</sup>	1,51	6,28	4,15	2,76	4,9
Давление пара . . . . . ата	4,7	1,95	1,72	2,93	3,47
w <sub>1</sub> . . . . . %	87,0	88,5	88,5	88,5	88,0
w <sub>2</sub> . . . . . %	5,1	6,8	11,8	5,9	8,6
W̄ . . . . . кг/час	54,5	235,8	67,2	40,8	171,0
W					
ZF . . . . . кг/м <sup>2</sup> час	36,1	37,5	16,2	14,8	34,9

воде, давало бы с ним эмульсию. Этим требованиям лучше всего удовлетворяют сушилки, работающие по принципу распыливания жидкости, описанные нами на стр. 204—208, которые позволяют произвести быструю сушку при температурах до 75÷85° С без перегрева материала и без свертывания белков, которое происходит при  $t_m = 40 \div 45^\circ \text{С}$ . Вальцовые атмосферные и вакуумсушилки, работающие со смачиванием цилиндра (с охлаждением жидкости), также применяются для сушки молока, так как дают возможность иметь пониженные температуры испарения и быструю сушку (1 оборот в 8 сек.). Однако по исследованиям Lendrich<sup>1</sup> и Knoch<sup>2</sup> растворимость при вальцовой сушилке доходит только до 80%, в то время как при распыливающей сохраняется полностью. При сушке на вальцовых атмосферных сушилках молоко имеет золотисто-желтоватый, при вальцовых вакуумсушилках — желтоватый цвет.

Сведения по производительности и размерам сушилок с распыливанием жидкости даны на стр. 206. Вальцовые вакуумсушилки (по фиг. 243—242) работают с напряжением поверхности нагрева  $\frac{W}{ZF} = 70 \div 120 \text{ кг/м}^2\text{час}$ . Атмосферные двухвальцовые сушилки по фиг. 180 дают напряжение поверхности нагрева  $\frac{W}{ZF}$  до 50÷70 кг/м<sup>2</sup>час.

В обоих случаях молоко имеет начальную влажность  $w_1 = 88 \div 92\%$ , конечную  $w_2 = 5 \div 10\%$ . Иногда для удешевления сушки молоко подвергается перед сушкой частичному выпариванию при  $t = 60^\circ \text{С}$  до  $\frac{1}{4}$  первоначального веса (до  $w_1 = 64\%$ ). (Некоторые считают, что такое выпаривание является процессом более гигиеничным, чем просто сушка.) В этом случае напряжение поверхности нагрева атмосферных сушилок падает до 20÷30 кг/м<sup>2</sup>час, вакуумвальцовых сушилок примерно в таком же отношении.

Козеин сушится в коридорных и камерных сушилках периодического действия. Температура козеина при сушке не должна быть выше 35÷40° С, так как иначе теряется его способность растворяться в воде.

#### XIV. СУШКА ЯИЦ

К сушеному желтку предъявляются те же требования, что и к сушеному молоку, т. е. полная растворимость в воде и возможность получения эмульсии. Сухой порошок имеет большое распространение как для кондитерских целей, так и для длительного хранения и снабжения районов, где подвоз яиц затруднен.

Вес одного яйца в среднем 61 г, из которого белок весит 31 г, желток 22 г и скорлупа 8 г. Начальная влажность желтка  $w_1 = 50,6\%$ , белка  $w_1 = 86,5\%$ . Конечная влажность обоих  $w_2 = 5 \div 10\%$ .

Способы сушки те же, что и для молока, т. е. сушка в сушилках, работающих с распыливанием жидкости, и в вальцовых вакуум- и атмосферных сушилках со смачиванием цилиндра. Допускаемые температуры сушки и характерные напряжения поверхности нагрева и объема башни те же, как и для молока.

<sup>1</sup> Lendrich, Ueber Trockenmilch-Milchwirtschaftliche Forschungen, Bd. 1, № 5—6.

<sup>2</sup> Knoch, Das Trocknen Kolloidaler Flüssigkeiten insbesondere der Milch, 1927 г.

## XV. СУШКА КРОВИ

В настоящий момент на всех крупных мясокомбинатах производится сушка крови, получаемой при убое животных. (Количество крови, которое можно получить, например, при убое быка, составляет 18 л.)

Эта кровь содержит сухого вещества  $19 \div 20\%$  (из которого  $16 \div 17\%$  альбумина) и  $81 \div 80\%$  воды (нередко  $w_1 = 85\%$ ). Сушка ведется до  $8 \div 10\%$  обычно в распылительных сушилках при температурах воздуха до  $130^\circ\text{C}$ . Перед сушкой кровь дефибрируется и фильтруется, после сушки получается порошок — технический альбумин, идущий на производство клея.

Напряжение башни по влаге на сушилке Геринга в Москве (стр. 209, фиг. 176) было достигнуто до  $3,7 \div 4,0 \text{ кг/м}^3\text{час}$ .

Как и для молока, не исключено применение для крови при производстве технического альбумина и вальцовых атмосферных и вакуумсушилок. Возможные напряжения поверхности нагрева здесь будут несколько ниже за счет более низкой влажности.

Из крови путем центрифугирования можно выделить белую сыворотку, которая содержит сухого вещества  $8 \div 9\%$  (из которых  $7 \div 8\%$  белого пищевого альбумина) и воды  $90 \div 91\%$ . Сушка пищевого альбумина протекает при более низких температурах воздуха до влажности  $w_2 = 8 \div 10\%$ .

## XVI. СУШКА ЧАЯ

Продукцией чайных плантаций являются молодые побеги чайных кустов. Для превращения в готовый продукт (байховый чай) чайный лист проходит следующие операции технологического процесса.

а) *Завялку* чая, когда под действием наружного или подогретого до  $25 \div 40^\circ\text{C}$  воздуха от чайного листа отнимается влага с  $w_1 = 78 \div 76$  до  $w_2 = 66\%$ .

б) *Скручивание* в специальных аппаратах — роллерах, где происходит частичное раздавливание клеток, выделение сока и скручивание чайного листа.

в) *Ферментация* — биохимический процесс, происходящий под влиянием кислорода воздуха.

г) *Сушка*, назначение которой — зафиксировать наивыгоднейшую фазу ферментации и законсервировать чай от внешних влияний.

Завялка чайного листа происходит или при атмосферных условиях (естественное завяливание) на полках, где листья разложены тонким слоем до  $1,5 \text{ кг}$  (зеленого листа) на  $1 \text{ м}^2$  полки, или в специальных камерах, где поддерживается искусственным путем более высокая температура (искусственное завяливание). Искусственное завяливание осуществляется или при горизонтальной продувке воздуха вдоль слоя (завяливание тонким слоем) или при поперечной продувке слоя (завяливание толстым слоем). В последнем случае применяются или обычные ситочные сушилки периодического действия с реверсией через 3 часа (фиг. 228), имеющие 1—4 яруса, или непрерывно действующие ситочные сушилки по фиг. 166 с пересыпанием листа с полки на полку.

В зависимости от метеорологических условий длительность естественного завяливания колеблется  $8 \div 24$  час.

Длительность искусственного завяливания составляет  $5 \div 8$  час. Длительность завяливания толстым слоем сильно зависит от скорости и температуры воздуха и нагрузки листа. Так, опыты, проведенные сушильной лабораторией ВТИ, показали, что при нагрузке сырого листа  $16 \text{ кг/м}^2$  в зависимости от скорости воздуха длительность завяливания и количество испаренной за час влаги из листа с  $1 \text{ м}^2$  сита меняются следующим образом:

Скорость воздуха . . . . .	0,1	0,2	0,4 м/сек
Длительность завяливания . . . . .	6,5	5,5	4,5 часа
Напряжение по влаге $1 \text{ м}^2$ сита . . . . .	0,62	1,0	1,10 $\text{кг/м}^2\text{час}$



В зависимости от величины нагрузки листа на сита те же показатели изменяются так:

Нагрузка сырого листа на 1 м <sup>2</sup> сита . . . . .	10	15	20	кг/м <sup>2</sup>
Длительность завяливания . . . . .	2,5	5,0	8,2	часа
Напряжение по влаге 1 м <sup>2</sup> сита . . . . .	1,25	1,02	0,8	кг/м <sup>2</sup> час

И наконец, значительное влияние оказывает повышение температуры воздуха, что видно по следующим данным:

Температура воздуха . . . . .	31	38	42	°С
Длительность завяливания . . . . .	3,9	3,0	2,9	часа
Напряжение по влаге 1 м <sup>2</sup> сита . . . . .	1,36	1,58	1,8	кг/м <sup>2</sup> час

На основании проведенных опытов установлены оптимальные условия для промышленных завялок, работающих по принципу завяливания толстым слоем: слой 16 кг зеленого листа на 1 м<sup>2</sup> сита, скорость воздуха 0,1 м/сек, температура 35 ÷ 40° С, длительность завяливания 5 ÷ 6 час. Расход энергии в этом случае 45 квтч/т сырого листа при сопротивлении всей вентиляционной системы завялки в 30 мм вод. ст.

По габаритным размерам завялка с движением воздуха через слой выгоднее завялки с движением воздуха вдоль слоя. Так, в зависимости от подачи вентилятора на 1 м<sup>2</sup> габаритных размеров будем иметь количество испаренной за час влаги (при применяемом в производстве для каждого способа завяливания режиме) по следующей таблице:

Подача вентилятора . . . . .	11 000	18 000	20 000	м <sup>3</sup> /час
При движении воздуха через слой испаренной влаги . . . . .	0,18	0,22	0,25	кг/м <sup>2</sup> час
При движении воздуха вдоль слоя испаренной влаги . . . . .	0,085	0,095	0,10	кг/м <sup>2</sup> час

Расход энергии, однако, при завялке с движением воздуха вдоль слоя меньше, составляя для оптимальных условий ~ 22 квтч на 1 т зеленого листа. Расход тепла у завялок первого типа 1 400 ÷ 1 800 кал/кг влаги, при движении воздуха вдоль слоя расход тепла несколько меньше, 900 ÷ 1 300 кал/кг влаги.

Сушка чая происходит от влажности  $w_1 = 61 \div 63$  до  $w_2 = 5^0/0$  на ленточных сушилках по фиг. 140. Чай после скручивания рассеивается на три фракции, и каждая сушится самостоятельно; сушка идет тонким слоем в два приема; сначала от 63 до 20 ÷ 15<sup>0</sup>/0 и затем от 15 ÷ 20 до 5<sup>0</sup>/0; качество чая определяется по десятибалльной системе по четырем показателям: аромат, вкус, настой и разварка.

Лабораторные опыты по сушке чая, проведенные сушильной лабораторией ВТИ, показали:

1. Сушка чая возможна и в один прием; в этом случае экономичность процесса повышается.

2. Удовлетворительная по качеству сушка получается и при толстом слое до 40 мм, если при этом не происходит запаривания верхнего слоя из-за малых скоростей воздуха.

С увеличением толщины слоя растет количество испаренной за час влаги с 1 м<sup>2</sup> конвейера. При скорости воздуха около 0,6 м/сек и начальной температуре воздуха 80° С в зависимости от толщины слоя количество испаренной за час влаги изменяется следующим образом:

Толщина слоя . . . . .	1,0	1,8	2,1	3,6	кг/м <sup>2</sup> сырого чая
Количество испаренной за час влаги с 1 м <sup>2</sup> конвейеров . . . . .	1,7	2,8	3,7	5,2	кг/м <sup>2</sup> час

3. Длительность сушки падает с повышением скорости воздуха, однако при скорости, большей 0,5 ÷ 0,6 м/сек (подсчитанной по габаритным размерам сита), имеет место унос чая, почему эта скорость признана пока оптимальной. Напряжение поверхности конвейера при постоянной температуре воздуха  $t = 80^{\circ} \text{С}$  и нагрузке сырого чая около 1,5 кг/м<sup>2</sup> растет при увеличении скорости воздуха:

$$v = 0,25 \quad 0,33 \quad 0,41 \quad 0,5 \quad 0,75 \text{ м/сек}$$

$$\frac{W}{ZF} = 1,7 \quad 2,05 \quad 2,30 \quad 2,60 \quad 2,8 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$$

5. При постоянной температуре воздуха во время всего процесса сушки качество чая растет с повышением температур до  $80 \div 85^\circ \text{C}$ , падая при температурах выше этого предела. На фиг. 260 приведены показатели аромата, настоя, разварки и вкуса в зависимости от температуры воздуха для слоя в 40 мм при скорости воздуха 0,5 м/сек (средний показатель качества).

6. При переменных режимах сушки параллельный ток с температурой  $120^\circ$  в начале сушки и  $80^\circ$  в конце дает нормальные качества чая; противоток в этих пределах ухудшает качество.

7. Длительность сушки чая в один прием при нагрузке сырого чая  $1,5 \text{ кг/м}^2$  около 30 мин. при оптимальной температуре  $80 \div 85^\circ$  и скорости воздуха 0,5 м/сек.

8. Применяя сушку в два приема с температурой для сырого чая в  $90^\circ \text{C}$ , мы осуществляем своеобразный противоток, дающий нормальные показатели качества. На основании лабораторных опытов оптимальная толщина слоя определена для промышленной сушилки для первой сушки в  $2,5 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$  и для второй в  $6 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$ .

В результате сушилка, имеющая поверхность конвейеров  $53 \text{ м}^2$ , при непрерывной работе может дать до  $175 \div 180 \text{ кг/час}$  сухого чая при указанных выше скоростях и температурах воздуха, если при этом будет равномерная и ровная нагрузка лент за счет применения специальных разравнивателей. Скорость движения лент  $1,1 \div 3,0 \text{ м/мин}$ . Напряжение решетки по влаге около  $4 \div 4,5 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$ . Расход энергии при этом будет  $\sim 30 \text{ квтч/т}$  влаги.

Нагрев воздуха для сушки в настоящий момент происходит при помощи огневых трубчатых калориферов с поверхностью нагрева  $262 \text{ м}^2$  (фиг. 305), которые могут быть заменены при наличии пара паровыми калориферами. Сушильной лабораторией ВТИ предложена сушка чая непосредственно дымовыми газами от нефтяной топки.

Опыты в полупромышленном масштабе показали, что при наличии специальной топки фиг. 297 качество чая получилось не ниже, чем при сушке воздухом. Для сравнения приводим таблицу:

	Настой	Аромат	Вкус	Разварка	Общая оценка
Сушка воздухом . . . . .	3,25	1,75	1,75	2,0	2,19
Сушка дымовыми газами . . . . .	3,5	1,75	1,75	2,0	2,25

Непосредственно дымовыми газами можно производить и завялку чайного листа, тем более, что свежий лист менее чувствителен к запахам по сравнению с ферментированным чаем.

Опыты, проведенные на барабанной сушилке фиг. 87, показали возможность сушки чая при прямотоке и при температуре  $t_1 = 95^\circ \text{C}$ ; однако напряжения по влаге на  $1 \text{ м}^3$  объема барабана получились малыми, что исключает возможность применения этого типа сушилок. Есть основание считать, что барабанная сушилка по схеме фиг. 99 позволит иметь достаточно высокие напряжения единицы объема.

## XVII. СУШКА ЛИТЕЙНЫХ ФОРМ И СТЕРЖНЕЙ

Обычно формы, в которые заливается расплавленный чугун и сталь, должны быть высушены и от качества сушки зависит качество литья. (Существуют способы заливки металла и в сырые формы, что, конечно, значительно упрощает работу литейной.)

Требования, предъявляемые к формам, таковы: огнеупорность, крепость, газопроницаемость и сопротивляемость поверхности к размывающему действию расплавленного металла. Эти свойства зависят не только от состава формовочной земли, от рода и количества содержащихся в ней минералов, размера их кристаллов, от рода и количества коллоидальных составных частей, но и от процесса сушки. Максимальная допустимая температура материала во время сушки должна быть выбрана такой, чтобы не нарушать эти свойства.

Для увеличения газопроницаемости и прочности в формовочную массу добавляются иногда различные органические вещества, например, навоз, навозный настой, рубленая солома, мякина, опилки, торфяной мусор, льняная костра, коровий волос и т. д. Эти добавки, смоченные влагой, играют роль связующих веществ для сырых форм. Для стержней употребляются в качестве связующих веществ: масла, сульфитные щелока, патока, мука, крахмал, декстрин, смола, канифоль, квеллин. Особо связующей способностью обладают различные масла. Чем выше иодное число, тем лучше масло для стержней (льняное имеет иодное число 185, хлопковое 155). Масло окисляется кислородом при высоких температурах и во время сушки переходит в „линоксин“, который обвалакивает зерна песка.

Для форм чугунного литья рекомендуется иметь следующую температуру в сушилке:

	$w_1$	$t_{cp}$
1. Тощие земли с примесью навоза . . . . .	4 ÷ 10%	200 ÷ 250° С
2. Тощие земли с примесью опилок, декстрина, каменного угля . . . . .	4 ÷ 7%	250 ÷ 300° С
3. Полужирный песок . . . . .	4 ÷ 7%	300 ÷ 350° С
4. Жирный песок, полужирная земля . . . . .	4 ÷ 10%	350 ÷ 400° С
5. Жирная земля . . . . .	10% и выше	400 ÷ 500° С

Для форм стального литья допустимая температура лежит в пределах 500 ÷ 600° С.

При сушке стержней допустимые температуры сушки зависят в значительной степени от состава массы и свойств связующих веществ. Например, некоторые связующие разлагаются при следующих температурах:

1. Клейстер . . . . .	170° С	3. Декстрин . . . . .	170 ÷ 190° С
2. Сульфитный щелок . . . . .	180° С	4. Масло . . . . .	200 ÷ 300° С

При применении этих связующих рекомендуется иметь следующие температуры в сушилке:

Стержни из песка и сульфитного щелока . . . . .	200° С	Стержни для изложниц . . . . .	250° С
Стержни из песка, муки и декстрина . . . . .	175 ÷ 190° С	Стержни для изделий из ковкого чугуна . . . . .	175° С
Стержни из песчаной масляной массы . . . . .	200 ÷ 250° С	Стержни для радиаторов . . . . .	150 ÷ 180° С
Стержни с канифолью . . . . .	175° С	Стержни с патокой . . . . .	150 ÷ 175° С

Сушка стержней происходит обычно от влажности  $w_1 = 3 ÷ 12\%$ .

Длительность сушки форм и стержней зависит от температуры в камере, от скорости подъема этой температуры, от толщины материала, от скорости газов и правильного расположения поверхностей испарения по отношению к протекающему газу. Длительность сушки форм для чугунного литья в сушилках с нормальной равномерностью при температурах, указанных выше, находится в пределах 6 ÷ 12 час., причем сюда входит и период нагрева в 2 ÷ 3 часа, который ведется при более низкой температуре, чтобы из-за сильного парообразования не произошло растрескивания формы.

Длительность сушки форм стального литья составляет приблизительно 8 час.

Сушка форм производится до влажности  $w_2 \approx 0,5\%$ , причем эта влажность охватывает всего глубину 50 ÷ 100 мм; глубже форма сохраняет почти первоначальную влажность.

Стержни должны быть высушены полностью до  $w_2 \approx 0,5\%$ , поскольку они должны легко выбиваться из литья; поэтому длительность сушки стержней зависит от их размера. Обычно считают для камерной сушилки периодического действия при весе стержней:

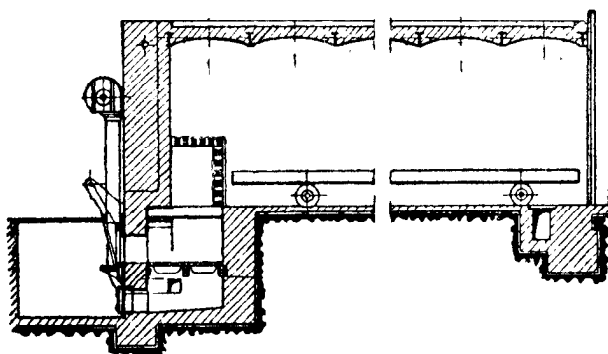
Вес стержня в кг	Время сушки в час.
1	1
1 ÷ 15	2
15 ÷ 25	3
25 ÷ 50	4

Для стержней при  $t = 260^\circ \text{C}$  и  $w_1 = 11 \div 15\%$  имеем следующие данные: <sup>1</sup>

$\varnothing = 150$ мм	время сушки	$3,5 \div 4,5$	часа
$\varnothing = 250$ "	" "	5	"
$\varnothing = 500$ "	" "	6,5	"

Особенности литейного дела обычно исключают возможность введения непрерывно действующих сушилок для форм. Здесь мы всегда имеем дело с камерными сушилками периодического действия, включенными в группу от одной топки, или с индивидуальными топками; у этих сушилок вследствие высоких температур сушки особенно резко обнаруживаются высокие расходы тепла; эти расходы тепла получают за счет огромных потерь на нагрев вагонеток, опок и сухой массы, а кроме того, на прогрев кирпичной кладки сушилки до высокой температуры.

Процесс сушки в камерных сушилках можно разбить грубо на два периода: первый — до момента достижения сушилкой максимальной температуры и второй — от этого момента до открытия дверей. В первый период мы усиленно расходует топливо, разогреваем всю кладку и весь металл, производим сушку. Длительность этого периода зависит от отношения объема земли к объему камеры, от влажности,



Фиг. 261.

от веса металла и от толщины стенок форм. Во второй период сушки сжигание топлива прекращается, и для дополнительной подсушки форм используется тепло излучения стен. На многих заводах, боясь не досушить материал, предпочитают кончать топку, когда форма приобрела требуемую конечную влажность.

Завод Hartmann ввел в сушилку кирпичный аккумулятор тепла.

В период после прекращения топки температура в

камере держится на  $80^\circ \text{C}$  выше, чем без аккумулятора. Фиг. 261 дает ясное представление о такой сушилке с отсосом газов снизу у двери.

Охлаждение камеры (по специальным испытаниям) до  $t = 70 \div 100^\circ \text{C}$  занимает чрезвычайно длительный период ( $35 \div 36$  час.). <sup>2</sup>

Этот период выдержать не удастся, и обычно формы или вагонетки с формами выгружаются горячими; при этом стены сохраняют свой запас тепла, и при быстрой загрузке следующей порции часть этого тепла используется.

Загрузка опок в камерную сушилку происходит или сбоку через торцевую дверь, или сверху через перекрытие; во втором случае вся камера углублена в землю и имеет выступ лишь  $500 \div 1000$  мм. Торцевая дверь (подъемная или створчатая) должна быть хорошо изолирована и герметична, дабы не отставала сушка за счет охлаждения ближайших к ней форм; при загрузке опок сверху после их укладки кран накладывает плотное перекрытие, состоящее из изолированных плит. Нагрузку в углубленные камеры удастся сделать полнее, чем в нормальные. В зависимости от размера опок и способа укладки объем массы земли и железа по отношению к объему камеры колеблется по испытаниям в широких пределах — от 10 до 20%, доходя до 30% в камерах с верхней загрузкой. Чем лучше произведено заполнение камеры, тем выше экономичность сушки.

Сушка стержней и форм обычно идет при помощи дымовых газов. В последнее время некоторые сушилки переводят на электронагрев.

Камеры или имеют свою самостоятельную топку каждая или, будучи связаны общими подводными и отводящими газами боровыми, имеют центральную топку.

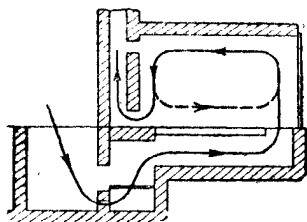
<sup>1</sup> Giesserei № 35, 1925 г.

<sup>2</sup> Wärmetechnische Untersuchung der Kerntrockenanlage. Giesserei № 35, 1925 г.

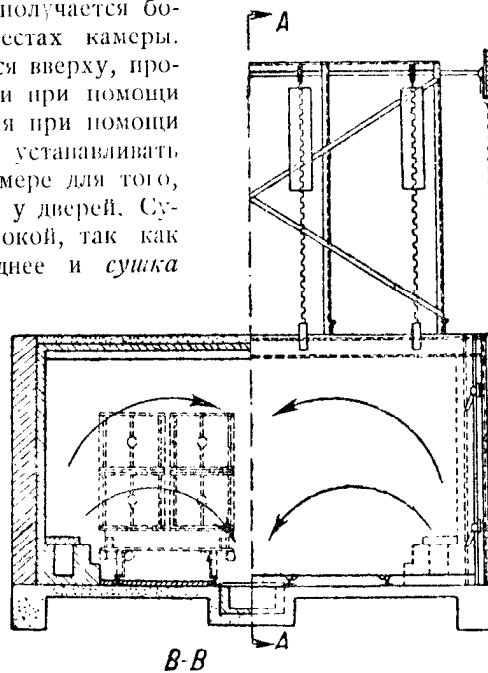
Если сушилка работает только ночью (как это часто и имеет место), то можно применять и центральную и индивидуальную систему; индивидуальная требует больше обслуживающего персонала, но благодаря близкому расположению топки от сушилки позволяет несколько быстрее поднять температуру в камере. Центральная система удобна и более экономична при непрерывной работе камер, когда питающий боров может в любой момент снабжать горячим газом загружаемые по очереди камеры.

Для сушки могут быть использованы и отходящие газы (например, доменных мартеновских печей), если их температура выше или близка к температуре, допустимой для материала; это значительно удешевляет стоимость сушки. Сушилки для форм работают большей частью по основной схеме сушильного процесса; в начальный период сушки происходит интенсивное испарение и сильное падение температуры входящего газа. Направление потока газов должно быть таким, как указано на фиг. 262, так как при этом получается более равномерная сушка в разных местах камеры. Отсос водяного пара, скапливающегося вверху, производится в начальный период сушки при помощи верхнего шибера, а в остальное время при помощи нижнего. Нижний шибер желательно устанавливать на небольшой избыток давления в камере для того, чтобы не охлаждать присосом формы у дверей. Сушильная камера не должна быть высокой, так как при излишней высоте загрузка труднее и сушка протекает менее равномерно.

При широкой камере встречается также распределение газов согласно фиг. 263 по длине камеры каналом с отверстиями; отсос газов



Фиг. 262.



Фиг. 263.

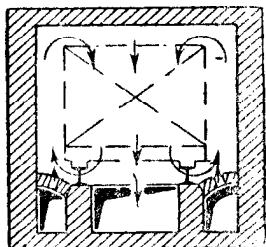
происходит через такой же канал, расположенный по середине камеры. Движение газов горизонтальное.

Сушилки с возвратом отработанных газов применяются реже, так как, несмотря на преимущества лучшей циркуляции и более быстрого разогрева, в них появляются затруднения при работе вентилятора на высоких температурах.

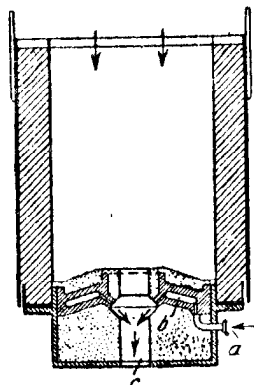
Сушилка по схеме фиг. 264 работает с внутренней рециркуляцией. Здесь дымовые газы выходят из двух боковых каналов и горячие поднимаются в продухах (250 ÷ 400 мм), захватывая часть охлажденных газов; газы произывают вагонетку сверху вниз и охлажденные отсасываются каналом, расположенным под ней. Такая вертикальная циркуляция пригодна для небольших форм при достаточно редкой их укладке.

Раньше все топки у сушилок для форм и стержней работали на коксе. В настоящий момент как за границей, так и у нас сжигается любое низкосортное топливо. Неполнота сгорания и унос являются здесь столь же нежелательными, как и в других сушилках, работающих на дымовых газах. Относительно заканчивания форм имеются разноречивые сведения: одни считают его полезным, так как благодаря ему формы лучше держат чернила и меньше осыпаются, а литье лучше очищается; другие считают, что это ухудшает покрытие форм чернилами.

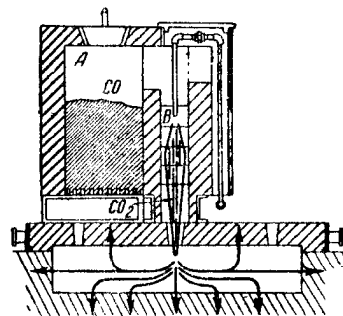
В германской практике размер топки в сушилках для форм и стержней выбирается эмпирически из расчета площади решетки на  $1 \text{ м}^3$  камеры от 60 до  $80 \text{ см}^2$  для больших сушилок, с емкостью  $> 100 \text{ м}^3$ , от  $80 \div 100 \text{ см}^2$  для сушилок от 25 до  $100 \text{ м}^3$  и  $100 \div 200 \text{ см}^2$  для сушилок менее  $25 \text{ м}^3$ . Площадь отсасывающих отверстий берется из расчета  $0,25 \div 0,5$  площади решетки.



Фиг. 264.



Фиг. 265.

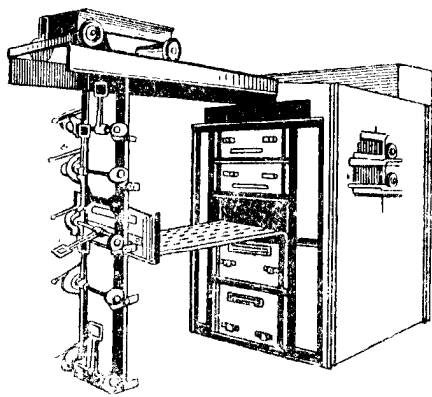


Фиг. 266.

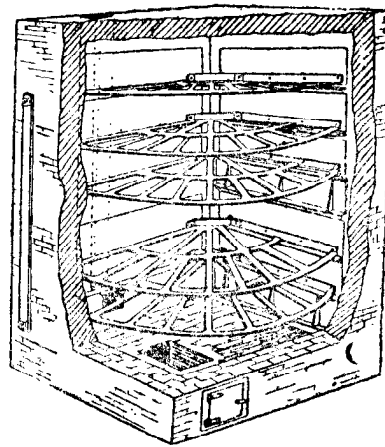
Имеются также практически цифры расхода условного топлива от 3 до  $8 \text{ кг}$  на  $1 \text{ м}^3$  емкости камеры за весь период сушки. Эти цифры даются только для первого приближения и необходимо их проверять расчетом.

Расход тепла на  $1 \text{ кг}$  испарения влаги зависит от глубины просушки, заполнения камеры, температуры и т. д. По данным, встречающимся в литературе, можно отметить цифры от 1200 до  $5000 \text{ кал/кг}$  влаги. Отношение веса земли к весу железа в сушилках для форм колеблется от 1:1 до 1:4.

Если формовка детали идет в земле или имеется очень крупная опока, которую нужно просушить на месте, то применяют сушку с поверхности примерно на глубину  $30 \div 50 \text{ мм}$  открытым пламенем. Для этого имеются специальные конструк-



Фиг. 267.



Фиг. 268.

ции переносных устройств. Для крупных опок переносная система удобна тем, что отпадают тяжелые операции по загрузке, выгрузке камер, по перевозке опок. За счет этого получается увеличение пропускной способности цеха.

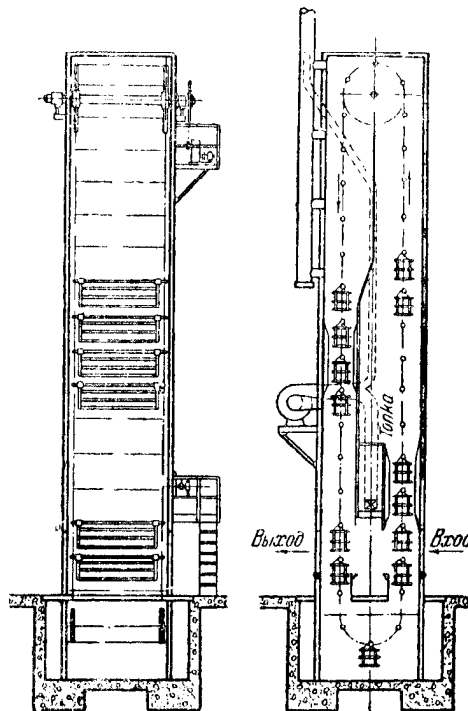
На фиг. 265 представлена схема переносной топки „Идеал“. Дно топки представляет чугунную плиту с кольцевым каналом  $b$ , соединенным при помощи трубки  $a$  с трубой сжатого до  $4 \div 5 \text{ ат}$  воздуха. Воздух инжектируется в центральный канал  $c$ , засасывает газы из топки и, смешавшись с ним, поступает в форму. Первичный воздух поступает сверху. Для выхода воздуха из опоки служат специальные отверстия.

На фиг. 266 представлена переносная топка несколько иного типа. Горение топлива происходит в камере А. Продукты неполного горения засасываются при помощи воздушного сопла в камеру дополнительного горения В. В сопло подается воздух, подогретый в каналах, выложенных вокруг камеры А; продукты горения вводятся в форму, а отработанные газы через соответствующие отверстия выбрасываются под давлением в помещение, частично проникая внутрь окошки.

Для сушки мелких стержней, приготовленных в небольших количествах, применяются сушильные шкафы, которые имеют ряд полок из листов железа с отверстиями. Полки бывают неподвижные и подвижные. Во втором случае или полки поворачиваются на шарнире или выдвигаются при помощи тележки, которая ходит на роликах по рельсам. И в том и в другом случае для уменьшения присосов или выбивания полка имеет заднюю стенку, которая разобщает шкаф от рабочего помещения. Топка или газовая горелка располагается внизу каждого шкафа или делается центральная топка на 6÷8 единиц.

На фиг. 267 приведена схема сушильного шкафа с выдвигающимися полками, а на фиг. 268 с поворотными. Иногда стержни укладываются у места их изготовления на противни, устанавливаемые на этажерке. Специальным механизмом (автокара) эта этажерка приподнимается и переносится в камерную сушилку.

На заводах, производящих большое количество однотипного мелкого литья, сушка стержней производится в сушилках непрерывного действия. В этих сушилках стержни накладываются на противни, которые задвигаются в этажерки, подвешенные к цепям конвейера. Конвейер бывает расположен для более тяжелых стержней в горизонтальной, для более легких в вертикальной плоскости. В первом случае конвейер с этажерками проходит мимо столов, где изготовляют стержни. Схема вертикальной сушки приведена на фиг. 269. Здесь газы из специальной топки, которая расположена внутри сушилки, между ветвями конвейера, поступают параллельно с движением конвейера в правую половину шахты; повернув вместе с материалом, газы отсасываются из второй половины сушилки вытяжной трубой. Наружный воздух через отверстие для выгрузки поступает в левую часть сушилки и отсасывается вентилятором, который нагнетает его в топку и в трубу для побуждения тяги.



Фиг. 269.

### XVIII. СУШКА ПРЯЖИ В МОТКАХ

Мотки пряжи после мокрого прядения или после центрифугирования, следующего за промывкой, обычно навешиваются на специальные деревянные или металлические шести и в таком виде сушатся при небольших производительностях — в периодически действующих камерных, а при крупных — в коридорных и непрерывно действующих камерных сушилках. Начальная влажность пряжи обычно составляет 40÷50%, конечная для различных сортов установлена практикой следующая (абсолютная влажность):

- |  |       |   |       |
|--|-------|---|-------|
| 1. Искусственная шерсть . . . . .      | 17%   | 5. Джутовая и пеньковая пряжа . . . . . | 13,7% |
| 2. Баранья шерсть . . . . .            | 18,2% | 6. Смесь шерсти и хлопка . . . . .      | 10,0% |
| 3. Хлопчатобумажная пряжа . . . . .    | 8,5%  | 7. Смесь шерсти и шелка . . . . .       | 16,0% |
| 4. Льняная и пеньковая пряжа . . . . . | 12%   |   |       |

Вопрос о температурах, допустимых при сушке пряжи, является основным при установлении производительности. Обычно принято считать, что мотки могут переносить высокую температуру в начальный период сушки, когда испаряется в достаточном количестве влага и температура материала должна быть значительно ниже, чем температура воздуха; в действительности же верхние нитки высыхают быстрее всего мотка и вскоре принимают температуру воздуха, и поэтому температура воздуха во всех стадиях сушки не должна быть выше температуры, допустимой для сухой пряжи.

Испытания, проведенные сушильной лабораторией ВТИ над сушилками для льняной пряжи, показали, что температура в  $100^{\circ}\text{C}$  по всем зонам сушилки не влияет на качество пряжи. Сушка пеньковой и джутовой пряжи может производиться при этой же температуре. Сушка шерстяной, хлопчатобумажной и смешанной пряжи рекомендуется зарубежной практикой при температуре  $t = 50 \div 70^{\circ}\text{C}$ , но казалось бы нет оснований бояться применения и более высоких температур, порядка  $80 \div 90^{\circ}\text{C}$ .

Шесты с навешенными мотками пряжи (внизу грузовая палка для получения более ровной и неспутанной пряжи) укладываются или на вагонетки (фиг. 123, 124) или на движущуюся цепь с выемками на звеньях (фиг. 143); расстояние между осями шестов  $70 \div 120\text{ мм}$  в зависимости от диаметра шестов, от рода и номера пряжи. На погонный метр шеста обычно навешивается около 12 мотков; каждый моток занимает по длине шеста около 75 мм. Мотки располагаются в сушилке в один, а большей частью в два яруса (длина мотков льняной пряжи 1 м, хлопчатобумажной  $\sim 0,5\text{ м}$ ).

При массовой производительности большей частью употребляются коридорные сушилки с промежуточным подогревом и возвратом отработанного воздуха по зонам. Так как верхние нити мотков всегда пересушены, а внутренние отстают, выравнивание влажности всего мотка обычно происходит при доведении его до влажности  $3 \div 5\%$ , т. е. до влажности значительно ниже кондиционной. Поэтому или вытаскивают материал из сушилки с большой разницей по влажности в слоях и дают ему вылежаться и выравнять влажность до начала последующей обработки, или пересушивают его, охлаждают и в охлажденном виде увлажняют в специальной увлажнительной камере, являющейся, как и холодильник, продолжением сушилки (схема фиг. 127).

В сушилке (по фиг. 143) системы ВТИ высушенная пряжа при движении по верхней цепи попадает в общую циркуляцию первой зоны; в нижней ветви происходит интенсивное выделение воды из мокрой пряжи и быстрое охлаждение и увлажнение воздуха, который далее, поступая к сухой пряже, увлажняет ее.

Большой частью сушилки для пряжи выполняются с вертикальной циркуляцией воздуха (фиг. 143), при которой, однако, внутренняя поверхность мотка омывается воздухом хуже. Иногда мы встречаем иное распределение циркулирующего воздуха, когда он входит также и во внутреннюю полость мотка, подобно схеме фиг. 123 (отверстия для воздуха по всей высоте мотка).

Для мотков льняной пряжи, где особенно заметно замедление сушки верхней и нижней частей мотка, прилегающих к шестам, некоторые заводы пытались создать конструкцию сушилки с вращением шестов при движении цепи (подобно фиг. 142), т. е. с перемещением плоскости соприкосновения мотка с палкой. Эти конструкции, однако, не получили широкого распространения ввиду сложности и наблюдающегося скольжения мотка на шестах, особенно после остановок, даже кратковременных.

Рабочая ширина сушилки для пряжи  $1 \div 2\text{ м}$ . Расположение цепей — в один или два яруса и в один или при шестах не более 1 м два смежных ряда.

Пустые шесты при сушке на вагонетках возвращаются обратно вместе с вагонеткой, а при цепных транспортерах с входом и выходом пряжи в разных концах сушилки — на специальном транспортере, устраиваемом сбоку сушилки.

Температура отходящего воздуха из этих сушилок обычно устанавливается в  $50^{\circ}\text{C}$  при  $\varphi = 50 \div 60\%$ . Расход тепла пара около  $900 \div 1000\text{ ккал/кг}$  испаренной влаги. Установленная мощность для сушилок по фиг. 123, 143 и им подобным  $3 \div 5\text{ кВт}$  на  $100\text{ кг}$  испаренной влаги в час. Длительность сушки пряжи



колеблется в зависимости от номера и рода пряжи, от плотности навески и от температуры воздуха в пределах от 1 до 3 час.

Для льняной пряжи в сушилке по фиг. 143 длительность сушки для № 12—14 составляет 1,5 часа при навеске на шест 12 талек и при температуре воздуха во всех зонах  $\sim 80 \div 100^\circ \text{C}$ .

Для хлопчатобумажной крашеной пряжи на сушилках завода Zittan при  $w_1 = 45$  и  $w_2 = 6\%$ , при температуре воздуха по зонам  $60^\circ \text{C}$  длительность сушки составляет  $2,5 \div 3$  часа.

Для сушки пряжи при малой производительности широко применялись на текстильных фабриках камерные сушилки периодического действия, комбинированные в группы, работающие по варианту промежуточного подогрева и возврата воздуха по зонам (фиг. 223).

## ХИХ. СУШКА ТКАНИ

Все виды тканей, выпускаемых текстильными фабриками, проходят сушку в различных стадиях производства, обычно после промывки и обезвоживания в центрифугах или на специальных отсасывающих приспособлениях, иногда составляющих с сушилкой единую конструкцию. Начальная влажность тканей в зависимости от способа обезвоживания  $w_1 \approx 35 \div 50\%$ , конечная после сушки  $w_2 \approx 8 \div 17\%$ . Иногда при дальнейшей обработке ткани в производстве конечная влажность еще более повышается в зависимости от технологических требований последующей обработки. Для сушки бязи, ситцев, подкладочного материала применяются цилиндрические сушилки (фиг. 201), описанные ранее. Напряжение поверхности нагрева, как указывалось, составляет  $\frac{W}{ZF} = 8 \div 10 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$  при давлении пара  $p = 2 \text{ атм}$  и весе ткани  $100 \text{ г/м}^2$  и  $5 \div 6 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$  при весе ткани  $200 \text{ г/м}^2$ . При пересушке ткани напряжение поверхности нагрева падает. Так, например, при повышении  $w_2$  с 5 до  $9\%$  производительность сушилки примерно вырастает на  $\sim 7\%$ . Максимальная скорость прохода ткани у таких сушилок до  $4000 \text{ м/час}$ .

В зависимости от веса ткани на квадратный метр, влажности материала и приведенных напряжений поверхности нагрева могут быть определены длительность сушки ткани и производительность сушилки.

Температура материала в этих сушилках постепенно подымается; у последних цилиндров она близка к  $100^\circ \text{C}$  и при пересушке почти равна температуре поверхности цилиндра.

Цилиндрические сушилки дороги (медные тонкостенные цилиндры), ненадежны в эксплуатации (благодаря работе цилиндров под давлением) и в большинстве случаев заменяются роликовыми и петлевыми сушилками.

В тех случаях, когда требуется регулирование температуры сушилки по ходу процесса, когда желательна сушка ткани в натянутом состоянии при более компактных размерах сушилки, для сушки тканей, пропитанных раствором, стекание которого при неподвижной подвеске ткани изменяет ее топ и т. д. (например, сушилки для сушки брезента, карбонизационные сушилки и т. д.), применяют роликовые сушилки (фиг. 129—132).

Температура воздуха в карбонизационных сушилках доходит в конце процесса сушки до  $130^\circ \text{C}$ ; сушка брезента протекает вполне удовлетворительно по качеству выпускаемого материала при  $t \approx 100^\circ \text{C}$ .

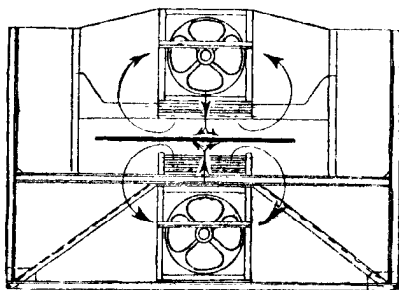
Длительность сушки сукна весом  $350 \text{ г/м}^2$  в карбонизационной сушилке с  $w_1 = 50 \div 60$  до  $w_2 = 8 \div 10\%$  (бостон, шевит, трико) составляет  $30 \div 35$  мин., сушка брезента весом  $500 \text{ г/м}^2$  с  $w_1 = 35$  до  $w_2 = 8 \div 5\%$  составляет 25 мин., а весом  $740 \text{ г/м}^2$  —  $30 \div 35$  мин.

Роликовая сушилка при высоте петли  $3,5 \text{ м}$  и габаритных размерах  $1,3 \times 4,0 \times 14,5 \text{ м}$  дает производительность при брезенте весом  $\sim 500 \text{ г/м}^2$   $1000 \text{ м/час}$ ; для этой же производительности нужна цилиндрическая сушилка с поверхностью нагрева  $70 \text{ м}^2$ , считая  $\frac{W}{ZF} = 3 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$ .

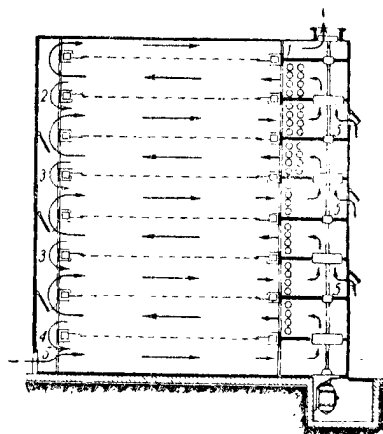
Характеристика отходящего воздуха в роликовых сушилках обычно  $q_2 = 25 \div 50\%$  при  $t_2 = 50 \div 60^\circ \text{C}$ . Скорость выхода товара до  $3,000 \text{ м/час}$ .

Реже применяются роликовые сушилки с горизонтальным движением ткани, имеющие меньшую производительность при тех же габаритных размерах.

Для сушки трикотажных тканей, не допускающих вытяжки, для легких и тяжелых тканей — льняных, хлопчатобумажных, шелковых, часто применяются петлевые сушилки (фиг. 108 - 110), описанные на стр. 175, которые не обладают сложностью роликовых сушилок, дешевы, весьма производительны и сохраняют ворсистость ткани; при достаточно интенсивной циркуляции по зонам, доходящей до 2 м/сек, и незначительном температурном перепаде по высоте весь выходящий материал имеет равномерное распределение влаги. Несмотря на наличие такой равномерности, некоторые заграничные заводы пытались получить изменение положения петли по отношению к шесту (фиг. 142) в течение процесса сушки, с тем чтобы исключить опасность недосухания у шеста и внизу петли; попытки эти привели к созданию конструкций с вращающимися шестами, на которых петля получает небольшое смещение, и таким образом недосушающие места попадают в лучшие условия омывания воздухом. Эти конструкции, вводя многочисленные новые детали, уничтожают ту простоту, которая так заманчива в петлевых сушилках; кроме того, вращение шестов не всегда дает равномерное смещение, а иногда даже ведет к спутыванию ткани.



Фиг. 270.



Фиг. 271.

Для петлевых сушилок по данным завода зона в 3 м ширины и 2 м длины испаряет  $80 \div 100$  кг влаги в час. Температура сушки бывает высока, доходя для льняных тканей до  $100 \div 120^\circ$  С. Расход тепла достигает  $800 \div 1000$  кал/кг влаги.

Петлевая сушилка завода Naas'a по фиг. 109 при сушке маркизета весом в сухом виде  $70 \text{ г/м}^2$ , креп-армура весом около  $100 \text{ г/м}^2$  при температурах по зонам  $70\text{--}80^\circ$  С дает длительность сушки  $\sim 7\text{--}8$  мин. для первого и  $\sim 9 \div 10$  мин. для второго.

Сушка натурального и искусственного шелка (муслина, креп-де-шина), особых сортов бархата и других тканей, которые чувствительны к механическому воздействию, к неравномерности сушки и т. д., производится в свободном состоянии на ленточном или роликовом транспортере при обдувке материала системой винтовых вентиляторов, расположенных сверху и снизу ткани. На фиг. 270 представлена схема такой сушилки системы Schilde; материал проходит канал, передвигаясь по сушилке на ленточном транспортере. Обдувка воздухом происходит с двух сторон; сушилка работает по схеме с промежуточным подогревом и возвратом воздуха по зонам. (Такое же устройство может быть и при шпанраме, см. ниже.)

О сушке тканей на турбинной сушилке (фиг. 203) пока практических сведений нет.

Большинство шерстяных, сукожных и шелковых тканей требует сушки в растянутом состоянии, поскольку при этом устраняется продольная вытяжка. Кромки этих тканей при входе в сушилку или захватываются зажимами или накладываются на иглы, составляющие одно целое с цепями, и в таком состоянии ткань проходит весь процесс сушки. В этих сушилках число горизонтальных ходов доходит до 20. Две боковые цепи имеют замкнутое движение, причем одна из цепей закреплена обычно на раме, допускающей регулировку натяжения ткани по ширине.

Эти сушилки — шпанрамы — работают по различным вариантам сушильного процесса. На фиг. 271 и 272 представлены схемы такой сушилки в восемь ходов с накалыванием ткани на иглы, работающей по схеме с промежуточным подогревом, возвратом и осушением воздуха по зонам, расположенным в вертикальной плоскости. Расположение калориферов и вентиляторов и путь основного потока воздуха ясны из схемы. Сушилки эти состоят из секций; в каждой секции две группы вентиляторов; длина секций 3 м (фиг. 272).

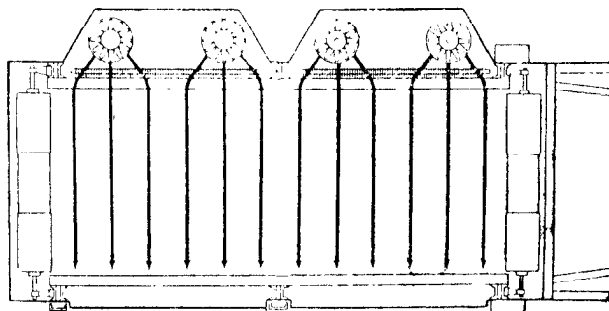
Сушилка эта имеет своеобразную регулировку как добавочного воздуха по зонам, так и связанного с этой добавкой перепуска части отработанного воздуха из зоны в зону.

В этой сушилке мы можем работать с высоким насыщением отходящего воздуха, используя преимущества, указанные в главе „Статика сушильного процесса“, как сушилок с промежуточным подогревом и возвратом воздуха по зонам, так и сушилок с осушением воздуха по ходу процесса (фиг. 33 и 49), причем здесь возможно применение высоких температур воздуха при входе ткани.

Некоторые характеристики этой сушилки приведены в табл. 62.

Длительность сушки на шпанраме завода Гартманн для ткани  $w_1 = 50\%$  весом  $200 \text{ г/м}^2$  составляет  $25 \div 40$  мин. Температура сушки доходит до  $80^\circ \text{C}$ .

Одноходовая шпанрама для сушки шелковых тканей (креп-де-шин, креп-люфт весом в сухом состоянии в  $80 \div 90 \text{ г/м}^2$ , креп-гранит весом  $160 \text{ г/м}^2$ ) дает при температуре обдуваемого с двух сторон воздуха  $100 \div 115^\circ \text{C}$  длительность сушки соответственно  $45 \div 50$  и  $60 \div 65$  сек. ( $w_1 \approx 45$ ,  $w_2 \approx 5\%$ ).<sup>1</sup> Большой частью за одноходовой шпанрамой при сушке шелка устанавливается подогреваемый паром цилиндр, который выравнивает влажность ткани и кромок.



Фиг. 272.

ТАБЛИЦА 62

Высота сушилки в м	Число секций		I		II		III		IV		
	Ширина сушилки в мм	Число полдей	Длина сушилки в м	Емкость в м	Длина сушилки в м	Емкость в м	Длина сушилки в м	Емкость в м	Длина сушилки в м	Емкость в м	
1,98	Ширина ткани (1 600, 1 800, 2 000) + 1 120 мм	}	6	7,2	22	10,2	10	13,2	58	16,2	76
2,59			8	7,2	30	10,2	51	13,2	78	16,2	102
3,2			10	7,2	38	10,2	68	13,2	98	16,2	128
3,81			12	7,2	46	10,2	82	13,2	118	16,2	154

## XX. СУШКА ИСКУССТВЕННОГО ШЕЛКА

Искусственный шелк является наиболее чувствительным текстильным волокном как в смысле допустимых температур, так и в смысле условий транспорта, обращения, чистоты и т. д. Различают четыре способа получения искусственного шелка, дающие материал с различными технологическими характеристиками: вискозный шелк (имеет более широкое распространение), медно-аммиачный, нитрошелк и ацетатный. Сушка пряжи производится лишь для первых трех видов шелка.

<sup>1</sup> Понижение длительности сушки особенно для легко пропиаемых тканей наблюдалось при продувке части воздуха через материал.

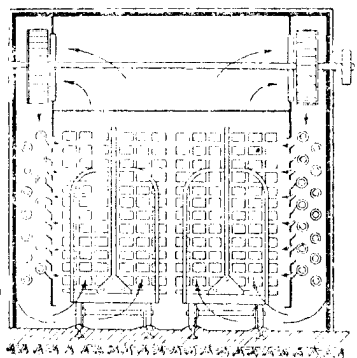
Вискозное волокно проходит разные фазы сушки в зависимости от способа производства бобинного или центрифугального. При бобинном способе производства мы имеем две сушки: первая сушка — волокна, получаемого из прядильной машины, вторая сушка — готовой пряжи в мотках после отбели, промывки и отжата в центрифугах. При центрифугальном способе вместо первой сушки на бобинах происходит сушка шелка в мотках в натянутом состоянии без отжата. В настоящий момент на многих фабриках при центрифугальном способе сушат лишь мотки после отбели.

Начальная влажность (абсолютная) шелка в бобинах  $300 \div 350\%$ , в мотках без отжата до  $400 \div 500\%$ , в мотках после центрифугирования —  $100 \div 120\%$ ; конечная влажность  $10 \div 12\%$ .

Диаметр бобины бывает от 90 до 150 мм и высота  $150 \div 250$  мм, толщина намотки до 20 мм в зависимости от толщины пряжи.

Вес сухого шелка ( $w_2 = 10\%$ ) на одну бобину при  $d = 110$  мм,  $H = 150$  мм, толщине намотки  $5 \div 8$  мм составляет 156 г/1 бобин, при  $d = 158$  мм,  $H = 250$  мм, толщине намотки 7,5 мм составляет 250 г и при толщине намотки 15 мм 500 г/1 бобин. Вес мотка при  $w_2 = 10\%$  составляет 50 г. Длина мотка  $\sim 550$  мм.

Сушка медно-аммиачного шелка имеет две стадии. Первая сушка в мотках, подвешенных в свободном состоянии,  $w_1^q = 400 \div 450\%$  и вторая — мотки, отжаты на центрифугах после отбели,  $w_1^q = 100\%$ .



Фиг. 273.

Нитрошелк сушится после денитрации в бобинах и затем в мотках после отбели. Начальная влажность шелка в бобинах  $w_1^q = 100$ ,  $w_2^q = 12\%$ . Вес сухого шелка на одну бобину  $d = 125$  мм,  $H = 180$  мм при толщине намотки  $5 \div 8$  мм составляет 50 г/1 бобину.

Сушка шелка на бобинах требует мягкого режима, так как наружная поверхность намотки открыта для испарения, а у внутренней поверхности корпус бобины задерживает выделение влаги; так как, кроме того, шелк имеет большую усадку, то резкая сушка вызывает у ниток завитую форму от нажима верхней части намотки. Поэтому при сушке бобин мы можем допускать более высокую температуру лишь в начальный период сушки ( $60 \div 70$  С), снижая ее к концу процесса до  $50$  С; бобины на

вагонетках могут располагаться в горизонтальной плоскости на специальных угольниках или ставиться на полках с отверстиями. В первом случае циркуляция воздуха — горизонтальная согласно фиг. 273, во втором — вертикальная (например, при вертикальной укладке вагонетка размером  $1850 \times 1450$  мм при шести полках дает емкость 720 бобин  $d = 158$  мм,  $H = 250$  мм).

При сушке мотков, подвешенных в свободном состоянии, как медно-аммиачного, так и вискозного и нитрошелка необходимо устранить возможность спутывания мотков. Навешивания грузовых шестов, как в случае сушки хлопчатобумажной и льняной пряжи, не производится, так как волнистый шелк дает более красивые оттенки; поэтому здесь создание равномерных потоков воздуха имеет особо важное значение. При соответствующих скоростях допустима циркуляция воздуха и сверху вниз и снизу вверх (фиг. 123 и 124), причем во втором случае имеет место разрыхление мотка и некоторое улучшение равномерности сушки.

Особое внимание приходится уделять равномерной сушке по толщине мотка, так как от этого зависит и производительность сушилки и качество товара, влияющее затем на всю дальнейшую обработку. Стремятся достигнуть равномерности правильной циркуляцией воздуха, правильной навеской мотка на шесты, снижением температуры сушки и т. д., однако все эти меры не дают нужного эффекта, и шелк в мотках приходится пересушивать и затем, охладив, увлажнять до кондиционных условий.

Допустимые температуры сушки для вискозного и медно-аммиачного шелка в первой сушке  $50 \div 70$  С, а для медно-аммиачного шелка во второй сушке  $50$  С.

При сушке в мотках при натяжении рекомендуют  $t = 70^\circ\text{C}$ ; сушка бобин идет при  $t = 50 \div 70^\circ\text{C}$ .

Сушка бобин и мотков происходит в коридорных сушилках, описанных нами ранее (фиг. 123, 124). В качестве транспорта применяются вагонетки или для мотков при сушке без натяжения возможно применение и цепного транспорта. Сушилки снабжаются холодильным и увлажнительным устройством.

На шест навешивается от 8 до 12 мотков (вес мотка в сухом виде при  $w_2 = 10\%$  составляет 50 г); длина шеста 0,8–1 м, т. е. каждый моток занимает примерно участок в 75–85 мм; расстояние между осями шестов 70–80 мм. Некоторые заводы строят сушилки с длиной шеста до 2 м (например, Schilde); шесты для шелка выполняются обычно из легких алюминиевых труб, хорошо отшлифованных как с торцов, так и с поверхности, чтобы тонкие нитки шелка при съеме не задевали за неровности и заусенцы.

Длительность сушки при указанных выше температурах для бобины нитрошелка от  $w_1^a = 100$  до  $w_2^a = 10\%$  при  $d = 125$  мм,  $H = 150$  мм и  $G = 50$  г/1 бобину составляет 4 часа; для бобин вискозного шелка от  $w_1^a = 250 \div 375$  до  $w_2^a = 10 \div 12\%$  при  $d = 100$  мм,  $H = 150$  мм и намотке 5 мм длительность сушки будет 3,5–4 часа, а при намотке 8 мм – 5–5,5 час.

Мотки вискозного шелка сушатся от  $w_1^a = 150$  до  $w_2^a = 10 \div 12\%$  в течение 4 час., а при  $w_1^a = 400\%$  в течение 6–7 час.

Мотки медно-аммиачного шелка (первая сушка) от  $w_1^a = 400$  до  $w_2^a = 1\%$  сушатся в течение 10 час.

Вагонетки продвигаются специальным толкачом, включаемым от руки или при больших производительностях автоматически; передвижение цепных транспортеров или непрерывное или импульсами.

Для сушки вискозного шелка под натяжением употребляются специальные вагонетки; так как усадка шелка и развиваемые усилия значительны, шесты натяжные и основные в этом случае должны быть особо прочными.

Для определения ориентировочных габаритов сушилки типа Наас можно считать, что на 1 м<sup>2</sup> площади с шилки (без холодильника и зоны увлажнения) испаряется за 24 часа 300 кг (100 кг сухого веса) влаги из бобин, 250 кг (50 кг сухого веса) влаги из натянутых мотков центрифугального способа прядения и 110 кг (110 кг сухого веса) из мотков без натяжения и при температуре шелка не выше 50°С. Установленная мощность 1,3 л. с. на 1 000 кг испаряемой влаги в 24 часа.

Расход тепла пара для сушилок искусственного шелка не выше 850–1 000 кал/кг влаги.

При навеске вискозного шелка на вагонетки (без натяжения) в два яруса в сушилках Мытищинского завода, работающих по схеме с промежуточным подогревом и возвратом воздуха по зонам, имеем по испытаниям Оргэнерго  $N = 20$  квтч/т влаги ( $w_1^a = 150$ ,  $w_2^a = 5\%$ ) при колебании температур по зонам 60–90°С. Расход тепла пара составляет 1 000 кал/кг влаги при  $d_2 = 50$  г/кг сухого воздуха,  $\varphi_2 = 20\%$ .

Сушка штапельного волокна от  $w_1^a = 300$  до  $w_2^a = 10\%$  в виде бесконечного жгута весом в сухом состоянии 270 г/м происходит в роликовых (по 8 жгутов по ширине) (фиг. 132), петлевых (фиг. 108–109) или комбинированных сушилках (фиг. 132 и 108). В первом случае происходит мятие жгута, в результате которого отсутствует слипание нитей и имеет место увеличение поверхности испарения. Длительность сушки для штапеля 270 г/м при  $t = 80 \div 90^\circ\text{C}$  составляет 4 часа. Поскольку штапель имеет при сушке очень большую усадку, необходимо в роликовых сушилках предусмотреть на отдельных секциях ускорители.

Сушка вискозного шелка в куличах<sup>1</sup> может происходить в существующих сушилках для бобин и мотков при некотором их переоборудовании. Куличи имеют влажность  $w_1^a = 240\%$  и при продувке их воздухом 180% и сушатся до  $w_2^a = 12\%$ . Высота кулича 72 мм, диаметр оснований 155/150 мм и толщина намотки 20 мм,

<sup>1</sup> „Промышленность органической химии“ № 6, 1936 г.

угол намотки 5°. Куличи сохнут в чулках. Длительность сушки (полупромышленные опыты) при  $t = 55^\circ\text{C}$  для  $w_1^a = 240\%$  составляет 23 часа, при  $w_1^a = 180 \div 190\%$  16—18 час. Скорость воздуха на длительность сушки влияет мало. Куличи выходят из сушки высушенные весьма неравномерно, поэтому их следует пропускать через зону увлажнения или давать им отлеживаться в течение 48 час.

## XXI. СУШКА ХЛОПКА-СЫРЦА

Сбор хлопка происходит в течение нескольких месяцев и захватывает период наступления осенних дождей. Поэтому большинство сортов хлопка-сырца имеет повышенную влажность, ухудшающую процесс технологической обработки, который состоит в основном в раздавливании коробочки (курак), очистки волокна от частей коробочки и в отделении от волокна семени (джинирование). Так, например, если производительность джин для первого сорта при  $w_2 = 10\%$  составляет  $100\%$ , то при  $w_2 = 14\%$  она составит всего лишь  $68\%$ .

Обычно первый сорт имеет наименьшую влажность, так как его сбор происходит в сухую погоду. Последующие сорта хлопка-сырца в зависимости от времени сбора и места произрастания имеют влажность, доходящую до 30 и даже  $35\%$ . Шестой сорт, или кусак, снимается вместе с коробочкой и перед сушкой ее необходимо отделить на ворохоочистительной машине. В процессе сушки влага удаляется как из волокон, так и из семян. Семена первого сорта идут на посев, а последующих сортов на хлопковое масло. Конечная влажность сырца, обеспечивающая нормальную производительность машин, соответствует  $10 \div 12\%$ . Понижение конечной влажности до меньшего значения не дает существенных преимуществ при обработке.

Максимально допустимая температура сушки для хлопка-сырца определяется для посевных сортов температурой семени, безопасной для его жизни; для остальных сортов эта температура определяется допустимым нагревом волокна, безопасным для прочности. Нагрев волокна и семени при одинаковых температурах агента сушки и при одинаковом снижении влажности может быть различным в зависимости от конструкции сушилки.

Так, например, сушка с перемешиванием даст меньший нагрев продукта, чем сушка в неподвижном слое; сушка во взвешенном состоянии даст меньший нагрев, чем сушка с перемешиванием.

Лабораторные опыты, проведенные сушильной лабораторией ВТИ<sup>1</sup> при сушке в неподвижном слое, показали, что нагрев семени выше  $60^\circ\text{C}$  убивает жизнеспособность зародыша; крепость волокна начинает падать при температуре волокна больше  $120^\circ\text{C}$ , хотя при  $t$ , большем  $100^\circ$ , уже имеет место пожелтение; исходя из этого, нагрев волокна не следует допускать выше  $100^\circ\text{C}$ .

Длительность сушки хлопка-сырца в слое зависит от его начальной влажности, от толщины слоя, от степени перемешивания и главным образом от температуры сушки.

Так, например, сушка в лабораторных условиях первого сорта от  $w_1 = 26$  до  $w_2 = 10\%$  при высоте неподвижного слоя в 200 мм при  $t_1 = 60, 80, 100, 120^\circ\text{C}$  соответственно составляла 108, 70, 42 и 30 мин., а при слое 100 мм — 70, 44, 27 и 18 мин., при слое 200 мм напряжения сетки по влаге составили  $\frac{W}{ZF} = 2,43, 3,75, 6,2$  и  $8,8 \text{ кг/м}^2\text{час}$  влаги.

Для пятого сорта при сушке в слое 200 мм  $w_1 = 29, w_2 = 10\%$  напряжения сетки по влаге составили при  $t = 60, 80, 100$  и  $120^\circ\text{C}$  соответственно  $\frac{W}{ZF} = 3,96, 5,02, 7,46$  и  $8,8 \text{ кг/м}^2\text{час}$  влаги.

Сушка хлопка-сырца производится на многоленточных сушилках по фиг. 136, работающих или по основному варианту сушильного процесса или по варианту с возвратом отработанных газов или воздуха, на башенных сушилках по фиг. 198 и на аэрофонтанных по фиг. 197.

В многоленточных сушилках мы имеем сушку слоя с перемешиванием при сыпани хлопка с ленты на ленту. За счет этого можно допустить температуру

<sup>1</sup> Более подробно см. „Известия ВТИ“, Б. Ф. Бальсон, Сушка хлопка-сырца.

сушки несколько более высокую, чем при неподвижном слое. Обычно для неподвижных сортов хлопка эта температура при входе в нижний ярус составляет  $100 \div 120^\circ\text{C}$ . Напряжение  $1 \text{ м}^2$  сетки у этих сушилок может доходить при этой температуре до  $2,7 \div 3 \text{ кг/м}^2\text{час}$  при сушке хлопка с влажности  $w_1 = 20$  до  $w_2 = 10\%$ .

Расход тепла у сушилок по фиг. 136 составляет  $\sim 1400 \text{ кал/кг}$  влаги. Расход энергии зависит от сопротивления слоя (см. стр. 357) и обычно составляет  $80 \div 100 \text{ квтч/т}$  влаги.

Сушилка башенного типа дает небольшой съём влаги, не превышающий  $2,5\%$  при  $100^\circ\text{C}$  и до  $6 \div 7\%$  при температурах сушильного агента  $140 \div 150^\circ\text{C}$ . Эту сушилку можно применять только в тех районах, где не может иметь место потугливание хлопка с влажностью, большей  $18\%$ . В башенных сушилках следует считать допустимой более высокую, чем у ленточных, температуру газов, например, для пятого сорта до  $140 \div 150^\circ\text{C}$ .

В аэрофонтанной сушилке по фиг. 197, примененной сушильной лабораторией ВТИ взамен ленточной и башенной, длительность сушки составляет несколько минут, при этом сушилка дает прекрасное распушение волокна, обеспечивающее быструю отдачу влаги, прекрасную очистку волокна от пыли и при малой длительности сушки допускает температуру агента до  $175^\circ\text{C}$  без ухудшения качества волокна.

Эти сушилки построены на многих хлопкоочистительных заводах Узбекистана и имеют следующие характеристики: производительность при  $w_1 = 18$  и  $w_2 = 10\%$  составляет  $3500 \text{ кг/час}$ , т. е. напряжение при  $t \approx 175^\circ\text{C}$  будет  $\frac{W}{ZV} \approx 12 \div 15 \text{ кг/м}^3\text{час}$  влаги. Расход тепла топлива (сушилка работает на дымовых газах) составляет  $\sim 1600 \text{ кал/кг}$  влаги. Расход энергии  $\sim 80 \cdot 100 \text{ квтч/т}$  влаги.

Сушка хлопка-сырца может производиться горячим воздухом или дымовыми газами. Поскольку большинство хлопкоочистительных заводов не имеет котельных, особую актуальность приобретает второй метод сушки, учитывая особенно, что при аэрофонтанных сушилках мы можем применять температуру до  $175^\circ\text{C}$ , которая легко достигается здесь без применения дорогостоящих огневых калориферов. Так как главная масса хлопка перерабатывается у нас в Узбекистане, имеющем в изобилии ферганские угли (Кизил-Кия, Сулюкта, см. табл. 18), все усилия были направлены на освоение для целей прямой сушки этого топлива. Сушильная лаборатория ВТИ добилась нормального сжигания этих углей в ручной топке (фиг. 298), причем, ввиду того что эти угли при горении быстро распадаются и образуют мелочь, пришлось бороться с искрами и уносом. Задача разрешена была установкой циклона, обеспечивающего полное высасывание искр. Часть золы в пределах до  $0,5 \text{ г/м}^3$  газа проходит через циклон и попадает в хлопок (в зависимости от к. п. д. циклона как золоуловителя). Этот унос при ленточной сушилке может задерживаться в хлопке полностью, в аэрофонтанной сушилке задерживается лишь незначительная его часть. Попавшие в хлопок частицы золы легко выдуваются при дженировании.

Таким образом *применение дымовых газов при сжигании даже штыбов давало нормальный хлопок.*

Сера, находящаяся в топливе в количестве  $2 \div 2,5\%$ , дает при сжигании  $\text{SO}_2$ , который при наличии воды в хлопке может давать образование сернистой кислоты. Концентрации, которые имеют место при сжигании топлива и смешении газов высокой температуры с воздухом, малы (не превосходят  $0,2\%$ ).

Как показали опыты сушильной лаборатории ВТИ, поглощение  $\text{SO}_2$  влажным хлопком зависит от длительности продувки и ничтожно мало для случаев сушки в аэрофонтанной сушилке. С понижением влажности хлопка поглощаемость падает. Если даже принять максимально возможное поглощение газов (для продувки в 5 и 20 мин.) для влажного хлопка при максимальной возможной концентрации  $\text{SO}_2$ , то, как показали опыты, превращение сернистой кислоты в серную не наблюдается даже через 2 недели; наоборот, сернистый газ постепенно улетучивается. Таким образом *применение дымовых газов с содержанием  $\text{SO}_2$  в пределах, указанных выше, не может вредить качеству хлопка.*

## XXII. СУШКА БУМАГИ, КАРТОНА, ЦЕЛЛЮЛОЗЫ

Бумага, целлюлоза и картон перед сушкой проходят через различные обезвживающие приспособления, и в зависимости от сорта бумаги или картона и от устройства этого приспособления начальная влажность бывает различна; например, по Mallickh'y.<sup>1</sup>

1. Для прессы в 2 ÷ 4 цилиндра имеем:

а) папиросная, пергаментная и подобная им бумага с сильно выраженным колоидальным характером имеет  $w_1 = 66 \div 70\%$ ;

б) писчая, чертежная  $w_1 = 62 \div 66\%$ ;

в) печатная бумага и бумага, фабрикуемая из древесной массы,  $w_1 = 56 \div 62\%$ .

2. В устройствах с подогревом цилиндра в том же прессе  $w_1 = 50 \div 60\%$ . При подогреве падает вязкость воды и повышается при том же давлении отжим (например, подогрев с 18 до 30° С дает снижение влажности на 2 ÷ 3%).

3. В одинарном прессе для проклеенной бумаги из тряпок и целлюлозы  $w_1 = 72 \div 74\%$ .

4. Влажность картона и целлюлозы колеблется  $w_1 = 56 \div 62\%$  и доходит при подогреве последнего цилиндра отжимного приспособления до 50%.

Меньшее значение  $w_1$  соответствует материалу с большей добавкой древесной массы.

Конечная влажность бумаги  $w_2 = 5 \div 10\%$ , картона и целлюлозных листов  $w_2 = 12 \div 20\%$ .

Сушка бумаги газетной, писчей, оберточной, папиросной, тонкого картона и целлюлозы происходит в цилиндрических сушилках. Эти сушилки описаны на стр. 225, где и указаны основные принципы подвода пара и отвода конденсата и воздуха, а также влияние основных параметров на напряжение поверхности нагрева. (Напряжение поверхности нагрева зависит от конструкции цилиндров, чистоты внутренней и внешней поверхности, давления пара, от отвода конденсата и воздуха, от плотности соприкосновения материала с цилиндром и т. д.).

Бумага, целлюлоза, картон, проходя по цилиндрам сушилки, за счет соприкосновения с горячей стенкой нагреваются и испаряют влагу, причем средняя температура материала постепенно растет, доходя у последнего цилиндра до температуры 100° С (что безопасно); при пересушке материала эта температура может сравняться с температурой стенки, которая в свою очередь зависит от температуры пара. Температура соприкасающейся поверхности бумаги может принять температуру стенки несколько раньше, поскольку она суше, чем вся масса по толщине. При высоких давлениях пара таким образом может наблюдаться пожелтение, определяющееся перегревом. Обычно давление пара в цилиндрических сушилках не держат выше 4 *атм*.

По данным Mallickh'a<sup>2</sup> мы имеем для бумаги следующее напряжение поверхности нагрева:

1. Сушка печатной бумаги и тонкого картона

24 цилиндра  $D = 1,5$  м,  $L = 3,8$  м (не считая цилиндров для сушки войлока)

$$w_1 = 58\%; p = 2 \text{ атм}; \frac{W}{ZF} = 9,9 \text{ кг/м}^2 \text{ час},$$

где  $F$  — поверхность соприкосновения сушильных цилиндров с бумагой, или  $\frac{W}{ZF_1} = 6 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$ , где  $F_1$  — полная поверхность нагрева без учета днищ.

2. Сушка пергамента и папиросной бумаги

10 цилиндров

$$D = 1,25 \text{ м}; L = 2,6 \text{ м}; P = 3 \text{ атм}; w_1 = 62\%; \frac{W}{ZF} = 14,1 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$$

$$\text{или } \frac{W}{ZF_1} = 9,0 \text{ кг/м}^2 \text{ час}.$$

3. Одноцилиндровая сушилка для сушки тонких сортов бумаги

<sup>1</sup> W. f. Pap. 1920 г.

<sup>2</sup> W. f. Pap. 1921 г.



Цилиндр

$$D = 3,2 \text{ м}; L = 2,6 \text{ м}; p = 3,5 \text{ ата}; w_1 = 70\%;$$

$$\frac{W}{ZF} = 29,5 \text{ кг/м}^2 \text{ час}; \frac{W}{ZF_1} = 20 \text{ кг/м}^2 \text{ час}.$$

По испытанию сушилок, опубликованному в Paper Trad. Journ. № 9, 1924 г, имеем:

Для газетной бумаги  $w_1 = 70 \div 72\%$ ;  $w_2 = 8 \div 9\%$

1) 34 цилиндра

$$D = 1,2 \text{ м}; L = 3,9 \text{ м}; P = 1,1 \text{ ати}; \frac{W}{ZF} = 16 \text{ кг/м}^2 \text{ час}.$$

2) 30 цилиндров

$$D = 1,2 \text{ м}; L = 3,6 \text{ м}; P = 0,4 \text{ ати}; \frac{W}{ZF} = 12,6 \text{ кг/м}^2 \text{ час}.$$

3) 37 цилиндров

$$D = 1,8 \text{ м}; L = 3,95 \text{ м}; P = 0,3 \text{ ати}; \frac{W}{ZF} = 15,5 \text{ кг/м}^2 \text{ час}.$$

4) 9 цилиндров

$$D = 0,9 \text{ м}; L = 2,2 \text{ м}; P = 0,7 \text{ ати}; w_1 = 65,45\%;$$

$$w_2 = 8,0\%; \frac{W}{ZF} = 8,2 \text{ кг/м}^2 \text{ час}.$$

Для писчей бумаги

1) 27 цилиндров

$$D = 0,9 \text{ м}; L = 1,82 \text{ м}; w_1 = 66,0\%; w_2 = 6,0\%;$$

$$P = 0,5 \text{ ати}; \frac{W}{ZF} = 9,2 \text{ кг/м}^2 \text{ час}.$$

По испытаниям сушильной лаборатории ВТИ для оберточной бумаги весом  $180 \div 190 \text{ г/м}^2$  мы имеем при

$$w_1 = 56 \div 62\%; w_2 = 11 \div 13\%; P = 1,4 \div 2,0 \text{ ата}$$

$$\frac{W}{ZF} = 9,0 \text{ кг/м}^2 \text{ час}.$$

Stamm & Gleason<sup>1</sup> считают, что для многоцилиндровых сушилок при  $w_1 = 70\%$  и  $w_2 = 8\%$

$$\frac{W}{ZF} = 8,5 \text{ до } 14 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$$

и для одноцилиндровых сушилок  $D = 3,0 \div 3,6 \text{ м}$  без войлочного сукна, а лишь с нажимом резиновыми роликами для тех же условий  $\frac{W}{ZF} = 50 \text{ кг/м}^2 \text{ час}.$

Напряжение поверхности нагрева ( $F$ ) цилиндрической сушилки для бумаги на наших фабриках доходит до  $20 \div 22 \text{ кг/м}^2 \text{ час}.$

Балахнинская машина № 3 дает  $\frac{W}{ZF} = 17,5 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$

„ „ № 1 „  $\frac{W}{ZF} = 19,25 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$

Кондопожская машина „  $\frac{W}{ZF} = 20 \div 22 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$

Эти цифры получены в результате улучшения отвода воздуха, чистоты поверхности нагрева и т. д.

При низкой влажности  $w_2$  теплопроводность бумаги падает настолько значительно, что изменение  $w_2$  в пределах  $5-10\%$  дает сильные изменения напряжения: например, при повышении влажности с  $5$  до  $9\%$  производительность сушилки повышается на  $7\%$ .

Вакуумная цилиндрическая сушилка для бумаги системы Minton (фиг. 239)<sup>2</sup>

<sup>1</sup> Drying Paper Trad. Journ. № 21, 1924 г.

<sup>2</sup> Paper № 26, 1924 г.

дает напряжение поверхности нагрева значительно выше, около  $50 \div 70 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$ . Основные преимущества этой сушилки указаны были при описании вакуумсушилок.

В последнее время в Америке сушат целлюлозу в виде мелких кусков, полученных после разрывательной машины, на ленточных сушилках Fidalgo; есть указание, что качество материала при этом улучшается, и получается лучшая растворимость в голандерах. Ленестковая целлюлоза может сушиться с достаточным успехом и на аэрофонтанной сушилке (фиг. 197).

Сушку картона в воздушных сушилках производят при горизонтальной укладке на ленточных (фиг. 120) или на роликовых сушилках с двухсторонней обдувкой (фиг. 121 и 122) или при вертикальной подвеске пачек или одиночных листов при помощи клемм, крепленных на конвейере.

Вопрос о допустимом короблении определяет обычно конструкцию транспортера. При горизонтальной укладке за счет равномерной обдувки с двух сторон или за счет равномерного нагрева лучистым теплом коробление уменьшается, одновременно сокращается длительность сушки. Но так как на  $1 \text{ м}^2$  поверхности пола может быть уложено максимум  $1 \text{ м}^2$  листа, размеры по площади и дороговизна механизма транспорта велики; поэтому горизонтальная укладка применяется только для дорогих сортов картона.

При вертикальной подвеске на зажимах плотное расположение листов не обеспечивает достаточно равномерную обдувку двух поверхностей, в связи с чем какая-либо сторона высыхает быстрее и лист скручивается.

Кроме того, и по длине листа имеется перепад температур, который также влияет на неравномерность сушки. Однако стоимость такой сушилки во много раз дешевле горизонтальной, так как и транспорт проще, и занимаемая площадь меньше (обычно навеска листа через  $60 \text{ мм}$ , что дает  $15 \text{ м}^2$  на  $1 \text{ м}^2$  площади; если учесть, что при этом длительность сушки будет даже в четыре раза выше, чем при горизонтальной укладке, все же необходимая площадь будет в четыре раза сокращена).

Для борьбы с короблением следует применять повышенную скорость воздуха и обеспечивать возможно ровное распределение воздуха по всему сечению сушилки для равномерного обтекания по ширине листа. Для уменьшения коробления завод Schilde предлагает поперечную густую развеску с таким расчетом, чтобы листы заходили кромками друг за друга. Если эти мероприятия не дают положительных результатов, все же в отдельных случаях при сушке дешевого картона, для которого применение дорогого оборудования нерентабельно, применяются сушилки с вертикальной подвеской, но после сушки листы увлажняют с поверхности водой или паром с последующим прессованием холодным или горячим прессом.

Устройство сушилок для картона с вертикальной подвеской листа может быть различным: 1) листы завешиваются вдоль оси сушилки, и тогда на стороне загрузки и выгрузки необходимо выпустить конвейер для завески и разгрузки примерно на  $1,0 \div 1,5 \text{ м}$ ; передвижение конвейера происходит периодически после завески листов по всей ширине сушилки; 2) листы завешиваются непрерывно поперек сушилки, передвижение конвейера непрерывное; холостых выпусков конвейера на стороне загрузки и выгрузки нет.

Конвейер обычно имеет две цепи с поперечными перекладинами, к которым крепится система зажимов или отдельные зажимы. Зажимы являются одной из дорогих частей сушилки; следует стремиться делать их возможно более легкими и компактными, обеспечивающими удобную завеску и разгрузку.

На фиг. 274,а и б показана система зажимов, применяемая при легких листах картона до  $3 \div 4 \text{ мм}$ . Несколько таких зажимов крепится на продольном угольнике, которые в этом случае почти не сокращают сечения коридора и не мешают равномерной циркуляции воздуха. На фиг. 274,в представлены зажимы уже более тяжелой конструкции, которые укрепляются на поперечных угольниках; при этом свободное сечение прохода уменьшается, и увеличивается расход металла. Зажимы могут крепиться не только на конвейере, но и на вагонетках или тележках. В этом последнем случае пустые тележки или возвращаются через траверсу и запасный путь к стороне загрузки, или в некоторых конструкциях сушилка делится на два отделения, из которых во втором идет обратная цепь или возвратная цепь транспортера (схема фиг. 275).

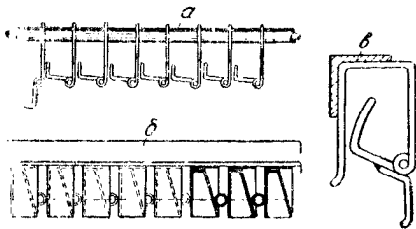
Циркуляция воздуха осуществляется соответственно фиг. 106 или 126, т. е. продухи могут быть расположены сверху или сбоку канала.

В первом случае ограждение может быть выполнено из кирпича; сушилка занимает меньшую площадь, поскольку используется свободная высота здания.

Повышенный расход энергии у сушилок для картона определяется главным образом сопротивлением калориферов и вентиляционной системы и большими количествами воздуха. Грубо ориентировочно в конструкциях по фиг. 106 этот расход колеблется в пределах  $25 \div 50$  *квтч/т* сухого картона (в зависимости от температуры сушки и системы вентиляторов). Расход тепла пара доходит до  $900 \div 1000$  *кал/кг* влаги.

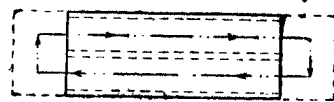
Сушилки для картона фиг. 106, фибры и тому подобных листовых материалов работают по варианту промежуточного подогрева и возврата воздуха по зонам. В этом случае длительность сушки самая минимальная. Однако еще много сохранилось и сушилок, работающих по нормальному варианту и варианту с возвратом отработанного воздуха (схема фиг. 10.), у которых воздух движется вдоль листа и вдоль коридора. У этих сушилок перепад температур по длине велик, длительность сушки значительно больше.

Длина коридора в первом и втором случаях определяется его производительностью и длительностью сушки. Максимальная же производительность одного коридора определяется производительностью рабочих на стороне загрузки и выгрузки. Таким образом при тонких листах коридор при той же ширине фронта завески будет короче. Производительность одного рабочего можно считать до 300 навесок в час.



Фиг. 274.

Сушка дымовыми газами должна широко внедряться



Фиг. 275.

для картона для сушилок по схеме фиг. 126 и особенно фиг. 102. Длительность сушки картона зависит от его толщины и допустимой температуры воздуха. Примерно можно считать в сушилках (фиг. 106) с подвеской листов, что длительность сушки картона толщиной 1 *мм* составляет  $60 \div 90$  мин., толщиной 2 *мм* —  $120 \div 150$  мин. и толщиной 3 *мм* —  $180 \div 240$  мин. (при  $t_{\text{max}} = 100^\circ \text{C}$ .) При снижении температуры длительность сушки увеличивается. Например, при  $t_{\text{max}} = 70^\circ \text{C}$  картон толщиной 1 *мм* сохнет в течение 2,5 — 3 час.

В сушилках по фиг. 100 — 102 длительность сушки при  $t_1 = 80^\circ$ ,  $t_2 = 50^\circ \text{C}$  для картона толщиной 1,5 — 2,0 *мм* составляет приблизительно 6 час.

Длительность сушки при горизонтальной укладке (фиг. 121, 122) бывает меньше; так, например, при картоне толщиной 0,5 *мм* сушка длится 20 мин., при толщине 1,0 *мм* — 30 мин., а при толщине листа 2 *мм* — 45 мин. при средней температуре воздуха  $90 \div 100^\circ \text{C}$ .

Сушка целлюлозы как более слабого продукта происходит в цилиндрических сушилках; досушка в листах на фабриках искусственного шелка от  $w_1 = 15 \div 18$  до  $w_2 = 5 \div 6\%$  происходит или в коридорных сушилках с вагонетками (по фиг. 125) или на ленточных, описанных на стр. 179 (фиг. 1.8). Максимальную температуру сушки можно иметь  $45 \div 55^\circ \text{C}$  (хотя нет опасений повышения этой температуры до  $70^\circ \text{C}$ ), длительность сушки при этом составляет 2,5 час. Габариты ленточной сушки для производительности 6000 *кг* в 24 часа сухой целлюлозы будут  $L = 8,0$  *м*,  $H = 2,68$  *м* и  $B = 3,2$  *м*. Ширина ленты 2600 *мм*. Потребная мощность 6 *л. с.* Вес сушилки 6350 *кг*. На ту же производительность сушилка с вагонетками (по фиг. 125) имеет две зоны на два пути; вес сушилки 5650 *кг*.

### XXIII. СУШКА ОБУВНОГО КАРТОНА (КОЖСУРРОГАТЫ)

а) Спецкартон и стелечный картон. Спецкартон, идущий на изготовление задников мужской и дамской обуви, и стелечный картон носят название обувного картона.

Состав спецкартона приблизительно таков: хлопчатобумажное сырье 20%, катонин 40%, целлюлоза 15%, высечка (отходы производства) 25%, а стелечного картона: хлопчатобумажное сырье 60%, высечка или целлюлоза 40%. В некоторых случаях составные элементы или изменяются или заменяются новыми; так, например, катонин заменяется гранитолем, новое хлопчатобумажное сырье на 50% заменяют старым и т. д.

Одна сторона спецкартона оклеивается бязью, стелечного картона — полотном. Оклейка производится после отливки картона, после чего листы поступают под гидравлический пресс. В зависимости от величины давления пресса начальная влажность картона колеблется от 45 до 55%. Размер листов зависит от размера форматного вала пап-машины.

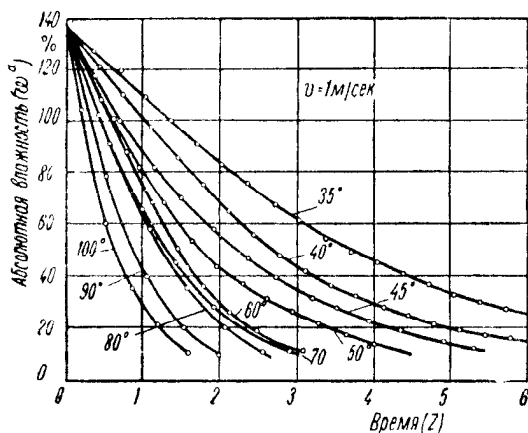
Устойчивая влажность картона составляет примерно 10 ÷ 12%, однако в связи с требованием технологического процесса на ряде предприятий сушка ведется до 4 ÷ 5% при последующем увлажнении до 10 ÷ 12%.

В процессе сушки картона происходит усадка и как следствие неодинаковых напряжений, возникающих в материале, — коробление. Так, например, для спецкартона

усадка вдоль волокон составляет ~ 4 ÷ 6%, а поперек волокон 10 ÷ 12%; усадка по толщине картона составляет 30 ÷ 35%.

Процесс сушки ведется при температуре воздуха 70 ÷ 80° С. Если коробление не играет существенной роли в дальнейшей стадии обработки, то температуру можно увеличить до 90 и даже 100° С.

Длительность сушки спецкартона зависит как от параметров воздуха, так и от состава материала. Так, например, при жирном помоле массы влагоотдача заметно ухудшается, и длительность сушки возрастает. Длительность сушки для спецкартона толщиной 3,2 мм составляет



Фиг. 276.

6 час. при температуре по зонам от 50 до 100° С. Для стелечного картона толщиной ~ 2,5 мм при температуре по зонам от 50 до 100° С длительность сушки составляет приблизительно 5 час.

Сушка стелечного и спецкартона обычно производится в конвейерных сушилках по фиг. 106 (зажим листов — как по фиг. 274,а, так и по фиг. 274,б). Подвеску листа следует производить таким образом, чтобы между зажимами оказалась сторона с меньшей усадкой. Для устранения усилий, возникающих в связи с усадкой и вырывающих картон из зажимов, следует один из зажимов или всю группу сделать подвижными, раздвигая их в крайнее положение перед завеской. Расстояние между листами картона обычно берется 60 ÷ 80 мм.

б) *Кожкартон „Прима“*. Несколько иным видом обувного картона, идущего на изготовление стельки и других обувных деталей, является материал под названием „Прима“.

Состав этого кожкартона таков: краснодубная кожа ~ 70%, хлопчатобумажное тряпье 30%.

В процессе выработки кожкартона „Прима“ таковой дубится, жируется и проклеивается каучуком. Начальная влажность  $w_1 = 58 \div 60\%$ . Конечная  $w_2 \approx 10 \div 12\%$ . Допустимые температуры сушки 60 ÷ 90° С. При этой температуре получают нормальные физико-механические показатели для материала, хотя в производстве пока редко применяют температуру выше 60° С (на фабрике „Партизан“ сушка картона „Прима“ производится при  $t = 100 \div 102^\circ \text{C}$ ).

Длительность сушки картона „Прима“ зависит в основном от температуры воздуха. На фиг. 276 приведены кривые сушки при разных температурах воздуха при скорости воздуха ~ 1,0 м/сек по опытам сушильной лаборатории ВТИ.

Усадка материала приблизительно такая же, как и спецкартона. Производственные размеры сырого листа  $950 \times 750 \times 4,5$  мм.

Сушка может производиться на тех же типах сушилок, что и для спецкартона.

Длительность сушки для сушилки по фиг. 106 при температурах по зонам в пределах  $60 \div 70^\circ$  составляет примерно 5 час. При повышении температуры можно делать пересчет длительности по кривым сушки фиг. 276; так, например, на фабрике „Партизан“ при  $t \approx 100^\circ$  С длительность сушки доходила до 2 час.

О сушке древесного картона, идущего также на различные обувные детали, см. главу „Сушка картона“.

#### XXIV. СУШКА КОЖИ

Условия сушки в кожевенной промышленности чрезвычайно разнообразны, и здесь нет еще вполне установившихся проверенных положений, влияющих на выбор конструкции сушилок. При обработке кожа проходит ряд операций, которые в основном состоят из подготовительных к дублению, дубления и отделочных операций. К последним относится и сушка кожи. Характер проведения процесса сушки зависит от сорта кожи и от предшествующих сушке операций; основное значение при этом имеет метод дубления кожи.

После обработки дубильными веществами кожа теряет способность разбухать. Гигроскопичность кожи зависит от ее пористости и метода дубления. При дублении растительными веществами (краснодубление) она ниже, чем при хромовом. Устойчивая влажность кожи колеблется в пределах  $16 \div 25\%$ .

При производстве подошвенного сырья (из тяжелых шкур рогатого скота, лошадей и свиней) применяется дубление растительными веществами. При отделке кожа подвергается жировке, пролежке, разводке и подвялке в сушилках. Подвялка происходит от начальной влажности  $w_1 = 50 \div 60$  до  $w_2 = 30 \div 40\%$ . Температура сушки  $15 \div 20^\circ$  С. Длительность ее около  $18 \div 24$  часа. Затем производится вторая разводка и сушка в течение  $3 \div 4$  суток. Обычно начинают эту сушку с низкой температурой, порядка  $18 \div 20^\circ$ , затем температура повышается, достигая к концу сушки  $40 \div 45^\circ$  С. На одном заводе сушка винтовой подошвы производится в течение 4 суток; в первые сутки поддерживается температура  $18^\circ$  С, а на вторые сутки температура постепенно повышается, на  $3^\circ$  каждые 8 час., достигая к концу суток  $27^\circ$ . На третьи сутки температура поднимается до  $30$ , а на четвертые до  $32^\circ$ .

Полувал изготавливается из средних бычачьих, тяжелых яловых и свиных шкур и подвергается также растительному дублению. При отделке (стелечный полувал) производится: жировка, пролежка, разводка и подвялка в течение  $18 \div 24$  час., затем вторично жировка, разводка и сушка в течение  $3 \div 3\frac{1}{2}$  суток. Режим сушки более мягкий, чем для подошвенного товара. Мостовые изготавливаются из средних яловых, легких бычачьих и тому подобных шкур, идет на шорно-седельный товар, верх русского сапога и т. п. После жировки и разводки производится подвялка. Сушка производится при температуре  $25 \div 30^\circ$ . Юфть перед сушкой наклеивается на фанерах и сушится в таком виде при температуре  $25^\circ$  в течение 18 час.

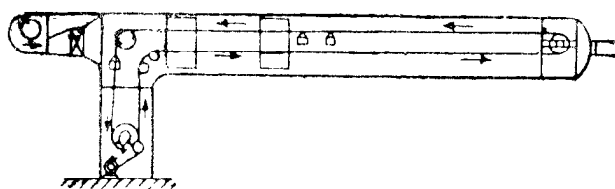
Для сушки тяжелых кож применяются камерные сушилки периодического действия самых разнообразных конструкций: с естественным движением воздуха по схеме фиг. 220, с продольным движением по схеме фиг. 211. На фиг. 221 мы видим пример применения схемы сушилки по системе Schilde. Коридорные сушилки ввиду большой длительности сушки не применяются. Навеска кож производится или на шестах с перегибом по хребту или на зажимах.<sup>1</sup> В зависимости от метода циркуляции воздуха может быть допущена одноярусная или двухярусная навеска.

Хромовый опоек (кожи телят  $3 \div 4$  мес.) и свиные кожи наклеиваются для уменьшения усадки на фанерный щит и проходят в таком виде первую сушку от  $w_1 = 65$  до  $w_2 = 12 \div 15\%$ . Затем кожи снимаются со щитов, увлажняются в опилках или иным путем до  $25 \div 30\%$ , набиваются на деревянные рамы ( $2 \times 2,4$  м) гвоздями и идут на подсушку до  $w_2 = 12\%$ . Допустимая температуру воздуха для первой сушки  $40 \div 60^\circ$ , длительность сушки  $4 \div 5$  час. Сушка идет в кольце-

<sup>1</sup> Для уменьшения усадки применяется иногда набивка кож на деревянные рамы.

вых (фиг. 275) коридорных сушилках при вертикальной подвеске щитов, соединенных шарнирами с металлической рамой, допускающей удобный поворот щита в горизонтальное положение. Эти сушилки работают по схеме с промежуточным подогревом и возвратом по зонам. Подсушка идет по температуре  $35 \div 50^\circ$  в течение  $1 \div 1\frac{1}{2}$  часа. При подсушке применяются камерные сушилки, устроенные таким образом, что допускают удобное поочередное выдвигание отдельных рам без остановки сушилки. После подсушки опойки и свиная кожа проходят глянцовку и затем снова высушиваются от поверхностной влаги, но уже в свободном состоянии на шестах. Длительность этой сушки  $20 \div 30$  мин. при температуре  $25 \div 30^\circ$ . Для сушки применяются различные конвейерные сушилки.

Выросток (теленок до 1 г.) и полужонок (2 лет) сушатся в две фазы: первая фаза — подвялка от влажности  $w_1 = 65$  до  $w_2 = 50\%$  производится так же, как у предыдущих кож, в наклеенном состоянии и в тех же сушилках. Длительность сушки 2 часа; температура воздуха  $40 \div 45^\circ \text{C}$ . Вторая фаза — собственно сушка от  $w_1 = 50$  до  $w_2 = 12 \div 15\%$ . Сушка идет при свободной подвеске на шестах в коридорных сушилках с цепным транспортером. Длительность сушки 4 часа при  $t = 40 \div 45^\circ$ . После сушки выросток и полужонок идет на пролежку, вытяжку и увлажнение и затем снова на сушку в натянутом состоянии на металлических рамах.



Фиг. 277.

После этих операций идет глянцовка и последующая сушка, как и для опойки и свиных кож. Расход тепла пара в рационально работающих камерных сушилках доходит для тяжелых кож до  $1\,200 \div 1\,500$  кал/кг испаренной влаги, для легких до  $1\,250$  кал/кг, а в коридорных сушилках для легких кож до  $900 \div 1\,000$  кал/кг влаги.

Гоговая обувь в зависимости от сорта и качества в период изготовления и отделки проходит несколько раз через процесс сушки. Сушка происходит на колодках при температурах для хромовых кож не выше  $40^\circ \text{C}$ , для краснотубной  $30 \div 35^\circ \text{C}$  и замшевых  $30^\circ \text{C}$ .

Длительность сушки здесь варьируется в широких пределах: от 15 мин. до 3 час. Для небольших партий употребляются различные системы сушильных шкафов и камер; для больших производительностей применяются коридорные сушилки, причем здесь чаще всего сушилка располагается под потолком рабочего помещения, освобождая площадь пола для других операций. Схема такой сушилки системы Igeto приведена на фиг. 277. Ботинки укладываются на специальные подвешенные к цепи тележки и двигаются сначала параллельным током, а затем противотоком по отношению к воздуху. Сушилка может работать или по основной схеме сушильного процесса или с возвратом отработанного воздуха.

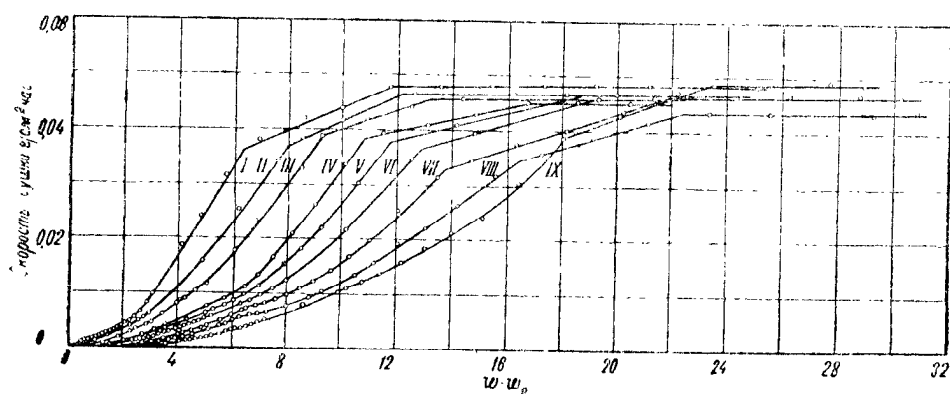
## XXV. СУШКА КЕРАМИЧЕСКИХ ИЗДЕЛИЙ

Сушка в керамических производствах является весьма ответственным процессом. От правильного выбора конструкции сушилки и режима сушки зависит очень часто качество материала, которое влияет на результат дальнейших операций. Здесь сушат как самое сырье до дробления и помола, так и формованные изделия до того, как они поступают на обжиг. Некоторые материалы не боятся высоких температур сушки (песок, кремь, полевой шпат и пр.), у других же повышение температуры выше определенного предела вызывает изменение физико-механических свойств — чаще всего изменение пластичности. Сушка формованных изделий требует определенного режима не только по температуре, но и по влажности воздуха, так как здесь нужно не только удалить влагу, но и сохранить целостность формы при усадке, которая доходит в зависимости от сорта глины до  $5\text{—}8\%$ . (Явление, подобное рассмотренному при сушке дерева, с той лишь разницей, что усадка изделий происходит в начале процесса сушки.)

Разнообразие физико-химических свойств глины определяет различную чувствительность к сушке. Встречаются глины, которые не дают брака при жестком режиме в любой сушилке и при неравномерной сушке, и наоборот, есть глины, которые чрезвычайно чувствительны к сушке, особенно в начальный период.

Глины, обладающие большой пластичностью, требуют более мягкого режима сушки, что связано с увеличением длительности. Опыты сушильной лаборатории ВТИ<sup>1</sup> показали возможность путем добавки золы из гофманских печей и мелкого щебня к наиболее трудным по сушке глинам добиться сокращения длительности сушки и уменьшения трещин. Лабораторные опыты, проведенные другими исследователями,<sup>2</sup> обнаружили, что при мягком режиме различная добавка песка не меняет скорости сушки в период постоянной скорости испарения. Влияние примеси заметно сказывается только во втором периоде сушки, причем одному и тому же содержанию влаги соответствует значительно отличающаяся скорость сушки.

На фиг. 278 приведены кривые скорости сушки образцов каолина при  $t = 40^\circ$ ,  $\varphi = 40\%$ ,  $v = 2,14$  м/сек для различных соотношений каолина и кварца в %: I — 20/80; II — 30/70; III — 40/60; IV — 50/50; V — 60/40; VI — 70/30;



Фиг. 278.

VII — 80/20; VIII — 90/10; IX — 100/0. Из этих кривых мы видим, что примесь песка значительно облегчает диффузию влаги.

Нагрев глины уменьшает вязкость воды и таким образом улучшает движение влаги по капиллярам.

Для ускорения процесса сушки глины в нее можно добавлять электролиты; сернистое железо, смесь хлористого аммония и гидрата окиси кальция. Как показали опыты, электролиты ускоряют сушку кирпича с 4 до 3 дней при применении температур выше  $30^\circ\text{C}$  (при  $t = 15^\circ$  ускорения сушки не наблюдалось). Сушка глины с большим содержанием коллоидных веществ улучшается при введении электролитов. Так, если шамот сам при добавке к глине не обеспечивает форму от растрескивания, то добавка 25% шамота и 4% поваренной соли при сушке при  $65^\circ\text{C}$  даст продукт без трещин; добавка 1% хлорного железа и 33% шамота, 0,4% соляной кислоты и 38% шамота также устранила дефекты. Вопрос о дешевых и эффективных электролитах в настоящий момент широко изучается.

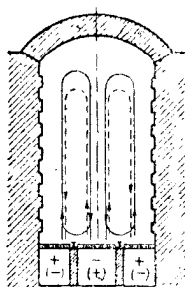
Керамические изделия не переносят высоких температур и быстрой сушки, особенно в начальный период, когда происходит усадка и есть опасность появления трещин. Чем толще изделия, тем больше разность напряжений внутренних и наружных слоев, тем мягче должен быть режим сушки; здесь нужно работать при очень низких температурах и малых скоростях воздуха и при очень высоком насыщении.

Сушка изделий происходит главным образом в периодически действующих камерных сушилках, а сушка кирпича и в камерных и в коридорных сушилках.

<sup>1</sup> „Известия ВТИ“ № 1 (99), 1935 г.

<sup>2</sup> Journ. of Soc. Chem. Ind. Japan. May, 1934 г.

Камерные сушилки могут быть самых разнообразных конструкций и конфигураций и работать по любому варианту сушильного процесса, экономически выгодному и допускающему регулировку процессов. Здесь можно встретить сушилки, работающие с возвратом отработанного воздуха, с промежуточным подогревом, только с подогревом в сушильной камере, конденсационные. Для возможности пользования влажным режимом сушки наиболее подходящей схемой является схема с возвратом отработанного воздуха или с промежуточным подогревом и с возвратом по зонам. (Конденсационные сушилки, как и при сушке дерева, не имеют большого распространения.) При большом количестве камер иногда применяется переключение воздуха примерно по схеме фиг. 223 (без промежуточного подогрева и возврата), т. е. воздух высокой температуры проходит благодаря особым переключающим заслонкам последовательно через камеры с сухим и влажным материалом, и таким образом осуществляются начальные влажные режимы. Направление циркуляции воздуха должно соответствовать укладке материала. Здесь можно встретить направление потоков, как на фиг. 216, 217, 220; часто встречается направление воздуха сверху вниз или снизу вверх, как, например, по схеме фиг. 212.



Фиг. 279.

Сушка кирпича обычно происходит или отработанными дымовыми газами обжигательных печей или газами от специальной топки или горячим воздухом этих же печей или воздухом, подогреваемым в специальных паровых калориферах (при наличии отработанного пара). Выбор теплоносителя зависит от местных условий завода, запасов его отбросного тепла и т. д.; здесь возможны различные комбинации и варианты. Имеются литературные указания против применения для сушки кирпича дымовых газов с содержанием  $SO_2$ , который вместе с влагой дает при наличии в кирпиче извести следы сернистого кальция (налет); если дымовые газы приходят в соприкосновение с подогретым и немного подсушенным кирпичом, то этот газ влияния не оказывает. В каждом отдельном случае нужно прежде, чем отказываться от применения дымовых газов, продумать и оценить возможные последствия, могущие отразиться на качестве продукта. Для красного и огнеупорного кирпича широко применяются коридорные сушилки, работающие противотоком. При сроках сушки выше 50 час. уже оказывается выгодным не перерасходывать средства на транспортные устройства и ориентироваться на камерные сушилки. Обычно камеры выполнены в виде коридоров длиной  $10 \div 12$  м, имеющих с одного или двух торцов двери. Кирпичные стены имеют выступы в  $\frac{1}{4}$  кирпича, на которых помещаются деревянные рамки с сырцом, поставленным на ребро (10—12 полок с  $10 \div 8$  шт. кирпича). Загрузка кирпича в камеры производится вагонетками типа Келлер, при помощи которых сырец подвозится от пресса к камерам. Въехав в камерную сушилку, у которой имеются выступы на стенах, рычаг вагонетки опускается, все полки остаются лежать на этих выступах, а сами вагонетки выезжают за следующей партией. На один погонный метр укладываются в камере три полки, т. е. около 300 шт. кирпича.

Сушка кирпича происходит при помощи газов, подводимых в камеру обычно двумя каналами по бокам или одним центральным (фиг. 279). Отсос газов происходит в первом случае центральным каналом, во втором двумя боковыми каналами. Каналы накрыты плитами, имеют отверстия, и дымовые газы подаются в камеру в виде концентрированных струй; выходящие струи газа подсасывают некоторое количество отработанных газов, за счет чего получается рециркуляция в сушилке. Каналы камер, обозначенных знаком (+), связаны с центральным бором, снабжающим весь блок, состоящий из 30 камер, газами из топки. Каналы, обозначенные знаком (-), связаны с вытяжными трубами.

Имеются различные иные системы снабжения теплом таких камер, работающих или по основному варианту сушильного процесса или по схеме с возвратом отработанного газа как по каждой камере, так и по всему блоку. Режим сушки может регулироваться у сушилки по фиг. 279 как за счет температуры газов в борове, так и количеством газов. Так, из опыта ВТИ при  $t_{бор} = 100 \div 120^\circ \text{C}$  температура в камере могла держаться в пределах  $35 \div 50^\circ \text{C}$ .



Особое значение в этих конструкциях приобретает равномерность сушки, влияющая на производительность камеры. Опытами ВТИ было установлено, что камеры с центральным подводом газа по фиг. 279 дают большую равномерность, чем камера с боковым подводом. Температура сушки для красного кирпича в камерных сушилках в зависимости от пластичности глины колеблется в пределах  $25 \div 35^\circ \text{C}$  в начале сушки и до  $50 \div 70^\circ \text{C}$  в конце.

Строительный кирпич сушится от  $w_1 = 20$  до  $w_2 = 5 \div 8\%$  (кроме этого имеется еще  $5\%$  влаги, выделяемой при прокаливании в печах). Длительность сушки для кирпичей из жирной глины  $3 \div 6$  суток (камерные сушилки).

Сушка красного кирпича из более тощей глины в противоточной коридорной сушилке происходит при температуре входа  $70 \div 120^\circ \text{C}$  при длительности сушки в  $30 \div 40$  час. Для равномерной сушки необходимо добиваться скорости воздуха (газов) не менее  $1,5 \text{ м/сек}$  и ликвидировать все проходы и застойные места. С увеличением садки кирпича при равномерной скорости воздуха или газа производительность сушилки растет.

Длительность сушки нормального шамотного кирпича в коридорных сушилках, работающих по схеме фиг. 101, составляет  $18 \div 24$  часа и для камерных сушилок по фиг. 279  $24 \div 36$  час. Для фасонных изделий простой формы длительность сушки в камерных сушилках доходит до 60 час. Длительность сушки динасовых изделий по кирпичу составляет  $12 \div 18$  час. и по фасону  $20 \div 30$  час.

Влажность шамота до сушки  $15 \div 19\%$ , после сушки  $\sim 5\%$ . Влажность динаса до сушки  $10 \div 18\%$ , после сушки  $0,5 \div 1,5\%$ . По изделиям сухого прессования  $w_1 = 7 \div 9\%$ ,  $w_2 = 0,5 \div 1\%$ .

В начале сушки температура для этих материалов составляет  $40 \div 45^\circ \text{C}$  и в конце коридора от  $90$  до  $140^\circ \text{C}$ .

Сушка огнеупорного кирпича при длительности сушки в  $24 \div 36$  час., при сушке от  $w_1 = 18\%$  при  $t = 85 \div 95^\circ \text{C}$  производилась и в коридорных сушилках инжекционного типа. Движение воздуха в каждой зоне происходит, как и в камерной инжекционной сушилке. Сушилка делится на несколько зон и каждая регулируется количеством инжектирующего воздуха, подаваемого в общий воздухопровод от центральной отопительной системы.

Трепельный кирпич от  $w_1 = 40 \div 45$  до  $w_2 = 15 \div 20\%$  сохнет в 24 часа в коридорных сушилках при  $t \approx 120 \div 140^\circ \text{C}$ .

В коридорных сушилках (сушка кирпича, чистый противоток и только продольное движение газа) оказывается не всегда возможным создать равномерное распределение струй газа, и в результате мы нередко имеем неравномерность сушки, увеличение длительности сушки и брак материала; поэтому здесь нужно применять дополнительную поперечную циркуляцию по зонам или же, так как отстающими всегда являются нижние ряды кирпича, строить коридорные сушилки с увеличивающимся количеством дымовых газов (сушилка с промежуточным повышением температуры см. стр. 171, фиг. 100б), вводя добавочные газы внизу коридора через щели.

Иногда над обжигательными печами для использования теплоты излучения располагаются камерные сушилки; длительность сушки при этом повышается, создаются эксплуатационные неудобства и управление режимом становится чрезвычайно затруднительным. На  $1 \text{ м}^2$  верха печи может быть использовано на сушку у стеллажных сушилок  $150 \text{ кал/час}$  (расход тепла у стеллажных сушилок  $1500 \text{ кал/кг}$  влаги). Отсюда ясно, что процесс сушки здесь должен протекать весьма длительно, доходя до 8 суток.

Длительность сушки формованных изделий зависит от толщины стенок, от качества глины (жирные глины дают большую усадку и требуют более медленной сушки), от формы изделия (сушка изделий неравномерной толщины требует особой тщательности ввиду неравномерной усадки), от режима сушки и конструкции сушилки и т. д.

Здесь трудно дать какие-либо общие указания. При проектировании новых сушилок необходимо выяснение длительности сушки опытным путем.

Ниже указаны некоторые характеристики работающих сушилок и применяемые режимы сушки.

Оформление фарфорово-фаянсовых изделий производится из влажной пластичной массы, которую для получения достаточной механической прочности высушивают. Полуфабрикат, идущий на обточку, доводят от влажности  $22 \div 25$  до  $16 \div 18\%$ ; изделия, идущие на глазуровку, сушат до  $2 \div 4\%$ . Таким образом фарфорово-фаянсовые изделия сушатся минимум два раза — предварительно и окончательно. Усадка фарфорово-фаянсовых изделий доходит до  $6\%$ . Эта усадка должна быть закончена в предварительной сушке, т. е. до влажности  $16 \div 18\%$ , с тем чтобы соблюсти точный размер изделий.

Сушка телеграфно-телефонных изоляторов происходит в различных камерных сушильках. Полупромышленные опыты, проведенные с изолятором весом в сухом виде  $700 \text{ г}$ <sup>1</sup>, показали следующий оптимальный режим. Изолятор выдерживается в гипсовой форме 1 час при  $t = 15 \div 20^\circ \text{C}$ , затем поступает в сушилку, где прогревается  $1\frac{1}{2} \div 2$  часа, начиная от температуры  $40^\circ$  и до  $65^\circ \text{C}$ , и  $\varphi$ , начиная от  $50$  и доходя до  $32\%$ . Сушка велась при  $t = 65^\circ$ , затем  $75^\circ$  при  $\varphi$  от  $32\%$  и заканчивалась при  $\varphi = 15\%$  (повышение температуры, понижение влажности) при  $w_2 = 7 \div 8\%$ . Длительность сушки составляла 12 час. В промышленных условиях в цеху сушка продолжается до 40 час.

Электрические изоляторы<sup>2</sup> крупных размеров после обточки проходят следующий режим сушки (окончательная сушка).

Подвесной изолятор  $G = 1900 \text{ г/шт.}$  сушится от  $w_1 = 10 \div 12$  до  $w_2 = 1\%$  (предварительная полсушка до обточки  $w_1 = 22 \div 33$ ,  $w_2 = 10 \div 12\%$ ) в сушилке с реверсивной циркуляцией при вертикальной скорости воздуха  $\sim 1 \text{ м/сек.}$  Длительность сушки  $18 \div 20$  час. при режиме № 1. Изолятор проходной  $G_2 = 3260 \text{ г/шт.}$  при тех же условиях сушки имел длительность  $15 \div 17$  час. при режиме № 2.

Часы	Режим № 1		Режим № 2	
	$t_c/\varphi$	$t_c/\varphi$	$t_c/\varphi$	$t_c/\varphi$
0	30/72	30/65	8	82/43
2	55/65	55/60	10	88/38
4	67/57	65/55	14	95/32
6	75/50	72/48	18	95/30

Сушка тарелок от влажности  $w_1 = 23$  до  $w_2 = 4\%$  идет при температурах  $60 \div 80^\circ \text{C}$  с длительностью сушки  $3 \div 4$  часа, причем для более мелких тарелок длительность сушки может быть снижена до  $1 \div 2$  час.

Тарелки сначала подсушиваются в гипсовых формах, затем могут подвергаться резкой сушке. Для сушки этого продукта применяются конвейерные сушилки, работающие с интенсивной циркуляцией, а также различные камерные сушилки, работающие с возвратом отработанного воздуха.

Искусственная сушка стекольного припаса в сушилке по фиг. 220 при  $t = 15 \div 30^\circ \text{C}$  производится в течение следующего срока:

1. Лодочки Фурко 45 суток
2. Лодочки заградительные 44 "
3. Донные брусья 34 "
4. Стеновые брусья 30 "
5. Стеклоплавильные горшки емкостью 1 м 60 суток

" " " " 0,6 " 45 "

Ручные ковши на  $70 \text{ кг}$  расплавленного чугуна сушились при  $t_1 = 300 \div 350^\circ$  в камерных сушильках в течение  $1,25 \div 2,5$  часа.

## XXVI. СУШКА КЕРАМИЧЕСКИХ МАТЕРИАЛОВ

(песок, глина, каолин, известняк)

Сушка песка для литейных в настоящий момент приобретает особо важное значение, поскольку все чаще применяют мокрое обогащение, дающее при расформовке форм и стержней зерна требуемой величины.

<sup>1</sup> „Керамика и стекло“ № 5, 1935 г.

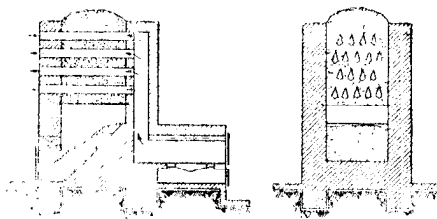
<sup>2</sup> „Керамика и стекло“ № 4, 1930 г.

Но и в природном песке может быть много влаги и его необходимо будет перед сухим обогащением просушить. Жирный песок летней заготовки имеет влажности  $w_1 = 10 \div 12\%$ , тощий  $5 \div 7\%$ , а иногда  $2 \div 3\%$ . Песок после мокрого обогащения имеет  $w_1 = 15\%$ . Влажность песка после сушки желательно довести до  $0,3 \div 0,5\%$ . Сушка песка в большом масштабе может производиться в депо железнодорожного транспорта, для вагонов трамвайного парка для снабжения несочниц и на асфальтовых заводах.

Песок при сушке допускает высокие температуры газов, являясь достаточно устойчивым при нагреве. Это дает возможность иметь во всех конструкциях сушилок повышенные съемы влаги. Если отбросить существующие в производстве устаревшие типы случайных и в большинстве случаев кустарных сушилок, то на сегодняшний день можно говорить о возможности применения газовых тарельчатых (фиг. 147) шахтных, барабанных (фиг. 87) и пневмосушилок.

1) В литературе очень часто делают указания на первый тип сушилки, который имел широкое применение 20–30 лет назад. Но как и в угольной промышленности эти сушилки вытеснены барабанными и трубчатыми, так и при сушке песка они не могут далее иметь широкого применения.

Их основные недостатки: а) они громоздки: вес металла на единицу производительности велик; б) поломка одной из грабель или тарелок вызывает поломку всей сушилки из-за попадания частей в механизм; в) влажный и жирный песок в них образует комки; г) при высоких температурах сушки, которые желательны для песка, нижняя тарелка сильно перегревается.



Фиг. 280.

2) Барабанная сушилка в настоящий момент является наиболее надежной и простой. Здесь мы можем иметь высокие напряжения по влаге, до  $110 \div 120 \text{ кг/м}^3\text{час}$  при температуре газов при входе  $800\text{--}900^\circ\text{C}$  и при выходе  $100 \div 150^\circ\text{C}$ . При этом температура песка не повышается больше  $90^\circ\text{C}$ . Сушилка работает обычно параллельным током. Скорость воздуха в барабане должна быть выбрана такой, чтобы обеспечить отвеивание пыли. Недостатком барабанной сушилки является износ корпуса.

3) Поскольку песок после мокрого обогащения содержит в основном поверхностную влагу и должен при высоких температурах легко сохнуть во взвешенном состоянии, для него нужно признать возможным применение пневмосушилки по фиг. 192, а. В этом случае сократится стоимость сооружения против барабанной сушилки, однако увеличится расход энергии и тепла. В этих сушилках еще в большей степени должен сказаться износ труб. Решение вопроса о трубе сушилки будет зависеть от возможности доводить песок до  $w_2 = 0,5\%$  при достаточно высоких концентрациях материала и малых длинах труб.

4) Шахтная сушилка для сушки песка заманчива тем, что движение массы по полкам не вызовет износа, который мы наблюдаем во всех других типах. Применение продувки воздуха или дымовых газов через слой песка вызывает опасность уноса; снижение скорости вызовет увеличение объема шахты.

Движение сырого песка по шахте вызывает опасность застревания и образования сводов. Сопротивление прохождению воздуха здесь велико за счет мелких фракций песка. Таким образом если и можно говорить о возможности сушки песка в шахтных сушилках, то для влажности не более  $5 \div 7\%$  и при продувке воздуха не по схеме фиг. 158, а по фиг. 280. Здесь дана шахтная сушилка, в которой газы проходят только вдоль коробов, открытых снизу. Здесь они забирают влагу с поверхности скосов, открытых для испарения, а через верхние стенки короба передают тепло песку (в настоящий момент проводятся опыты с такой шахтой). Допустимая температура газов определяется температурой стенки коробов, которая не должна быть выше  $500^\circ\text{C}$ .

Сушка глины происходит большей частью в барабанных сушилках, с непосредственным соприкосновением горячих дымовых газов, реже на подовых сушил-

ках, в которых имеет место неравномерная сушка и происходит понижение пластичности слоев, лежащих на горячей поверхности.

Все сорта глины при перегреве выше  $600^{\circ}\text{C}$  теряют свою пластичность и способность при соединении с отожающими веществами (шамот, кварц и др.) превращаться в массу, хорошо поддающуюся формовке. Начало потери пластичности для различных глин различно: оно начинается для некоторых глин частично при температуре материала в  $150^{\circ}\text{C}$ .

При сушке в барабанных сушилках при работе параллельным током, при хорошем перемешивании глины мы не получим температуру материала при выходе выше этого предела даже при очень высоких температурах газа при входе в барабан, порядка  $700 \div 800^{\circ}\text{C}$ .

Начальная влажность глин  $w_1 = 20 \div 30$ , конечная  $3 \div 5\%$ . Барабаны употребляются как системы Ruggles Coles, так и германский тип с ячейками по фиг. 88, 2. Если глина имеет высокую начальную влажность и замазывает ячейки, первую часть барабана, до  $\frac{1}{3}$  общей длины, после винтовых лопастей выполняют только с лопатками. Для уменьшения замазывания можно добавлять сухой материал или пыль из циклона и пылеотделительной камеры (опудривание) с целью понизить слипаемость. Для эффективной работы барабанной сушилки при глине последняя должна быть хорошо и возможно равномерно раздроблена, иначе крупные куски будут выходить недосушенными, что скажется в дальнейшем при просевке (замазывание сит). Обычно рекомендуется подавать глину в барабан кусками размером не более  $20 \div 30$  мм.

Напряжение объема барабана для сушилок Ruggles Coles (фиг. 90) при  $t_1 = 800^{\circ}\text{C}$ ,  $t_2 = 60^{\circ}\text{C}$ ,  $w_1 = 24,5\%$ ,  $w_2 = 2,7\%$  составляет  $\frac{W}{ZV} = 68$  кг/м<sup>3</sup>час, а при  $t_1 = 800^{\circ}\text{C}$ ,  $t_2 = 60^{\circ}\text{C}$ ,  $w_1 = 8,9\%$  и  $w_2 = 0,7\%$  составляет  $\frac{W}{ZV} = 58$  кг/м<sup>3</sup>час.

Огнеупорная глина сушилась в барабане по фиг. 87 от  $w_1 = 20$  до  $w_2 = 5\%$ . При размере фракций  $0 \div 20$  мм в количестве  $76 \div 61\%$  и размере  $20 \div 50$  мм в количестве  $30 \div 20\%$  напряжение объема барабана по влаге при  $t_1 = 750^{\circ}\text{C}$  составило  $50$  кг/м<sup>3</sup>час, причем наблюдалось замазывание. Чем мельче фракции, тем выше напряжение по влаге.

Сушка каолина, идущего для фарфорово-фаянсовой и для резиновой промышленности, может производиться в тех же подовых и барабанных сушилках, причем следует учесть, что каолин является более чувствительным к температуре, чем другие глины, и поэтому здесь следует опасаться большой потери пластичности. Сушка каолина происходит и после фильтрпрессов в виде кулонов, которые при влажности  $35\%$  поступают в коридорные (фиг. 100, а и 102) сушилки, где сушатся до  $w_2 = 10\%$  при  $t_1 = 150 \div 200^{\circ}\text{C}$  при длительности сушки в 12 час. Ввиду особых требований в смысле чистоты каолина сушка происходит воздухом, нагреваемым до высоких температур огненным калорифером.

В тех случаях, когда каолин допускает сушку при перемешивании, но не допускает соприкосновения с дымовыми газами, применяют сушилку по фиг. 94. Здесь газы при обратном направлении проходят по трубам, которые вместе с основной трубой дают большую поверхность нагрева, работающую при высоких температурах. В этих случаях можно рекомендовать напряжение на 1 м<sup>3</sup> полного объема барабана при  $t_1 = 700^{\circ}$  и  $t_2 = 50^{\circ}$ , равное  $\frac{W}{ZV} \approx 30$  кг/м<sup>3</sup>час при влажности каолина  $w_1 = 25 \div 30\%$  и при сушке до  $w_2 = 2 \div 4\%$ . Сушка каолина в сушилке с ячейками при прямом действии дымовых газов от начальной влажности  $w_1 = 35$  до  $w_2 = 0,5\%$  происходит при напряжении объема  $\frac{W}{ZV} = 50$  кг/м<sup>3</sup>час при  $t_1 = 700^{\circ}\text{C}$  и  $t_2 = 100^{\circ}\text{C}$ .

Сушка известняка от  $w_1 = 10-15$  до  $w_2 = 1\%$  для цементных заводов происходит также в барабанных сушилках, причем здесь ввиду нечувствительности материала к температурам и низкой конечной влажности часто применяется противоток. Характеристика работы барабанных сушилок на этих материалах при противото-

токе дана в табл. 33. Здесь следует считать возможным повышение напряжений, существующих в практике заводов, до  $65 \div 70 \text{ кг/м}^3 \text{ час}$  при  $t_1 = 800 \div 1000^\circ \text{C}$  и  $t_2 = 100 \div 120^\circ \text{C}$  при работе противотоком и более мелком куске.

## ХХVII. СУШКА КОНОПЛЯНОЙ ТРЕСТЫ, СОЛОМЫ И ЛЬНА

Для выработки пенькового волокна используется как солома после обмолота, как и треста, которая получается из соломы за счет длительной мочки ее в воде, во время которой происходит целый ряд биохимических процессов, улучшающих качество волокна. После вымочки треста подвергается естественной сушке в поле и скирдуется.

Сезон переработки заводами тресты и соломы сентябрь — апрель.

Длина стебля тресты и соломы колеблется в широких пределах от 0,6 до 2 м. Толщина от 4 до 10 мм. Солома поступает на пенькозавод с влажностью обычно  $w_1 = 16 \div 18\%$  и редко больше 30%.

Треста должна иметь по кондициям предельную влажность не более 40%, хотя в зависимости от условий хранения и заготовки приходится наблюдать колебания от 15 до 70%.

Для лучшего отделения волокна необходимо иметь влажность около  $w_2 = 10 \div 12\%$ , однако из-за неравномерной сушки по длине стебля и в разных частях камеры солому и тресту приходится пересушивать. Нередки случаи, когда выгружают материал с влажностью  $4 \div 6\%$ , так как только при этой влажности удается иметь приемлемую влажность в отстающих местах сушилки.

Сушка тресты и соломы происходит в камерных сушилках периодического действия (фиг. 212) обычно с возвратом отработанного воздуха. Камеры устраиваются одноярусные с верхней и нижней подачей воздуха и двухярусные с подачей снизу; применяются, но довольно редко, непрерывно действующие коридорные сушилки с загрузкой материала на вагонетках (фиг. 105). Количество загружаемого материала на решетку зависит от конструкции сушилок: у одноярусных сушилок нагрузка  $30 \div 40 \text{ кг/м}^2$  (больше уплотнить снопы вручную не удастся) сырого материала и у двухярусных для уменьшения сопротивления каждого яруса нагрузка не превосходит  $18 \div 25 \text{ кг/м}^2$ .

Если исключить влияние начальной влажности, то в самом процессе сушки нет большой разницы для тресты и соломы. Это подтверждается промышленными и лабораторными опытами, проведенными сушильной лабораторией ВТИ. Этими опытами были выявлены также основные показатели работы сушилок.<sup>1</sup>

1) В действующих сушилках скорость прохождения воздуха через слой составляет величину  $0,05 \div 0,1 \text{ м/сек}$ , хотя более выгодно применять значительно большие скорости, порядка  $0,2 \div 0,25 \text{ м/сек}$ .

2) Длительность сушки для действующих сушилок в значительной степени зависит от начальной влажности; так, при  $v = 0,035 \text{ м/сек}$ ,  $t_1 = 60 \div 75^\circ \text{C}$  и  $w_2 = 6 \div 8\%$  длительность сушки  $Z$  в зависимости от начальной влажности изменяется следующим образом ( $G_1/F \approx 30 \div 35 \text{ кв/м}^2$ ):

$w_1$	20	30	40	50	%
$Z$	4,5	6,0	7,5	8,5	часа

3) Напряжение по влаге на  $1 \text{ м}^2$  решетки зависит от количества подаваемого в камеру воздуха, т. е. от скорости прохождения воздуха через слой, так что при  $t_1 = 60 \div 75^\circ \text{C}$ ,  $\frac{G_1}{F} = 30 \div 35 \text{ кг/м}^2$  напряжение изменяется в зависимости от скорости воздуха следующим образом ( $w_1 = 35$ ,  $w_2 = 12\%$ ):

<sup>1</sup> Н. М. Михайлов, Сушка конопляной тресты и соломы, Гизлегпром, 1936 г.

Скорость воздуха	м/сек	0,03	0,05	0,06	0,09
$W/ZF$	кг/м <sup>2</sup> час	0,90	1,32	1,87	2,53

4) На процесс сушки влияет и плотность укладки материала на решетку. Так, при  $t_1 = 60 \div 75^\circ \text{C}$   $v = 0,06$  м/сек ( $w_1 = 30$ ,  $w_2 = 6-8\%$ ).  
Напряжение изменяется в зависимости от загрузки следующим образом:

$G_1/F$	кг/м <sup>2</sup>	30	40	50	60
$W/ZF$	кг/м <sup>2</sup> час	1,81	3,0	3,61	3,91

Камерные сушилки для конопляной тресты и соломы обычно работают по схеме с возвратом отработанного воздуха. Подогрев воздуха осуществляется паровым калорифером, который в большинстве случаев питается мятым паром от локомотива, приводящего в движение все механизмы пенькозавода. Отопление локомотива происходит кострой, полученной из тресты и соломы после отделения волокна. В эксплуатации постоянно наблюдается сильное засорение пластинчатых калориферов пылью и волокном, понижающее производительность сушилки.

Расход тепла пара на 1 кг испаренной влаги составляет  $1200 \div 1800$  ккал/кг.

В камерных сушилках для тресты мы имеем длительные простои при загрузке и выгрузке, доходящие до  $15 \div 30\%$  от рабочего времени, за счет чего и увеличиваются потери тепла при охлаждении камер.

Расход энергии при правильно выбранных напряжениях должен быть не более  $50$  квтч/т испаренной влаги. Температура воздуха при входе в сушилку обычно держится в зависимости от мощности калориферного устройства в пределах  $60 \div 70^\circ \text{C}$ , хотя в начале сушки совершенно безопасно применять температуру воздуха около  $95 \div 100^\circ \text{C}$ . Степень насыщения отработанного воздуха  $\varphi_2 = 50\%$  при температуре  $t_2^p = 50 \div 40^\circ \text{C}$ .

Опыты, проведенные сушильной лабораторией ВТИ, показали, что для прядильных свойств волокна повышение температуры до  $110^\circ \text{C}$  безопасно даже при длительном воздействии воздуха на сухую тресту.

В результате исследования работы промышленных сушилок сушильная лаборатория ВТИ предложила новый метод сушки тресты и соломы при помощи *дымовых газов*, получаемых от сгорания костры в самостоятельных топках. Такое мероприятие позволит повысить температуру теплоносителя и поднять мощность завода; в этом случае костры хватит с избытком для покрытия всех тепловых и энергетических нужд и заводам не нужно будет покупать дополнительное топливо. Для более тщательной очистки газов от золы и искр (для такого продукта, как треста и солома это особенно важно) устанавливаются два искроуловителя: один до смешения с наружным воздухом кирпичный (см. стр. 340) и другой железный на смеси как на фиг. 298).

При применении дымовых газов с температурой в начале процесса  $110 \div 100^\circ \text{C}$  и в конце  $\sim 85^\circ \text{C}$  при нагрузке решетки  $40$  кг/м<sup>2</sup> тресты при скорости газа в  $0,2$  м/сек и снижении влажности с  $35$  до  $12\%$  длительность сушки составит приблизительно  $3,5$  часа и напряжение по влаге будет  $\sim 3,4$  кг/м<sup>2</sup>час.

Сушка льняной соломы и тресты производится примерно в тех же сушилках и тех же условиях, как и сушка конопляной тресты и соломы. Специальных деталей опытов для льняной соломы мы не имеем. При ориентировочных подсчетах можно пользоваться соотношениями, взятыми для конопли, учтя, что толщина и длина льняного стебля значительно меньше и длина колеблется от  $0,4$  до  $1,2$  м.

По испытаниям Оргэнерго на одном из льнозаводов в камерных сушилках периодического действия при скорости прохода воздуха  $v = 0,1 \div 0,15$  м/сек были получены следующие данные:

Начальная влажность % . . . . .	$w_1^a$	32	20	27,5
Нагрузка кг/м <sup>2</sup> . . . . .	$\frac{G_1}{F}$	4,5	7,5	7,5
Температура при входе в сушилку . . . . .	$t_1$	77,4	78,2	75,3
Длительность сушки в часах . . . . .	$Z$	2,76	2,32	2,10

С изменением плотности загрузки длительность сушки будет<sup>1</sup> изменяться: при  $\frac{G_1}{F} = 11,6$  кг/м<sup>2</sup> длительность сушки будет 5,16 час., а при  $\frac{G_1}{F} = 14,1$  кг/м<sup>2</sup> увеличится до 6,1 часа.

### XXVIII. СУШКА ФОТОПЛАСТИНОК, БУМАГИ И КИНОПЛЕНКИ

При производстве фотопластинок, бумаги и киноленты сушка является весьма ответственной фазой технологического процесса, поскольку эмульсионный слой, который наносится на стекло, бумагу или основу, весьма чувствителен к режиму сушки, чистоте воздуха и условиям транспорта по камере.

Нанос эмульсионного слоя составляет для фотопластинок 350—500 г/м<sup>2</sup>, для фотобумаги ~ 150 г/м<sup>2</sup> и для киноленты 160—300 г/м<sup>2</sup>.

Начальная влажность эмульсии для пластинок 88—90%, фотобумаги 91—93% и киноленты 82—87%. Конечная влажность во всех случаях доводится до 6—10%.

Максимально допустимая температура материала во влажном состоянии определяется температурой расплавления эмульсионного слоя, которая колеблется от 24 до 30° С. В сухом состоянии допустима для фотоматериала температура составляет 40—50° С. Этими пределами в основном и определяются режимы сушки в различных конструкциях сушилок, где в зависимости от длительности, равномерности сушки и системы регулировки имеют место те или иные отклонения.

Обычно при сушке фотоматериалов применяются следующие режимы:

	В начале сушки		В конце сушки	
	$t$ °С	$\varphi$ %	$t$ °С	$\varphi$ %
Фотопластинки . . . . .	22—24	50—80	35—45	20—30
Фотобумага . . . . .	22—26	50—70	40—45	20—30
Кинолента . . . . .	22—24	60—80	30—35	30—40

В конце сушки кинолента и фотобумага обычно некоторое время увлажняются при  $t = 20—25$ ° С и  $\varphi = 65—75$ %. Увлажнение необходимо для того, чтобы повысить влажность эмульсии, которая пересушивается в последней зоне сушилки для того, чтобы уменьшить неравномерность сушки по высоте нетли (при пониженной влажности у негативной пленки при трении появляются электроразряды, вызывающие повышенный брак).

Сушка фотопластинок происходит в нормальных коридорных сушилках (фиг. 100, а), работающих противотоком (обычно длина 30 м, сечение  $1,5 \times 2$  м), в камерных сушилках различных размеров и на вращающихся этажерках (высотой 3 м, диаметром, 2 м), имеющих 4 или 5 полок. На полки этажерок или вагонок укладываются станки с пластинками, расположенными под углом 45°. На одну вагонетку ( $1,3 \times 1,5$  м) в зависимости от формата пластинок может укладываться от 24 до 70 станков с общей поверхностью стекла от 10 до 25 м<sup>2</sup>. Движение воздуха должно быть вдоль коридора и вдоль пластинок; эффект сушки улучшается с повышением скорости воздуха, которую желательно иметь не менее 1 м/сек (доводя в новых конструкциях до 2 м/сек).

Воздух, поступающий в коридор, дабы не загрязнять пластинок пылью, должен быть хорошо отфильтрован. Обычно фильтрация происходит в оросительных башнях, скрубберах с насадкой колец Раннига, которые одновременно служат конденсатором для воздуха в легкое время, когда необходимо понизить влагосодержание

<sup>1</sup> „Льно-пенько-джутовая промышленность“ № 3, 1935 г.

поступающего воздуха, с тем чтобы, дойдя до влажных пластинок на стороне входа, он имел температуру мокрого термометра ниже температуры плавления-эмульсии; в этом случае сушилка работает обычно с возвратом отработанного воздуха как конденсационная сушилка (фиг. 39, стр. 95).

Охлаждающая вода или берется из артезианской скважины или специально охлаждается рассолом.

Сушка киноплёнки и фотобумаги производится обычно в петлевых сушилках (фиг. 109 и 108) с длиной петли 3—5 м<sup>1</sup> и емкостью для бумаги 500—800 м (60—70 пог. м конвейера) и для пленки 900—1500 м (80—140 пог. м); расстояние между осями петель 300 мм; скорость выхода ленты для бумаги 6—10 м/мин и пленки 4—7 м/мин в зависимости от толщины полива и оптимального режима сушки.

В первую зону сушилки, для того чтобы уменьшить опасность расплавления эмульсии, обычно подводят охлажденный воздух из скруббера; затем этот воздух поступает уже через калорифер в последнюю зону сушилки и потом далее перекачивается без подогрева в последующие зоны специальными вентиляторами, раздвигая его по воздуховодам сушилки. Таким образом здесь осуществляется противоточное движение воздуха при поперечном его нагнетании в полости петель.

Охлаждение и очистка воздуха происходят тем же путем, как и в сушилке для пластинок.

Длительность сушки всех фотоматериалов резко зависит от конструкции сушилки, равномерности сушки, формата пластинок или ширины ленты, бумаги и пленки и от толщины полива.

Обычно для пластинок в коридорных сушилках длительность сушки 2,5—4 час. Киноплёнка в петлевых сушилках при указанных выше режимах сушки имеет длительность 3—5 час. Фотобумага в тех же петлевых сушилках сохнет от 45 мин. до 1 ч. 15 м.

## И. ПЫЛЕОТДЕЛИТЕЛИ

При сушке измельченных и мелкозернистых материалов существенной частью сушилки является пылеотделительное устройство, в котором должно наиболее простым и дешевым способом происходить улавливание пыли и мелких частиц материала, уносимого воздухом. Нередки случаи, когда рациональная сушилка с плохим пылеотделительным устройством оказывается менее выгодной, чем сушилка, не удовлетворяющая основным требованиям сушильной техники, но имеющая удовлетворительное пылеотделение. *Пылеотделительное устройство* неразрывно связано с конструкцией сушилки и не всегда правильно будет исключать его при рассмотрении *способа сушки*.

Уносы в сушилках различных конструкций могут достигать чрезвычайно больших величин в зависимости от метода сушки, от крупности и удельного веса самого материала, от скорости газа или воздуха в сушилке, от способа перелопачивания, от формы заполнения ячеек, от способа разгрузки, влажности сухого материала и т. д. Огромную роль при пылеобразовании играет влажность воздуха или газов. Чем выше эта влажность, тем меньше пылеобразование, тем легче происходит осаждение. Это обстоятельство в некоторых случаях может служить причиной выбора этой более дорогой сушилки, работающей перегретым паром.

Величина уноса обычно устанавливается на основании эксплуатационных и экспериментальных данных. Например, если мы сушим химический препарат в форме тонкого порошка в коридорной сушилке на лотках, то длительность сушки велика, *унос незначителен*, пылеотделительного устройства или нет совсем или оно дешево; если этот же препарат сушится в барабанной сушилке, длительность сушки уменьшается, зато резко *возрастает* унос и усложняется пылеотделительное устройство. Например, барабанная сушилка, работающая на германском буром угле при скорости газа в барабане  $2 \div 2,5$  м/сек, при крупности кусков в  $0 \div 5$  мм и сушке

<sup>1</sup> Ширина фотобумаги 1,0 м, фотоплёнки 600 и 1150 мм. Ширина камеры определяется шириной ленты и необходимыми габаритами для прохода и подвески вентиляционных каналов.



от  $w_1 = 55 \div 60$  до  $w_2 = 15\%$  дает унос до  $15\%$  от веса высушенного угля; тарельчатая и трубчатая паровые сушилки, работающие с тем же углем, в зависимости от скорости воздуха и высоты падения угля в приемном бункере дают унос: тарельчатая  $1,5 \div 2\%$  и трубчатая до  $6 \div 7\%$ .

Содержание пыли в отходящем воздухе по тем же причинам меняется также в широких пределах от 2 до  $30 \text{ г/м}^3$ . С увеличением скорости прохода воздуха мимо материала и через материал увеличивается пылесодержание (по исследованиям Simens'a, например, в трубчатой сушилке при подаче воздуха  $10 \text{ 320 м}^3/\text{час}$  пылесодержание составляет  $6,46 \text{ г/м}^3$ , при  $20 \text{ 600 м}^3/\text{час}$  уже будет  $19,2 \text{ г/м}^3$ ), одновременно увеличивается количество более крупных частей материала в уносе.

В основном работа пылеуловителей зависит от размера пылинок, от температуры и скорости дымовых газов или воздуха, состава газов и содержания в них пыли.

Определение состава пыли особенно мелких фракций затруднено, однако оценка их перед расчетом влияет решающим образом на выбор типа пылеотделителя.

Более крупные частицы пыли могут быть рассеяны на ситах. Здесь мы обычно характеризуем рассевку остатками на различных номерах сит или проходом через отверстия, линейный размер которых определяет размер зерна.

ТАБЛИЦА 63

№ сита	I			II				III				
	ASTM <sup>1</sup>			DIN <sup>2</sup>				Меш	Размер отверстий в мм	Число отверстий на дюйм <sup>2</sup>	Размеры куска в микронах	Диаметр проволоки в мм
Страна отверстий в мм	Количество отверстий на дюйм <sup>2</sup>	Величина куска в микронах	№ сита	Страна отверстий в мм	Количество отверстий на см <sup>2</sup>	Величина куска в микронах	Размер отверстий в мм					
2½	8,00	6	8 000									
3	6,73	9	6 730									
3½	5,66	12	5 660									
4	4,76	16	4 760									
5	4,00	25	4 000									
6	3,36	36	3 360									
7	2,83	49	2 830									
8	2,38	64	2 380									
10	2,00	100	2 000									
12	1,68	144	1 680									
14	1,41	196	1 410	4	1,50	16	1 500					
16	1,19	256	1 190	5	1,20	25	1 200					
18	1,00	324	1 000	6	1,02	36	1 020					
20	0,84	400	810	8	0,75	64	750					
25	0,71	625	710	10	0,60	100	600					
30	0,59	900	590	11	0,51	121	510					
35	0,50	1 225	500	12	0,19	144	190					
40	0,42	1 600	420	14	0,13	196	130					
45	0,35	2 025	350	16	0,385	256	385					
50	0,297	2 500	297	20	0,30	400	300					
60	0,25	3 600	250	24	0,25	576	250					
70	0,21	4 900	210	30	0,20	900	200					
80	0,177	6 400	177	40	0,15	1 600	150					
100	0,149	10 000	149	50	0,12	2 500	120					
120	0,125	14 400	125	60	0,102	3 600	102					
140	0,105	19 600	105	70	0,088	4 900	88					
170	0,088	28 900	88	80	0,075	6 400	75					
200	0,074	40 000	74	100	0,060	10 000	60					
230	0,062	52 900	62									
270	0,053	72 900	53									
325	0,044	105 625	44									

<sup>1</sup> ASTM — Бюро стандартов США (Bureau of Standart).

<sup>2</sup> DIN — Германские нормы.

В табл. 63 приведены характеристики стандартных сит Америки (ASTM) и Германии (DIN) II. Тут же даны размеры проходящего через сито куска в микронах [микрон ( $\mu$ ) = 0,001 мм].

В табл. 63, III, приведены часто встречающиеся в английской и американской литературе характеристики сит в английской системе мер — меш (по системе Тейлора).

Пыль, дающая при рассевке (сито DIN) остаток на сите № 5 — 40%, № 10 — 20%, № 20 — 20%, № 70 — 10% и на дне 10%, имеет следующую характеристику крупности: < 86  $\mu$  — 10%; 86 ÷ 300  $\mu$  — 10%; 300 ÷ 600  $\mu$  — 20%; 600 ÷ 1 200  $\mu$  — 20%; > 1 200  $\mu$  — 40%.

Определение размеров пыли ниже 60 микрон обычно производится или путем воздушной сепарации в специальных приборах, протарированных по скорости витания (отвеивание) или путем пылам-анализа. Для определения состава пыли в работающих установках следует брать пробу только из газового потока, поскольку осаждаемые в трубах частицы будут всегда крупнее.

Пыль из сушилки имеет различные размеры зерен. Так, для трубчатой сушилки для бурого угля Rosin<sup>1</sup> считает весь проход через сито № 30 (900 *отв/см<sup>2</sup>*); по опытам Schöpe на том же угле остаток на сите № 70 (4 900 *отв/см<sup>2</sup>*) — 35% и № 50 (2 500 *отв/см<sup>2</sup>*) — 6%. По опытам сушильной лаборатории ВТИ в трубчатой сушилке с подмосковным углем проба из циклона дает остатки на сите № 70 (4 900 *отв/см<sup>2</sup>*) — 35% (среднее значение из 13 опытов); для барабанной сушилки на подмосковном угле проход через сито № 80 (6 400 *отв/см<sup>2</sup>*) — 85%. *Тонкость пыли зависит не только от свойств материала, но и от условий сушки.* Влажность уносимой пыли обычно всегда значительно ниже, чем влажность материала после сушки, вследствие того что, как мы видели (фиг. 257), мелкие частицы, имея большую поверхность на единицу объема, при выходе из сушилки уже имеют пониженную влажность и дополнительно досыхают по пути от сушилки до пылеотделительного устройства, а при сухом способе очистки и в самом пылеотделителе. Например, в трубчатой сушилке мы имеем при  $w_2 = 20\%$   $w_{ун} = 10\%$ , а при  $w_2 = 15\%$   $w_{ун} = 6\%$ . Эта влажность зависит от соотношения крупных и мелких частиц в сушилке, от крупности и размера уноса.

При сушке дымовыми газами, при сжигании зольного топлива грубая и тонкая летучая зола в большинстве случаев летит вместе с несгоревшими частицами топлива; тонкая летучая зола иногда не оседает в сушилке, а уносится отработанным газом или воздухом вместе с пылью продукта. Количественное соотношение грубой и тонкой золы зависит как от свойств топлива, так и от типа топки и напряжения топочного пространства; унос увеличивается при увеличении напряжения топочного пространства.

Цепные решетки с зонным дутьем дают унос до 20% летучей золы. В пылеугольных топках унос доходит до 40—50%. Особые трудности имеют место при сепарации мельчайших частиц уноса из топки с размером 15 ÷ 40  $\mu$ .

Если уносимый с воздухом материал представляет собой ценность или если унос опасен для засорения окрестности или заражения воздуха населенной местности, то его необходимо уловить, причем желательно достичь этого с минимальной затратой тепла и электроэнергии и при небольших затратах на оборудование.

Количество типов пылеотделителей велико и в каждом отдельном случае, в зависимости от стоимости улавливаемого продукта и от величины возможного пылесодержания при выходе воздуха в атмосферу, нужно решать вопрос о выборе наиболее выгоднейшего типа.

Существуют три способа характеризовать к. п. д. пылеотделительного устройства.

1) Общий к. п. д., т. е. отношение веса уловленной пыли к весу всей подведенной пыли. Этот коэффициент не является достаточно правильным для оценки пылеотделительного устройства, так как на него сильно влияет крупность и состав подведенной пыли. Пылеуловитель, удерживающий 70 или 80% мелкой пыли, может иметь более высокое качество, чем пылеуловитель, улавливающий 99% крупной пыли.

<sup>1</sup> „Braunkohle“ № 6, 1926 г.

Трудность пылеулавливания возрастает с уменьшением крупности пыли. Для каждого центробежного пылеуловителя существует *предельная крупность частиц*, которые в нем оседают.

2) Абсолютным показателем качества пылеотделительного устройства можно считать к. п. д., подсчитанный для *отдельных фракций*. Он равен 100% при крупных фракциях и понижается при более мелких. Этот к. п. д. показывает, сколько процентов подведенной пыли улавливается в пылеотделителе при условии, что подводится пыль только одной определенной фракции. Если построить кривую зависимости такого к. п. д. от размера фракции, то такая кривая должна пройти через начало координат. На фиг. 281 приведена такая кривая *f* для пыли от 0 до 100  $\mu$ . Из этой кривой мы видим, что предел сепарации ( $\eta = 50\%$ ) лежит ниже 40  $\mu$ .

3) К. п. д. пылеуловителя при *условной предельной крупности* представляет собой отношение всех уловленных частиц пыли, более крупных чем предельная фракция, ко всем подведенным частицам выше предельной крупности (например, при предельной крупности 60  $\mu$  в оценке участвуют частицы только выше 60  $\mu$ ).

Таким образом если построить зависимость к. п. д. от размера предельной крупности, то такая кривая не будет проходить, как кривая к. п. д. по фракциям, через начало координат. На фиг. 281 приведены три кривые к. п. д. при условной предельной крупности для трех различных составов пыли (кривая *a*, *b*, *c*). Несовершенство такой характеристики пылеотделителя определяется тем, что улавливаемые частицы могут быть больше условной предельной крупности на любую величину или быть очень близки к ней, и таким образом этот к. п. д. зависит от состава частиц выше этого предела.

Для каждого пылеотделителя в этом случае мы имеем ряд кривых зависимости к. п. д. от крупности пыли. Это семейство кривых ограничено сверху линией 100%, а внизу кривой к. п. д. пылеуловителя по фракциям *f*. Пересечения кривых *a*, *b*, *c* с осью ординат дают значение *общего* к. п. д., поскольку при предельной крупности 0  $\mu$  этот коэффициент характеризует пыль по всем фракциям. (На фиг. 281 кривая *a* дана для более крупной пыли, кривая *c* — для более мелкой.)

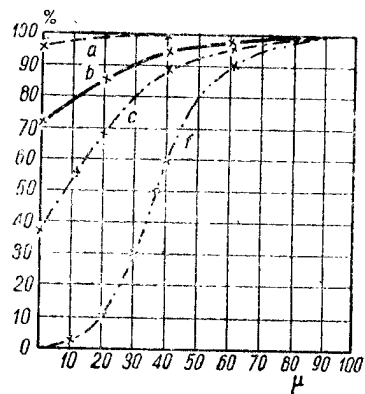
Из фиг. 281 ясно видно несовершенство к. п. д. при условной предельной крупности. При улавливании частиц выше 60  $\mu$  к. п. д. очень велик, хотя общий к. п. д. доходит до  $38 \div 72\%$ . Для частиц крупнее 20  $\mu$  получается еще к. п. д. при условной предельной крупности 85 и 70%, хотя сами эти частицы улавливаются только на 11% (кривая *f*).

Из пылеотделителей, которые могут быть применимы в сушильном деле, должны быть отмечены следующие:

## 1. ЦИКЛОН

Циклон, форма которого ясна из фиг. 282, является самым распространенным и самым дешевым пылеотделителем. Он прост и не требует специального обслуживания и ремонта, но благодаря сопротивлению, создаваемому им, требует дополнительного расхода энергии.

Принцип действия циклона заключается в том, что смесь воздуха или газа и пыли нагнетается с большой скоростью тангенциально в полость цилиндра. При движении вдоль стенок пыль благодаря центробежной силе отделяется от потока газа и выпадает в воронку, очищенный же воздух выходит через центральную трубу циклона. Внутри конической части у стенок иногда имеется одна или две винтовых направляющих, улучшающих движение пыли вниз и препятствующих захвату ее очищенным воздухом.



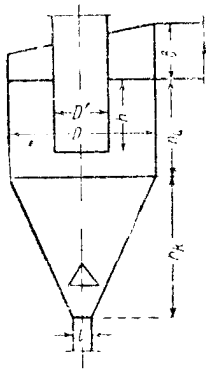
Фиг. 281.

Циклон может работать на нагнетании и всасывании, причем как в том, так и в другом случае в конусе циклона при выгрузке пыли обычно имеет место подсос воздуха, который по пути к выхлопной трубе увлекает пыль и ухудшает таким образом степень очистки. Этот подсос при открытом отверстии может доходить при нагнетании до 20% и при всасывании до 50% от общего количества протекаемых газов. Основное мероприятие для ликвидации подсоса это устройство на выгрузке шиловозового затвора или в виде вертушки или в виде заслонки с противовесом, разгружающейся при накоплении пыли (правда и в последнем случае происходит частичный подсос при выгрузке пыли).

(При установке на нагнетании иногда ставят в конусе циклона вставку в виде пирамиды, обращенной основанием книзу с зазорами 70 ÷ 80 мм, которая уменьшает подсос без ухудшения к. п. д.)

В выхлопной трубе имеют место вихри, которые увеличивают сопротивление циклона. Обычно здесь вставляют успокоительные перегородки.

Степень очистки смеси, которую можно получить при помощи циклона, зависит от крупности кусков, от вязкости воздуха или газа, удельного веса газа и пыли, от скорости воздуха в нагнетательном патрубке, от ширины входного отверстия, от диаметра и высоты циклона и от степени нагрузки.



Фиг. 282.

На к. п. д. циклона огромное влияние оказывает влажность газа и гигроскопичность пыли, так как образуется конденсационное ядро вокруг пылинки, увеличивающее ее вес. Обычно при расчете циклона исходят из размера минимальной частицы, которая должна в нем осесть.

Достаточно *точных методов расчета циклона*, отвечающих действительным величинам, полученным при экспериментальной проверке, в настоящее время *нет*.

При расчете делают целый ряд допущений, например, что пыль распределена равномерно по всему сечению как по тонкости, так и по плотности, что между пылинками нет взаимодействия и т. д.

Один из методов приближенного расчета циклона дан инж. Ворошиловым А. П. в своей книге „Барабанный сушильный агрегат“, при этом:

1. Скорость входа газов в патрубок циклона принимается не выше  $v = 25$  м/сек, так как при повышении этой скорости интенсивность очистки *повышается незначительно*, а сопротивление циклона возрастает пропорционально квадрату этой скорости. При превышении этой скорости, повидимому, появляются вредные вихревые токи, которые отрывают выделившуюся у стенок циклона пыль. Скорость входа газов должна быть не меньше скорости, при которой происходит уже оседание пыли в подводящем патрубке.

2. Площадь входного патрубка (прямоугольник) определяется в зависимости от подачи газов и принятой скорости входа, причем соотношение сторон обычно принимается  $\frac{b}{a} = 1,5 \div 2,0$  (фиг. 282). При составлении табл. 64 принято отношение  $\frac{b}{a} = 2$ .

3. Ширина рабочей части циклона принимается равной ширине входного отверстия  $a$ . Диаметр циклона рассчитывается из условий сепарации минимальной частицы размером  $d$  и удельного веса  $\gamma_m$  [см. Ворошилов А. П., уравнение (206)] по формуле

$$D = \left( \frac{11,2 d \cdot \gamma_m}{\Phi \cdot C \cdot \gamma_a} + a \right) \text{ м}, \quad (169)$$

где  $d$  — приведенный диаметр частицы в м,

$\gamma_m$  — удельный вес частицы в кг/м<sup>3</sup>.

Обычно этот удельный вес (кажущийся) зависит от размера частицы и наличия в куске *прослоек воздуха* и всегда ниже, чем удельный вес плотной массы (истинный). Чем меньше пылинки, тем ближе кажущийся удельный вес к истинному. Однако ввиду отсутствия достаточных опытных данных при расчете цикло-

нов принимается истинный удельный вес, значения которого для различных материалов приведены в табл. 65. В табл. 65' выделены те же значения для углей и приведены наряду с этим величины кажущихся удельных весов, определенные физико-технической лабораторией ВТИ для кусков крупностью 2—5 мм.

$C$  — лобовое сопротивление шара диаметром, равным приведенному диаметру расчетной частицы.

$\Phi$  — коэффициент формы для частиц: неправильно округлой формы  $\Phi = 2,42$ , округло-продолговатой  $\Phi = 2,75$ , продолговатой  $\Phi = 3,08$ , неопределенной  $\Phi = 3,49$ .

Таким образом, чем меньше диаметр циклона, тем выше степень очистки при той же подаче газов.

4. Диаметр выхлопной трубы равен  $D_1 = (D - 2a)$  м.

5. Глубина опускания выхлопной трубы  $h$  определяется глубиной опускания расчетной частицы за время приближения ее к паружной стенке циклона, с тем чтобы защитить ее от захвата отходящим воздухом [там же, уравнение (201)]:

$$h = \frac{4a^2}{D - a}$$

6. Высота цилиндрической части циклона равна  $h_c = h + 0,5 a$ .

7. Высота конической части циклона [там же, уравнение (220)] определяется в зависимости от угла трения пыли о материал циклона  $\text{tg } \beta_n$  и равна

$$h_k = \frac{D - l}{2} \text{tg } \beta_n \text{ м,}$$

где  $l$  — диаметр выпускного отверстия.

8. Для создания винтообразного движения газов в циклоне переходная часть выполняется в виде витка винтовой поверхности, шаг которой равен высоте входного отверстия<sup>1</sup>

$$h_{\text{пер}} = b \text{ м.}$$

9. Скорость отделения расчетной частицы (см. там же, стр. 101) будет равна

$$v_c \approx 0,345 v \text{ м/сек,}$$

и таким образом параметр  $Re$  может быть выражен через

$$Re = \frac{v_c d}{\nu} \approx 0,345 \frac{v \cdot d}{\nu} \quad (170)$$

(где  $\nu$  — кинематическая вязкость в  $\text{м}^2/\text{сек}$  — берется для воздуха по табл. 9).

10. Из уравнений (169) и (170) следует, что

$$\frac{Re}{C} \approx 0,0308 \cdot (D - a) \frac{\Phi}{\gamma_m} \cdot \frac{\gamma_s}{\nu} v,$$

где  $D - a$  — средний диаметр рабочей части циклона, т. е. его конструктивная характеристика;

$\frac{\Phi}{\gamma_m}$  — характеристика материала;

$\frac{\gamma_s}{\nu}$  — характеристика газа;

$v$  — характеристика потока (скорость) в  $\text{м/сек}$ , и таким образом левая часть уравнения является общей характеристикой циклона.

На основании изложенного составлена таблица основных размеров циклона (табл. 64), которая вместе с графиком фиг. 283 дает возможность подобрать соответствующий аппарат.

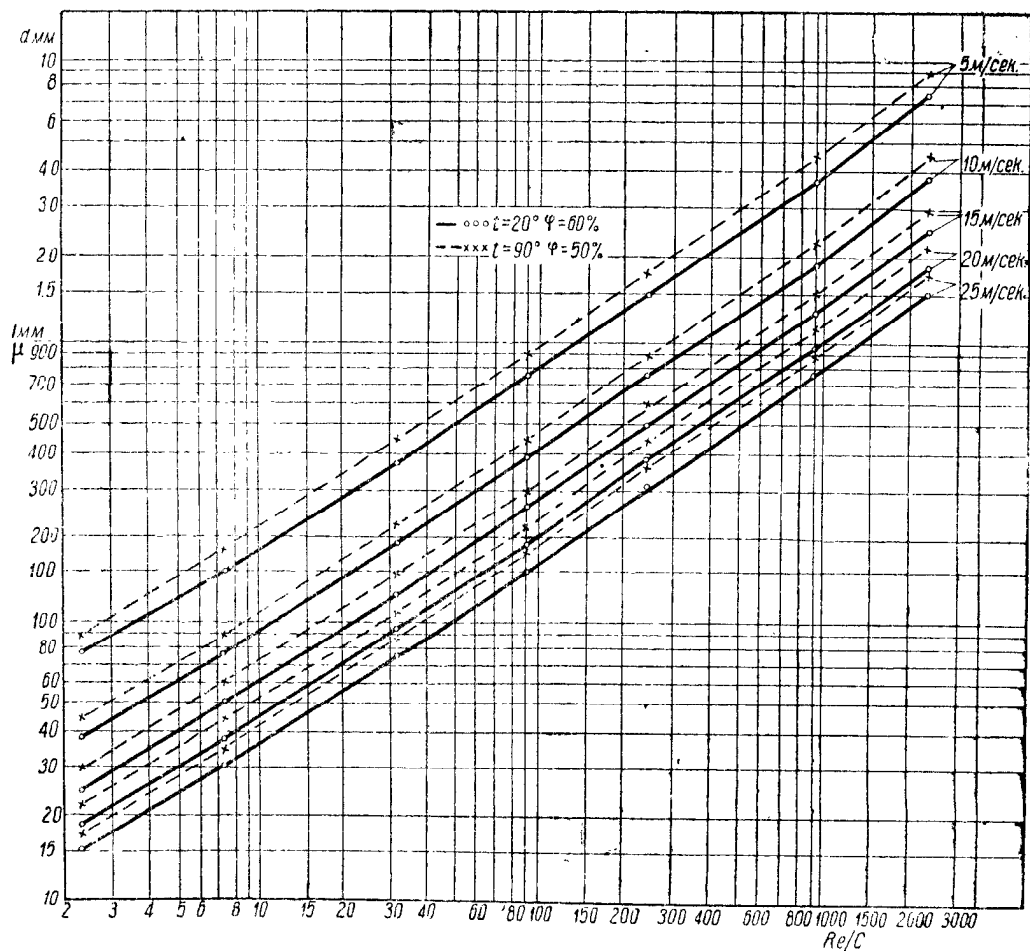
Зная количество газов, проходящих через циклон, выбирают его номер по таблице, исходя из желаемой скорости газов во входном патрубке.

<sup>1</sup> Ряд экспериментаторов указывают на повышение степени очистки с увеличением высоты циклона; поэтому при получении больших сопротивлений (метод подсчета см. ниже) для их снижения, при условии сохранения улова заданной величины частицы, можно идти на увеличение диаметра циклона с одновременным увеличением его высоты.

ТАБЛИЦА 64

№	$Q$ м <sup>3</sup> /час	$D$ м	$a$ м	$b$ м	$F$ м <sup>2</sup>	$l$ м	$h$ м	$h_u$ м	$h_k$ м	$D'$ м	$(D - a)$ м
1	90—450	0,2	0,050	0,10	0,005	0,04	0,070	0,100	0,16	0,1	0,15
2	210—1050	0,3	0,075	0,15	0,0116	0,06	0,100	0,140	0,24	0,15	0,225
3	360—1800	0,4	0,100	0,20	0,02	0,08	0,135	0,185	0,32	0,2	0,3
4	675—3380	0,5	0,125	0,25	0,0375	0,10	0,170	0,230	0,40	0,25	0,375
5	810—4050	0,6	0,150	0,30	0,045	0,12	0,200	0,275	0,48	0,3	0,45
6	1440—7200	0,8	0,200	0,40	0,08	0,16	0,266	0,366	0,64	0,4	0,6
7	2250—11250	1,0	0,250	0,50	0,125	0,20	0,333	0,458	0,80	0,5	0,75
8	3240—16200	1,2	0,300	0,60	0,18	0,24	0,400	0,550	0,96	0,6	0,9
9	4400—22000	1,4	0,350	0,70	0,245	0,28	0,466	0,641	1,12	0,7	1,05
10	5750—28750	1,6	0,400	0,80	0,32	0,32	0,533	0,733	1,28	0,8	1,2
11	7290—36450	1,8	0,450	0,90	0,405	0,36	0,600	0,825	1,44	0,9	1,35
12	9000—45000	2,0	0,500	1,00	0,5	0,40	0,666	0,916	1,60	1,0	1,5
13	14100—70500	2,5	0,625	1,25	0,781	0,50	0,833	1,145	2,00	1,2	1,875
14	20250—101250	3,0	0,750	1,50	1,125	0,60	1,000	1,375	2,40	1,5	2,25
15	27500—138000	3,5	0,875	1,75	1,53	0,70	1,166	1,603	2,80	1,75	2,625

По характеристикам таблицы находят значения  $(D - a)$ ; по характеристике материала и газов соответственно определяют  $\frac{\gamma_g}{\nu}$  и  $\frac{\Phi}{\gamma_m}$ , определив далее из



Фиг. 283.

уравнения (170)  $\frac{Re}{C}$ , при соответствующей скорости из графика фиг. 283 находят размер минимальной частицы, оседающей в циклоне в  $\mu$  или в  $mm$ . Если размер частицы велик, то нужно *выбрать меньший циклон и получить большие скорости*.

Таким образом на данную производительность могут быть поставлены циклоны с малым и большим номером, но эффект их работы будет различным. Наиболее эффективную очистку дадут малые номера при высокой затрате энергии и малый эффект очистки при малой затрате энергии дадут большие номера.

График фиг. 283 составлен для скорости 5, 10, 15, 20, 25  $m/sec$  и для двух характеристик воздуха  $t = 20^\circ C$ ,  $\varphi = 60\%$  и  $t = 90^\circ C$ ,  $\varphi = 50\%$ , причем, как видно из графика, увеличение температуры и влагосодержания ухудшает эффект очистки.

Из уравнения (170) и графика фиг. 283 мы видим, что с увеличением  $\gamma_m \frac{Re}{C}$  падает, т. е. размер осаждаемой частицы уменьшается.

Смушкин П. Н. и Коузов П. А. в своей книге „Центробежные пылеотделители-циклоны“ предлагают определять минимальный диаметр осаждаемой частицы шаровой формы, исходя из уравнения

$$d = 1,197 \cdot 10^4 \sqrt{\frac{\nu \cdot \gamma_a}{\gamma_m \cdot n \cdot \omega} (D - D')},$$

где  $d$  — размер частицы в микронах;

$\nu$  — кинематическая вязкость в  $cm^2/sec$ ;

$\omega$  — средняя скорость вращательного движения воздушного потока в  $m/sec$ .

ТАБЛИЦА 65  
УДЕЛЬНЫЙ ВЕС ТВЕРДЫХ ТЕЛ  
(плотной массы)

Наименование материала	$kg/dm^3$	Наименование материала	$kg/dm^3$
Алебастр . . . . .	2,3—2,8	Медный колчедан . . . . .	4,1—4,3
Апатит . . . . .	3,16—3,22	Мел . . . . .	1,8—2,6
Борная кислота . . . . .	2,6	Мергель землистый . . . . .	2,3
Бумага хлопчатая сухая . . . . .	1,47—1,15	Натриевая селитра . . . . .	2,26
Бура . . . . .	1,7—1,8	Нафталин . . . . .	1,15
Глауберова соль . . . . .	1,4—1,5	Нашатырь . . . . .	1,5—1,6
Глина свежевырытая . . . . .	1,67—2,85	Песок мелкозернистый сухой	1,4—1,5
Глина сухая . . . . .	1,52—1,6	Песчаник . . . . .	2,2—2,5
Гравий сухой . . . . .	1,8	Поваренная соль . . . . .	2,15—2,17
Гравий сырой . . . . .	2,0	Поташ . . . . .	2,26
Графит . . . . .	1,9—2,3	Пр. бка . . . . .	0,24
Зола . . . . .	1,3—2,5	Пшеница . . . . .	1,26
Земля сухая . . . . .	1,6—1,9	Сахар (белый) . . . . .	1,61
Известняк . . . . .	2,46—2,84	Селитра чилийская . . . . .	2,26
Калиевая селитра . . . . .	1,95—2,08	Семя пшеное . . . . .	1,22
Кальций . . . . .	1,85	Семя хлопковое . . . . .	1,06
Каменная соль . . . . .	2,28—2,41	Сера кристаллическая . . . . .	1,96—2,07
Каолин . . . . .	2,2	Серный колчедан . . . . .	4,9—5,2
Картофель . . . . .	1,06—1,13	Сода кальцинированная . . . . .	2,5
Кожа сухая . . . . .	0,86	Сода кристаллическая . . . . .	1,45
Крахмал в куске . . . . .	1,53	Тальк . . . . .	2,7
Лен в волокне . . . . .	1,15—1,3	Хлористый кальций . . . . .	2,2
Лен, просушенный на воздухе	1,5	Цемент . . . . .	0,82—1,95
Магnezит . . . . .	3,0	Цинкорий необожженный . . . . .	0,98
Магний . . . . .	1,74	Цинковый купорос . . . . .	2,04
Магнитогорская руда . . . . .	1,0—4,1	Шерсть овечья (воздушно-сухая) . . . . .	1,32
Марганец . . . . .	7,15—8,03	Шлаки доменных печей . . . . .	2,5—3,0
Марганцевая руда красная . . . . .	3,16		

ТАБЛИЦА 65'

Наименование материала	Кажущийся удельный вес сухой массы кг/дм <sup>3</sup>	Удельный вес плотной массы кг/дм <sup>3</sup>	Наименование материала	Кажущийся удельный вес сухой массы кг/дм <sup>3</sup>	Удельный вес плотной массы кг/дм <sup>3</sup>
Угли			Кизеловский . . . . .	1,13	1,63
Подмосковный . . . .	0,835	1,92	Ткварчельский . . . . .	1,25	1,63
Донецкий антрацит . .	1,46	1,79	Кашпирский сланец . .	1,06	1,54
Донецкий газовый . . .	1,18	1,34	Гдовский сланец . . . .	1,44	2,34
Донецкий тощий . . . .	1,26	1,42	Древесный уголь . . . .	0,4	1,4
Кузнецкий . . . . .	1,24	1,35	Древесный активированный уголь . . . . .	0,26	2,72
Челябинский . . . . .	0,928	1,69	Серный колчедан . . . .	3,92	4,67

Для циклонов, указанных в табл. 64, эта величина составляет примерно  $\omega = 0,715 v$  м/сек.

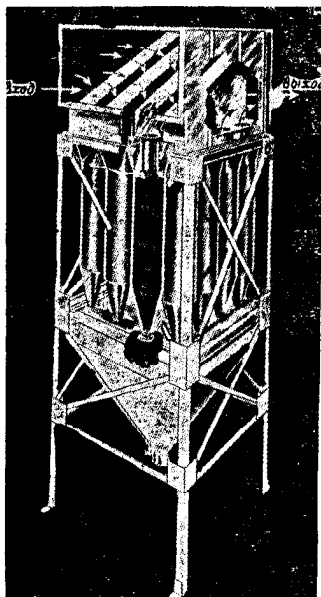
$n$  — число витков.

Остальные обозначения те же, что и в формуле (169).

Из приведенного уравнения видно, что с увеличением глубины опускания выхлопной трубы  $h$  до величины  $b \cdot n$  уменьшается размер осаждаемой частички и повышается степень очистки газового потока.

При больших подачах газа можно включить параллельно батареи циклонов, причем, так как малые циклоны дают ту же очистку при меньшей входной скорости, такое соединение дает пониженный расход энергии.

На фиг. 282а показано конструктивное оформление батареи циклонов малого диаметра (лилипуты), включенных параллельно в газопровод. Газы входят в общую полость между отсасывающими коробками и распределяются сверху по концентрическому сечению циклона. Здесь на выхлопных трубах приварены лопатки, которые направляют газ также тангенциально, как и в циклоне с боковым входом. Освобожденные газы через выхлопные трубы и собирательные коробки направляются к общему воздуховоду. Благодаря такому устройству (которое ясно из фиг. 282а) распределение и сбор газов занимают мало места, и сама батарея циклонов может быть установлена на прямолинейном участке газопровода. Пыль из циклонов поступает в общий бункер, откуда разгружается через затвор. Подобная батарея циклонов была проверена в ЦКТИ и дала высокий коэффициент очистки: до 90—94%.



Фиг. 282а.

Сопротивление циклона простейшей формы может быть ориентировочно определено по уравнению

$$\Delta S_{\text{ц}} = \xi \gamma \frac{v^3}{2g},$$

где

$$\xi = 2,4 \div 2,8 \left( \frac{1}{D'} - \frac{1}{D} \right),$$

где  $D$  и  $D'$  — в м.

Крестообразная вставка на выкидной трубе (успокоительная) уменьшает сопротивление циклона.

Как мы видим из всех сделанных выше выкладок, циклон в отличие от других пылеотделительных устройств при увеличении производительности сушилки

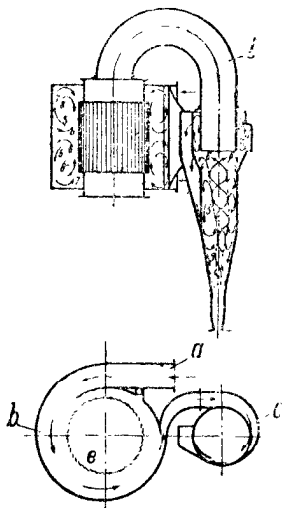


за счет повышения подачи газов при той же запыленности потока улучшает степень очистки при некотором увеличении расхода энергии за счет увеличения скорости входа.

Кроме конструкций нормальных циклонов могут применяться специальные устройства, получившие распространение в котельном хозяйстве при удалении золы.

Так, например, на фиг. 284 представлен пылеуловитель von Tongeren'a. Здесь первичный сепаратор *b* соединен со вторичным циклоном *c*. Газы по патрубку *a* нагнетаются в сепаратор, имеющий сужающееся сечение.

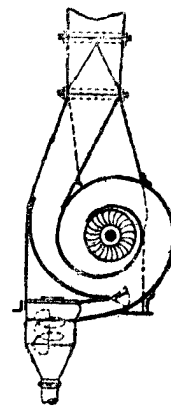
Часть газов с наибольшей концентрацией пыли поступает через тангенциальный патрубок во вторичный циклон (байпас). Выход очищенного газа из циклона в главную трубу производится по патрубку; часть газов может ответвляться сразу в трубу после сепаратора при соответствующем открытии заслонки *e*, причем здесь идут наиболее чистые газы; к этим газам подводятся газы после вторичного циклона. Часть газов, отжигая в улитке, поступает к патрубку *a*, смешивается с новой порцией запыленного газа и затем снова участвует в сепарации.



Фиг. 284.

Для золы при сжигании топлива на цепной решетке при содержании ее в газах в количестве  $3 \div 6 \text{ г/м}^3$  общий к. п. д. циклона доходил до  $85 \div 95\%$  и частный к. п. д. для частиц более  $60 \mu$  составлял  $95 \div 99,5\%$ . Сопротивление всего устройства  $35 \div 45 \text{ мм вод. ст.}$

Конструкция комбинированного (фиг. 285) золоуловителя и циклона предложена Prat-Daniel. Здесь используется центробежное действие ротора вентилятора с последующей сепарацией обогащенного



Фиг. 285.

летучей золой газового потока в дополнительном циклоне. Дымовые газы проходят по спирали вокруг оси дымососа, часть из них, обогащенная пылью (обычно до  $15 \div 20\%$ ), попадает в циклон, откуда снова возвращается к вентилятору и присоединяется к основной массе неочищенного газа. С увеличением количества ответвленных газов улучшается к. п. д. обеспыливания, но увеличивается расход энергии.

## 2. ПЫЛЕОТДЕЛИТЕЛЬНЫЕ КАМЕРЫ

Очень часто в сушильных установках улавливают пыль при помощи осадочных (пылеотделительных) камер, которые или устанавливаются за циклоном или сразу за сушилкой.

Пылеотделительные камеры применяются в тех случаях, когда хотят уловить мелкие частицы пыли в сухом состоянии с малыми расходами энергии, не применяя дорогого оборудования.

В пылеотделительной камере частицы пыли, находящиеся во взвешенном состоянии в потоке газов или воздуха, под влиянием силы тяжести при достаточной длине камеры выпадают из этого потока в собирательную бункерную часть.

Большое значение имеют длина и высота камеры: чем ниже камера, тем быстрее пылинки, движущаяся в потоке, сядет на нижнюю поверхность камеры. Сокращения длины или улучшения к. п. д. можно достигнуть, если устроить в камере промежуточные перегородки. Обычно эти перегородки не мешают сбрасыванию пыли в бункер пылеотделительной камеры. Схема камеры с перегородками приведена на фиг. 286.

Расчет пылеотделительной камеры производится по уравнению отбрасываемой частицы горизонтальным потоком. При расчетах пылеотделительной камеры, точно так же как при расчете циклона, исходят из размера минимальной частицы, которая должна осесть в пылеотделителе. Обычно пылеотделительные камеры применяются для улова частиц со значением  $Re < 1$ .

Для этого случая коэффициент лобового сопротивления для шара может быть выражен уравнением (Rauch & Staub 10, 1930 г.)

$$C_{wi} = \frac{24}{Re} \left( 1 + \sqrt[3]{16 Re} \right). \quad (171)$$

Принимая же во внимание коэффициент формы (см. циклоны, стр. 325), имеем  $C = C_{wi} \Phi$ .

Конечная установившаяся скорость падения той минимальной частицы, которую нужно осадить в камере, выражается уравнением [см. А. П. Ворошилов „Барабанный сушильный агрегат“, уравнение (20)]

$$v_{\kappa} = -2,665 \frac{v}{d} + \sqrt{7,1 \frac{v^2}{d^2} + 1,453 \frac{d \cdot \gamma_m}{\Phi \cdot \gamma}} \text{ м/сек},$$

и поэтому время падения частицы на высоту  $h_{\kappa}$  (вся рабочая высота камеры или расстояние между перегородками)  $Z = \frac{h_{\kappa}}{v_{\kappa}}$  сек.

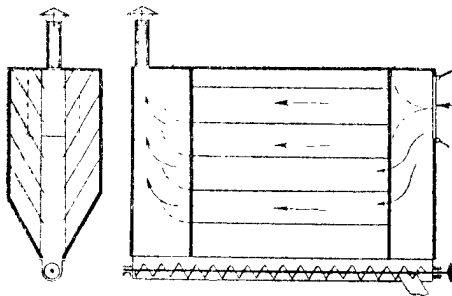
Тогда рабочая длина камеры будет

$$L_{\kappa} = v_1 Z,$$

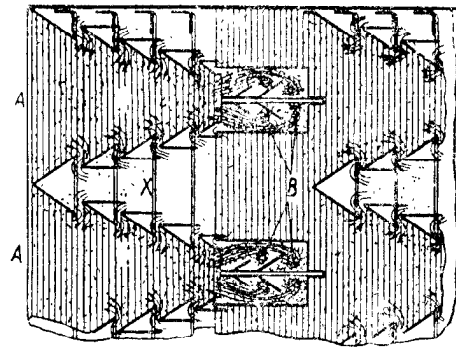
где  $v_1$  — скорость частицы под влиянием потока газа.

Пренебрегая отставанием пылинки от воздушного потока ( $v_2$ ),  $v_2 = v_1$  и, стало быть,  $L = v_1 Z$ .

Значения  $h_{\kappa}$  и  $v_2$  определяют конструктивные размеры камеры в зависимости от намеченной крупности минимальной частицы. Как следует из вышеприведенного уравнения, для уменьшения длины камеры выгодно применять перегородки с мини-



Фиг. 286.



Фиг. 287.

мальными размерами  $h_{\kappa}$  (фиг. 286). Расчетная величина  $h_{\kappa}$  или  $\sum h_{\kappa}$  является рабочей частью камеры. Размеры и наклон стенок бункера, а также наклон полок определяются коэффициентом трения пыли о материал полок и стенок. Обычно для пыли  $\operatorname{tg} \beta = 1,8 \div 2,0$ .

Расчетная длина камеры  $L$  является рабочей частью. Габаритные размеры камеры определяются конструктивными добавками (фиг. 286) на разворот потока на входе и выходе, которые в свою очередь частично определяются размерами и расположением входных и выпускных отверстий.

Целый ряд других сухих пылеотделителей (механические фильтры), основанных на принципе поворота и удара струи (основной фактор — инерция частицы, выводящая ее из газового потока), редко употребляются у сушилок благодаря значительным сопротивлениям, которые создают эти конструкции.

На фиг. 287 представлен поперечный разрез одного из современных золоуловителей, который хорошо себя зарекомендовал в котельных (Vorticose) и который в некоторых случаях может быть использован и для сушилок.

Поток газов резко изменяет направление, так как должен проходить через узкие промежутки между перегородками. Частицы пыли по инерции двигаются вперед и попадают в камеры ловушки  $B$ , закрытые сверху. Пыль оседает, а газ присоединяется к главному потоку через камеру  $x$ .

### 3. МОКРОСУХОЙ ПЫЛЕОТДЕЛИТЕЛЬ

Для лучшего отделения пыли за циклоном могут быть устроены различного рода камеры, в которых создается завеса из распыленной теплой воды с температурой  $50 \div 60^\circ \text{C}$ . Основной принцип мокрого пылеотделения — это утяжеление частицы пыли за счет осаждения на ней пленки воды, которая способствует ее выпаданию. При увлажнении пыль оседает вместе с водой в виде жидкого шлама, который отводится в специальные бассейны.

Очистка воздуха при помощи мокрого пылеотделителя дает возможность уловить мельчайшие частицы продукта. Смачивание достигается: 1) впрыскиванием воды при помощи сопел и брызгалок, 2) каскадным орошением, 3) посредством смачиваемых поверхностей (Рашига и др.).

Более высокая температура воды облегчает образование паротумана, улучшающего смачивание пылинки. Различные материалы имеют различную смачиваемость, зависящую от формы и структуры наружных поверхностей. Нередко можно видеть пыль, плавающую в воде, т. е. малопригодную для осаждения в мокром пылеотделителе; поэтому следует каждый раз новые не исследованные продукты проверять на смачиваемость.

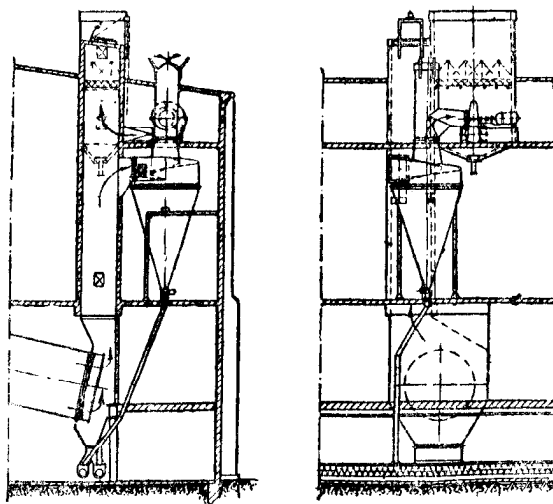
Скорость прохождения пыльного воздуха мимо форсунок желательно иметь не выше  $1 \div 1,5 \text{ м/сек}$ . Скорость воздуха в слое колец Рашига должна быть около  $1 \text{ м/сек}$  (отнесенная на свободное сечение). Чтобы уменьшить размеры помещения для мокрого пылеотделителя, завод Telex и завод Вискаи ставят за циклоном перед камерой специальной конструкции чугунный вентилятор с алюминиевым или медным крылом, в котором распыливается вода, подводимая под давлением в полую втулку. Благодаря хорошему перемешиванию воды с воздухом получается удовлетворительный эффект пылеотделения. Шлам отводится через специальное отверстие, расположенное внизу кожуха вентилятора.

На фиг. 288 представлена схема устройства мокросухого пылеотделителя системы Вискаи для трубчатых сушилок, у которого распыливается вода как в вентиляторе, так и в камере, расположенной за вентилятором. В пылеотделительной камере перед соплами устроена фильтрующая набивка (например, кольца Рашига, толщина слоя  $200 \div 250 \text{ мм}$  и диаметр колец  $d = 25 \div 30 \text{ мм}$ ), проходя которую, воздух очищается, осевшая же на ней пыль смывается водой. Эта набивка способствует более равномерному распределению потока и дает большое поверхностное соприкосновение воды и пыли.

Расход воды на такое пылеулавливание составляет около  $1,5 \div 2,5 \text{ м}^3$  на  $10\,000 \text{ м}^3$  смеси в час или  $50 \div 100 \text{ л}$  на тонну сухого угля при сушке от  $W_1 = 50$  до  $W_2 = 15\%$ . Установленная мощность для такой комбинированной установки составляет приблизительно  $10 \text{ л. с.}$  на  $10\,000 \text{ м}^3$  смеси в час, причем эта цифра может изменяться в зависимости от взаимного расположения циклона и вентилятора.

Степень очистки отходящего воздуха (к. п. д.) таким мокросухим пылеотделителем при сушке угля доходит до  $98\%$ ; воздух обычно уходит после него с пылесодержанием  $0,1 \div 0,5 \text{ г/м}^3$ .

Для уменьшения габаритов сечения может быть применен золоуловитель Madave, где очистка происходит при прохождении газа мимо вертикально расположенных в шахматном порядке элементов, орошаемых с наружной стороны водой (скорость газа на габариты сечения  $3-4 \text{ м/сек}$ ; коэффициент очистки  $0,9$ ; сопротивление золоуловителя  $\approx 20 \text{ мм вод. ст.}$ ).



Фиг. 288.

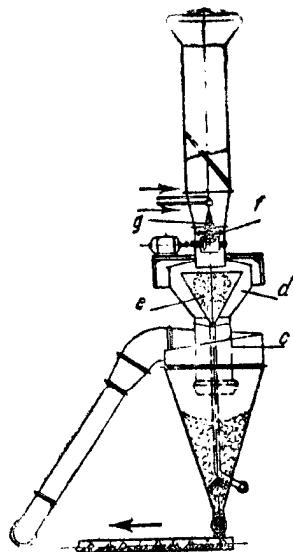
В последних работах сушильной лаборатории ВТИ получены хорошие результаты очистки ( $\eta = 0,9 - 0,98$ ) в скрубберах с насадкой (плоские пластины, как у пленочной градирни и наклонно поставленные планки — жалюзи), при скорости газа 3—3,5 м/сек (по габариту) и сопротивлении 20—30 мм вод. ст. Механический унос воды был устранен постановкой элиминаторов (жалюзи).

Комбинация циклона с мокрым пылеотделителем представлена на фиг. 289. Отсос газов из циклона происходит через центральную трубу *c*, в которой расположены успокоительные перегородки *d* и воронка *e* для собирания шлама. Орошение очищенного в циклоне воздуха происходит при помощи форсунки, расположенной над крылом винтового вентилятора *f*, который вместе с конусом *g* дает перемешивание и ровную завесу воды в трубе. Выше в трубе расположены отражатели для удержания капель воды. Шлам выводится из циклона по трубе, не увлажняя сухую пыль в циклоне. Общий к. п. д. такой установки уже составляет ~ 99%.

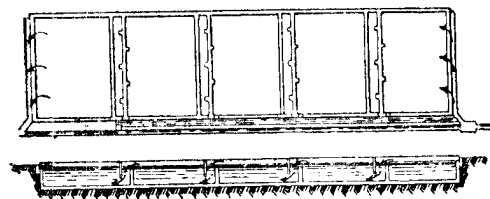
При эксплуатации мокрого пылеотделителя возникает вопрос о выборе способа обратного получения продукта из шлама за исключением случаев, когда сухой

продукт не представляет ценности и шлам разрешается отводить в канализацию. В зависимости от уноса при сушке содержание сухого вещества в шламме составляет от 10 до 160 г/кг воды.

Иногда высокоценные продукты отфильтровывают на вакуумфильтрах, ленточных фильтрах, иногда на фильтрпрессах, причем полученный материал с влажностью 30 ÷ 50% снова проводится через сушилку. Вакуумфильтр состоит из вращающегося металлического цилиндра, боковая поверхность которого собирается из металлических плит с отверстиями. Внутренняя полость цилиндра



Фиг. 289.



Фиг. 290.

разделена перегородками на три секции, причем в каждой секции при определенном положении цилиндра через ось создается вакуум, нуль или небольшое давление. Когда цилиндр проходит вакуумзону, шлам, находящийся в корыте, смачивает сукно и фильтруется, затем, пройдя нулевую зону, отфильтрованный материал благодаря давлению в третьей зоне отходит от сукна и легко снимается соответствующим скребком.

Вакуумфильтр иногда комбинируется с сушилкой (фиг. 112), через которую проходит бесконечная металлическая сетка, охватывающая вакуумфильтр; на этой сетке между ячейками остается осажденный материал.

Примерная производительность 1 м<sup>2</sup> площади фильтра составляет 1,5 ÷ 2,5 м<sup>3</sup> воды в час при содержании в шламме сухого угля 1% и при вакууме 50 мм рт. ст. Потребная мощность на поддержание вакуума и на вращение при указанной выше нагрузке примерно составляет 2 ÷ 3 л. с. на 1 м<sup>2</sup> фильтрующей поверхности. Строят эти фильтры размером от 1,6 до 32 м<sup>2</sup>.

При относительно дешевом продукте, например, уголь, шлам из мокрого пылеотделителя пропускают в отстойные земляные бассейны, где влага или просачивается в почву или испаряется с поверхности, а взвешенные частицы оседают на дне. После выключения одного из бассейнов обычно один раз в год уголь досыхает и когда доходит до влажности 60%, его выгребают и пускают снова

в сушилку. Площадь отстойных бассейнов выбирают из расчета  $1 \text{ м}^2$  на  $1000 \text{ кг}$  газа в час, в других случаях исходят из расхода воды и времени отстаивания от 2 до 24 час.

На фиг. 290 приведен пример устройства одного из бассейнов брикетного завода в Германии, ведущего сушку бурого угля на трубчатых сушилках при притоке шламма в  $0,75 \text{ м}^3/\text{мин}$ . Размер бассейна - пять секций  $18 \times 15 \times 1,50 \text{ м}$  (вода отстаивается в нем 24 часа).

Отфильтрованная из шламма вода как при вакуумфилтрах, так и при других фильтрующих устройствах может снова поступать на орошение. Обычно при этом потери воды составляют  $15 \div 30\%$ .

При сушке дымовыми газами, содержащими  $\text{SO}_2$ , промывочная вода может поглощать часть этих паров, поэтому при отсутствии возврата воды следует ставить вопрос о нейтрализации щелочью или всего шламма или воды, которая после отстоя пыли сходит в водоемы. Также в связи с наличием в газах  $\text{SO}_2$  вырастает опасность коррозии стенок оросительной камеры, в связи с чем их защищают свинцом, бетоном, стеклом, лаками.

Иногда для улавливания золы из газов перед поступлением их в сушилку, когда нельзя применять воду, имеется возможность использовать масло, которое допускает в этом случае нагрев до  $350^\circ \text{C}$ . Такие золоуловители обычно состоят из пучка труб, по которым масло течет тонкой пленкой. Газы проходят через этот пучок поперек; зола оседает и вместе с маслом уходит в отстойные баки, откуда отфильтрованное масло снова нагнетается в золоуловитель.

#### 4. МАТЕРЧАТЫЕ ФИЛЬТРЫ

В случаях, когда температура отходящего воздуха невысокая и унос составляет очень мелкую пыль, которую желательнее получить в сухом виде, применяют матерчатые фильтры. Матерчатые фильтры задерживают пыль меньшую, чем поры ткани, за счет ворсистости, поверхностного осаждения и фильтрующего действия самого материала, вошедшего в поры.

Ввиду того, что в сушильном деле мы имеем обычно большое пылесодержание в отходящем воздухе, необходимо все время производить очистку ткани фильтра. Поэтому фильтры типа Бета, имеющие автоматическую чистку, очень подходящи для этой цели. Матерчатый фильтр состоит из деревянной или металлической камеры, в которой расположен ряд конических или цилиндрических матерчатых рукавов; воздух, войдя в камеру, поступает внутрь рукавов, фильтруется, а очищенный отсасывается из наружной полости. Все рукава натянуты, причем натяжка поддерживается особой рамкой; при помощи механизма, расположенного наверху камеры, действующего через каждые  $5 \div 6 \text{ мин}$ , производится встряхивание рукавов, причем сухая пыль падает в воронку или к шнеку.

Устройство фильтра Бета со встряхивающим механизмом и периодической продувкой рукавов свежим воздухом показано на фиг. 291. Матерчатые рукава *a* соединены в секции (на фиг. 291 четыре секции); нижние открытые концы рукавов присоединены к штуцерам заборных воронок *d*; подлежащий очистке запыленный воздух поступает через приемный бункер *e*, снабженный обратными клапанами *q*; через эти клапаны воздух равномерно распределяется по секциям и засасывается в рукава; очищенный воздух поступает через попеременно открывающиеся клапаны *n* в канал *i* и выкидывается вентилятором наружу.

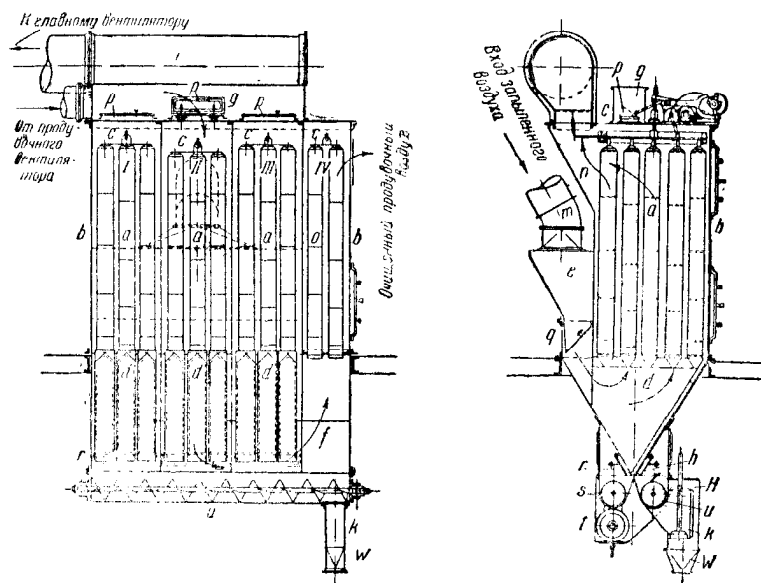
Время от времени происходит очистка фильтров при помощи встряхивающего механизма, расположенного наверху камеры. Продувка воздухом при этом производится следующим образом:

Поворотные заслонки *n* механически закрываются и открывается клапан *p*, расположенный в продувочном канале *g*, через который поступает свежий воздух под давлением в  $80 \div 120 \text{ мм вод. ст.}$ , подаваемый специальным вентилятором. Воздух проникает извне в рукава и очищает поры ткани. Падающая вниз из рукавов пыль поступает через заслонку *r* в пылевой шнек и удаляется через затвор *s*. Через шнек удаляется также продувочный воздух, который через канал *f* поступает в специальную секцию *IV*, где перед выбросом в атмосферу очищается

при помощи специальных рукавов. При проходе продувочного воздуха через воронки *d* обратный клапан *q* закрывается, так что нет сообщения между приемным бункером *e* и самой секцией фильтра, которая подвергается продувке.

Преимущество матерчатых фильтров заключается в их высоком коэффициенте обеспыливания, достигающего величины  $97 \div 99\%$ . Недостатками этих фильтров являются большое сопротивление, возрастающее по мере их работы, и невысокие температурные пределы, допустимые для очищаемого воздуха. При температурах ниже точки росы происходит замазывание рукавов (это явление происходит чаще всего при пуске сушилки и иногда выводит фильтры совершенно из строя; для понижения конденсации устанавливается ввод в систему дополнительного горячего воздуха, повышающего температуру смеси на  $10 \div 20^\circ\text{C}$ ), а при температурах, превышающих  $115 \div 120^\circ$ , рукава становятся ломкими или даже могут обугливаться.

Фильтры эти имеют большие габариты из-за больших поверхностей фильтрации, которые рассчитываются на условия прохода воздуха при небольших сопротивлениях.



Фиг. 291.

Пылезадерживающая способность тканей зависит от их качества. В общем можно считать, что ткани менее плотные, но ворсистые (например, шерстянка Мельстроля, саржа полушерстяная, шерстяная байка) обладают меньшим сопротивлением и значительно большей пылезадерживающей способностью, чем ткани плотные, маловорсистые (хлопчатобумажные) и обладающие большим сопротивлением. Наилучшими тканями для фильтров в отношении минимального сопротивления и максимальной пылезадерживающей способности являются такие, которые обладают большой суммарной площадью отверстий для прохода воздуха при минимальной площади сечения отдельных отверстий. Сопротивление отдельных элементов фильтра (входного бункера, входа в рукава, камеры, соединительных патрубков) зависит от конструкции последних; общее сопротивление шестисекционного фильтра Бета по опытам ВЦИЭООТ<sup>1</sup> выражается следующей формулой:

$$\Delta S_3 = 0,03 \omega^{1,282},$$

где  $\Delta S$  — сопротивление нового фильтра в мм вод. ст.;

$\omega$  — напряжение ткани в  $\text{м}^3/\text{час}$  на  $1 \text{ м}^2$ .

Потребную мощность для матерчатого фильтра обычно грубо считают приблизительно  $2-3 \text{ квт}$  на  $10\,000 \text{ м}^3/\text{час}$  газа.

<sup>1</sup> „Отопление и вентиляция“, № 1, 1933 г.

Общий коэффициент очистки фильтра тем выше, чем меньше напряжение и чем больше начальное пылесодержание воздуха. Шестисекционный фильтр Бета давал при:

напряжении $\text{м}^3/\text{час м}^2$	начальном пылесодержании $\text{мг}/\text{м}^3$	общий к. п. д.
90	500—1 600	99,66—99,7
180	450—1 550	99,47—99,67
300	100— 950	99,1 —99,25

Обычно матерчатые фильтры доводят в отходящем воздухе остаток пыли до  $10 \div 30 \text{ мг}/\text{м}^3$ . Выбор напряжения ткани зависит от характера пыли и желаемой степени очистки, от стоимости эксплуатации и от технически допустимых для данных условий габаритов фильтра. По данным ВЦИ.ЭООТ наимыгоднейшее напряжение с точки зрения стоимости эксплуатации для фильтров Бета, изготавливаемых Союзиродмашиной, при применении ткани — шерстянки Мельстроя, в зависимости от величины фильтра следует считать  $225 \div 200 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{час}$ . В практике сушильного дела встречаются напряжения от 100 до  $300 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{час}$ .

Пример установки матерчатых фильтров у сушилки Krause, работающей по принципу распыливания жидкости, был дан на фиг. 170. (В этих сушилках напряжение  $\omega$  иногда доводят до  $60 \text{ м}^3/\text{м}^2\text{час}$ .)

Рукава требуют довольно частой смены, поскольку они теряют постепенно свою фильтрующую способность. Срок службы обычно не более одного года. Наличие в газах  $\text{SO}_2$  и особенно сажи увеличивает износ фильтра. Для высоких температур газов сделаны попытки применения *асбестовых* рукавов, что, однако, не нашло широкого применения.

### 5. ЭЛЕКТРОСТАТИЧЕСКИЕ ФИЛЬТРЫ

Электростатические фильтры осаждают пыль в сухом виде, имеют высокий к. п. д. (степень очистки) и чрезвычайно низкие сопротивления, почему все больше и больше применяются в сушильном деле. Главным препятствием развития является их высокая стоимость. Преимущество электроочистки: высокая степень очистки, незначительный расход энергии, экономия места, автоматичность действия.

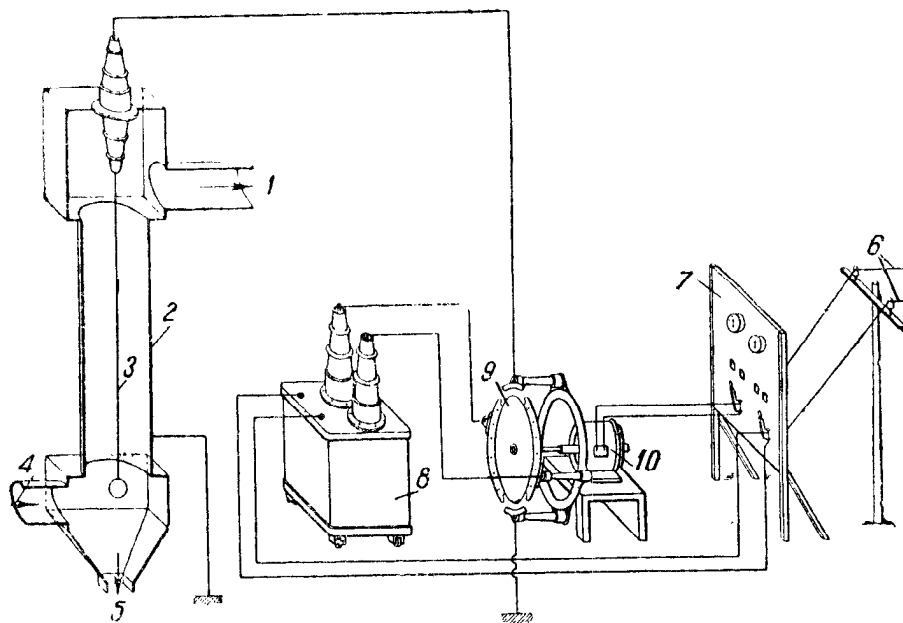
Электроочистка известна давно, но свое техническое развитие получила лишь тогда, когда удалось при помощи трансформатора получить ток высокого напряжения и превращать переменный ток высокого напряжения в постоянный.

Принцип действия электростатического фильтра заключается в том, что запыленные газы пропускаются между двумя электродами, создающими сильное электрическое поле. Один из электродов (коронирующий) имеет поверхность, во много раз меньшую, чем другой, и держится под постоянным отрицательным высоким напряжением; потенциал второго электрода, имеющего большую поверхность, посредством заземления делается равным нулю. Частицы пыли заряжаются коронирующим электродом отрицательно и отбрасываются к заземленному электроду, где теряют свой заряд и падают под действием собственного веса.

Степень очистки газа в значительной степени зависит от разности потенциалов между электродами; так как газы имеют очень низкую электропроводность, применяется высокое напряжение, порядка  $40\,000 \div 65\,000 \text{ в}$ . Эта величина должна быть, конечно, ниже, чем пробойное напряжение (искровое). Ток нужен постоянный, так как иначе частица пыли, меняя свое направление, сильнее захватывается проходящим газом (по опытам переменный ток дал лишь 60% эффекта, полученного при постоянном токе).

Схема устройства электростатического фильтра и схема его включения приведены на фиг. 292, где 1 — выход очищенного газа, 2 — заземленный электрод, 3 — коронирующий электрод, 4 — вход пыльного воздуха или газа, 5 — выход осажденной пыли, 6 — подводка переменного тока (если ток постоянный, ставится добавочно умформер) низкого напряжения, 7 — распределительное устройство, 8 — трансформатор высокого напряжения,  $50\,000 \div 65\,000 \text{ в}$ , 9 — выпрямитель высокого напряжения, 10 — синхронный мотор. В схеме дополнительно вводятся различные приспособления для регулирования рабочего напряжения и предохранительные устройства на случай пробоя (при малых нагрузках пыли пробой не вызывает воспламенения).

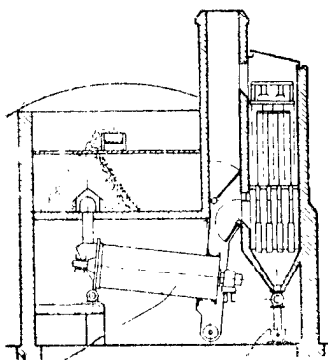
Коронирующий электрод выполняется обычно в форме проволочной сетки с крупными клетками, при которой получается равномерный излучающий эффект. Заземленный (осадительный) электрод выполняется в виде плит из волнистого железа, плоских железных пластин, проволочных сеток или бетонных пластин толщиной



Фиг. 292.

в 30 мм с внутренней проволочной сеткой. Расстояние между электродами  $100 \div 200$  мм, большей частью около 180 мм.

Так как обычно пыль не сразу соскакивает с электродов, а нарастая, ухудшает эффект ионизации, последние обычно снабжаются специальными встряхивающими приспособлениями: удар молотком по штангам, связанным с заземленными плитами, встряхивание при помощи подъема и опускания излучающих сеток и т. д. (удары обычно через  $5 \div 15$  мин.). При мелкой пыли коронирующий электрод также обрастает и требует механического воздействия. Отвод пыли из электрофильтра происходит при помощи специальных карманов, расположенных под каждым звеном (фиг. 293, 295). Бывают осадительные электроды и в виде шестигранных трубок,  $200 \div 300$  мм, внутри которых проходят коронирующие проволоки. (Устройство последних электрофильтров только вертикальное.) При таком устройстве (сотовый фильтр) можно работать с большими скоростями воздуха, до  $3,0$  м/сек, однако это устройство более сложно и не допускает встряхивания.



Фиг. 293.

В зависимости от направления потока газа и местных условий расположение фильтров может быть горизонтальным (камерное) или вертикальным. Вертикальное дает меньшее сопротивление прохождению воздуха и лучшее распределение струй по всему фильтру, но зато в нем несколько сильнее происходит насыщение очищенного воздуха уже осажденной пылью, хотя в последних конструкциях и этот недостаток устранен созданием новой формы заземленного электрода, при котором осевшая на электроде пыль падает к собирательным карманам и рукавам по щели, образованной двумя соседними пластинами. Фотография и схема приведены на фиг. 294, а и б (эти же карманы могут применяться для лучшей очистки заземленного электрода и в горизонтальных камерах).



Скорость газов выбирается в зависимости от материалов, конструкции камеры и осадительных электродов в широких пределах, от 1,2 до 3,0 м/сек. Этой скоростью и определяется сечение фильтра. С повышением скорости степень очистки всех фильтров ухудшается. Так, например, на Сталиногорской ГЭС для золы при скорости  $v = 1,6$  м/сек,  $t = 200^\circ \text{C}$  к. п. д.  $\eta = 95\%$ , а при  $v = 2,6$  м/сек при  $t = 250^\circ \text{C}$   $\eta = 85\%$ .

При горизонтальных фильтрах допускается большая скорость воздуха, чем при вертикальных; например, некоторые материалы позволяют применять скорость до 1,2 м/сек у вертикального фильтра, в то время как при тех же условиях у горизонтального допускают 2 м/сек.

Равномерное распределение потока по всему сечению имеет чрезвычайно большое значение, так как очистительное действие зависит от длины пути газов, а осевшая пыль при местных повышениях скорости снова подхватывается потоком воздуха. Чем менее равномерно распределение потока, тем более высокое напряжение требуется для достижения того же самого эффекта.

Высота электродов колеблется обычно от 3 до 6 м в зависимости от тонкости унесенной пыли и ее удельного веса; при высоких требованиях очистки этот размер еще выше. Например, сушилка системы Краусе для сушки легкой краски имеет электрофильтр высотой около 10 м (фиг. 171). Сопротивление фильтра при скорости в нем газов или воздуха  $0,5 \div 1,0$  м/сек равняется  $1 \div 3$  мм вод. ст. Расход энергии на очистку составляет около  $1,0 \div 4,0$  квтч на 10 000 м<sup>3</sup> газа при  $\gamma = 0,8$  кг/м<sup>3</sup>. Сильное увеличение начального пылесодержания ухудшает эффект очистки. Предел запыленности, при котором удовлетворительно работают электрофильтры, составляет 200 г/м<sup>3</sup> газа.

Пыль из сухих газов значительно труднее осадить, чем из газа высокой влажности (при сухом газе требуются малая скорость и большая поверхность фильтра). Увлажнение газов водой или паром улучшает условия осаждения, позволяет применять большие скорости и получить дешевый фильтр.

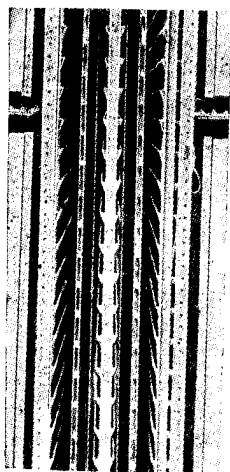
С повышением температуры точки росы улучшаются условия осаждения пыли. Так, например, если при  $t_p = 42^\circ \text{C}$  ( $t = 60 \div 80^\circ \text{C}$ ) запыленность газов после фильтра составляла  $0,02$  г/м<sup>3</sup>, то при  $t_p = 50^\circ \text{C}$  запыленность равна  $0,01$  г/м<sup>3</sup> и при  $t_p = 58^\circ$  только  $0,009$  г/м<sup>3</sup>.

С повышением температуры газов очистка ухудшается. Так, например, при той же запыленности и влажности, если при  $50^\circ$  запыленность после фильтра  $0,015$  г/м<sup>3</sup>, то при  $75^\circ$  она равна  $0,03$  г/м<sup>3</sup> и при  $90^\circ$  уже  $0,05$  г/м<sup>3</sup>. Таким образом, чем выше температура, тем большая абсолютная влажность нужна для получения той же степени очистки.

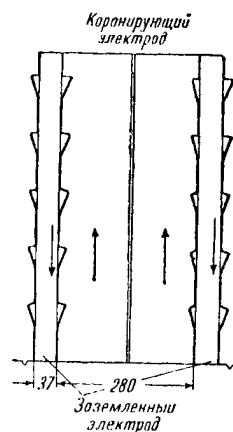
Применение электрофильтров для отходящих газов котельных возможно, но ввиду небольшого пылесодержания и легкости золы и сажи размеры установки резко возрастают. То же самое можно сказать об очистке дымовых газов от отдельной топки. (Зольность газов колеблется в пределах  $3 \div 40$  г/м<sup>3</sup> в зависимости от зольности топлива и конструкции топки.) Здесь очистка возможна лишь при температуре смеси не выше  $250 \div 350^\circ \text{C}$ .

Содержание в газах  $\text{CO}_2$  не ухудшает эффект очистки.

Ввиду небольшого сопротивления, которое имеют электрофильтры, для некоторых сушилок, работающих с естественной тягой, они располагаются в вытяжной трубе, причем выход газа делается или непосредственно или через боковую трубу, которая одновременно служит и для перепуска газа мимо фильтра. На фиг. 293



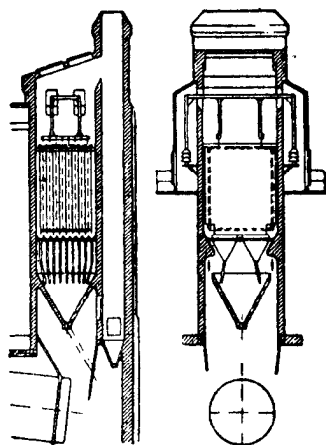
Фиг. 294а.



Фиг. 294б.

и 295 приведен пример такого расположения электростатического фильтра у трубчатой сушилки. Над фильтром помещается взрывной клапан, легко открывающийся при взрыве и погашающий его разрушительное действие. (Такое расположение в настоящее время является очень распространенным.) Расположение изоляторов бывает внутренним и внешним (фиг. 295). Наиболее распространено в бурюгольной промышленности Германии внутреннее расположение, хотя и имеется при пуске сушилки опасность конденсации.<sup>1</sup>

Вопрос о пожарной опасности и опасности взрыва электрофильтров при трубчатых сушилках для угля долго дискуссировался и изучался. Опытами Fischer'a установлено, что при понижении влажности газа ниже  $100 \text{ г/м}^3$  происходят пробой, образование искры, и появляется опасность взрыва и загорания. Высокая влажность благоприятно действует на эффект очистки, а высокая температура его ухудшает. Накапливание пыли на электродах может явиться поводом короткого замыкания (ударная очистка уменьшает опасность); конденсация также меняет состояние электропроводности смеси и влечет пробой, так как смесь становится проводником.



Фиг. 295.

Для предупреждения пробоя и главным образом для предупреждения понижения влажности отходящего из сушилки воздуха устраиваются различные предохранительные устройства. Сюда относятся различные устройства, сигнализирующие о понижении нагрузки сушилки; таковы контакты на питателях, контакты на паромерах при сушилках и т. п.

В тех случаях, когда представляется опасным засорение материала пылью наружного воздуха (например, сушка пластинок, фотоленки, молока и т. п.), последний необходимо очистить до поступления в сушилку при помощи различных фильтров (висциновые, матерчатые, промыватели и т. д.), описание и расчет которых можно найти в курсах вентиляции.

## К. КАЛОРИФЕРЫ

### 1. ТОПКИ

При сушке непосредственно дымовыми газами строятся специальные топки по правилам топочной техники. При топке устраивается камера смешения, где к дымовым газам подмешивается наружный воздух. Камера смешения имеет отверстия для притока воздуха, причем размер части отверстий регулируется в определенных пределах, близких к установленному режиму сушки, размер же остальных отверстий устанавливается при наладке и эти отверстия не имеют заслонок. Таким образом исключается *связанная с небрежностью обслуживающего персонала возможность повышения* температуры газов при входе в сушилку, что особенно важно при сушке материалов, не допускающих высоких температур.

Напряжение топочного пространства выражается для топки сушилки в цифрах, несколько более низких, чем для топки котла. Ввиду отсутствия прямой отдачи для снижения температуры горения (удлинения срока службы кладки) берется больший, чем в топке котла, избыток воздуха, благодаря чему создаются улучшенные условия перемешивания и сгорания, что особенно важно для материалов, не допускающих загрязнения продуктами неполного сгорания. Таким образом в топке сушилки при той же температуре топочного пространства мы имеем большие избытки воздуха, а при нормальных избытках воздуха повышенные температуры топочного пространства, что обеспечивает догорание в топочном пространстве продуктов неполного сгорания. Поэтому топки сушилок регулируются легче, и редко при них мы

<sup>1</sup> „Braunkohle“, № 40, 1926 г.

имеем большую неполноту горения. Напряжение решеток и топочных пространств, которые имеют место в топках, дающих газы для целей непосредственной сушки, указаны в табл. 66, через  $Q_p^R$ .

ТАБЛИЦА 66

**ОРИЕНТИРОВОЧНЫЕ ТЕПЛОВЫЕ НАПРЯЖЕНИЯ ЗЕРКАЛА ГОРЕНИЯ ВЫНОСНЫХ ТОПОК ДЛЯ СУШИЛОК**

I. Ручные колосниковые решетки горизонтальные		$\frac{Q}{R}$ т кал/м <sup>3</sup> час
а) Дрова и торф . . . . .		600 ÷ 800
б) Бурые угли тина подмосковных . . . . .		500 ÷ 700
в) Каменные тощие угли . . . . .		500 ÷ 600
г) Антрацит АС . . . . .		480 ÷ 600
д) " АШ . . . . .		400 ÷ 500
е) ПЖ . . . . .		550 ÷ 675
II. Наклонные колосниковые решетки		
а) Опилки и отходы лесопиления . . . . .		300 ÷ 500
б) Шелуха, лузга и костра . . . . .		200 ÷ 350
III. Шахтные топки		
а) Дрова и торф . . . . .		720 ÷ 1 200
IV. Цепные решетки		
а) Щена . . . . .		700 ÷ 800
б) Каменные угли . . . . .		600 ÷ 700
V. Шахтно-цепные топки		
а) Кусковой торф . . . . .		1 400 ÷ 1 600
Напряжения топочного пространства		$\frac{Q}{V}$ т кал/м <sup>3</sup> час
1. Газ . . . . .		200 ÷ 300
2. Мазут . . . . .		200 ÷ 300
3. Торф, дрова . . . . .		200 ÷ 250
4. Каменные угли с большим содержанием летучих . . . . .		250 ÷ 300
5. Антрациты и тощие угли . . . . .		250 ÷ 300
6. Подмосковный уголь . . . . .		150 ÷ 200
7. Опилки и другие отходы лесопиления, костра, лузга и т. д. . . . .		150 ÷ 200

Наряду с догоранием продуктов неполного сгорания мы должны иметь догорание в топочном пространстве частиц топлива, вылетающих из слоя или из факела, так как последние могут вместе с золой, уносимой газами, служить причиной загрязнения, а в некоторых случаях и загорания материала в сушилке, тем более, что уже после смешения газов из топки с воздухом догорание этой частицы еще более затруднено.

Топку нужно конструировать так, чтобы ослабить источник образования искр (т. е. работать с меньшими скоростями воздуха в слое), чтобы удлинить путь газов и т. д. Если эти мероприятия не помогают, ставится после топки (кирпичный) или после камеры смешения (железный) циклон, в котором сепарируются и догорают несгоревшие тлеющие частицы (искры) и происходит одновременно осаждение частиц золы (см. далее).

Часть золы из топки всегда попадает в материал, устройство же специальных золоуловительных камер между топкой и сушилкой чрезвычайно усложняет систему: электрофильтры дороги, неприменимы при высоких температурах, постановка же мокрых пылеотделителей понижает влагопоглодительную способность газов. Таким образом обычно при сушке непосредственно дымовыми газами приходится мириться с небольшим уносом золы.

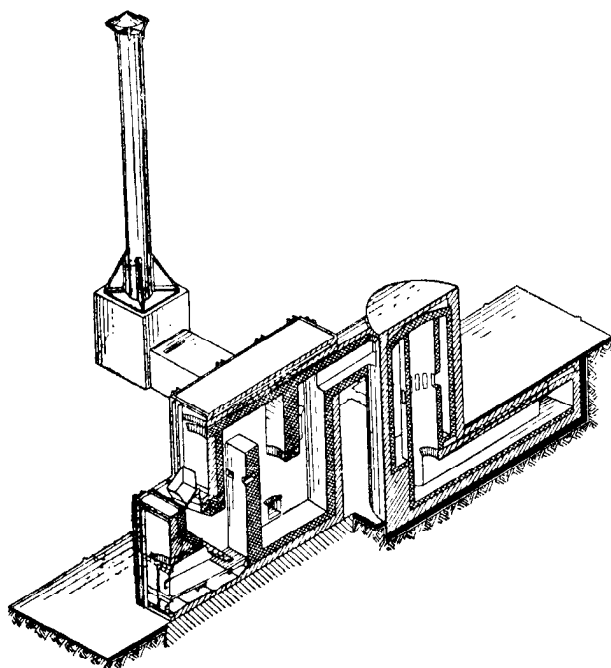
Для определения возможности засорения продукта при указанных в табл. 66 напряжениях решеток и топочных пространств грубо ориентировочно можно считать, что унос золы при ручных топках доходит до 10<sup>0</sup>/<sub>0</sub>, а при пылевидном сжигании до 40<sup>0</sup>/<sub>0</sub>. Правда, последние данные по сушке разных химических солей в барабанных сушилках показывают, что при пылевидном топливе унос более мелкий, взвешен в газах и проходит сушилку транзитом (при продувке газов через слой вся унесенная из топки зола фильтруется материалом). В некоторых случаях эта зола далее при последующей технологической обработке удаляется из продукта и не вредит качеству; например, у хлопка-сырца (см. стр. 303) сдувается при дженировании, у различных кусковых материалов отсеивается при сортировке.

Топки для сушилок могут быть самые различные в зависимости от рода топлива и мощности сушилки; здесь мы встречаем топки с цепными решетками больших мощностей, ручные колосниковые — горизонтальные и наклонные. Нефтяные топки — с распыливанием нефти механическими или воздушными форсунками, иногда

и паровыми (в тех случаях, когда увеличение  $d$  не может повлиять заметно на скорость сушки).

Обычно при самостоятельной топке при сушилке ставится отдельная растопочная труба. Через эту трубу отводятся газы при растопке в случае аварии топки или нарушения полноты сгорания. Для материалов, не чувствительных к загрязнению, в исключительных случаях допускается растопка за счет тяги трубы или вентилятора за сушилкой, и то лишь в том случае, если самотяга этого устройства обеспечивает отвод газов при аварии вентилятора.

При работе топки на нефти обслуживание настолько просто, что с этим делом справляется кожегар низкой квалификации. Работа на коксе и антраците никаких осложнений не вносит; при работе на дровах



Фиг. 296.

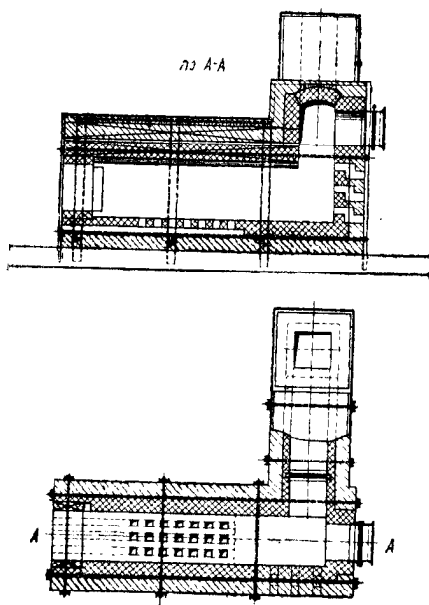
вах большие осложнения давали искры, которые уносились из топки в камеру смешения и оттуда в сушилку и были причиной возгорания органических продуктов; особо сильное искрообразование происходит при загрузке топки. Борьба с этим явлением велась в разных направлениях: увеличение объема топочного пространства с целью удлинения пути искр и их дожигания, постановка сеток, создание меньших скоростей прохода воздуха через слой топлива и т. д. Первая и последняя меры уменьшают унос искр в сушилку, сетки же требовали частой чистки, так как иначе создавали большие сопротивления проходу воздуха, уменьшали подачу вентилятора и снижали производительность сушилки. Сушильная лаборатория ВТИ использовала в качестве *искроуловителя* специальной конструкции циклон, проверила его и выявила, что вопрос искроулавливания почти для всех случаев работы сушилок для различных материалов на дымовых газах от дровяной топки или от топки, сжигающей древесные отбросы, разрешается в положительном смысле.

Циклон, установленный для улова искр, образующихся при сжигании штыбов углей, также давал хорошие результаты.

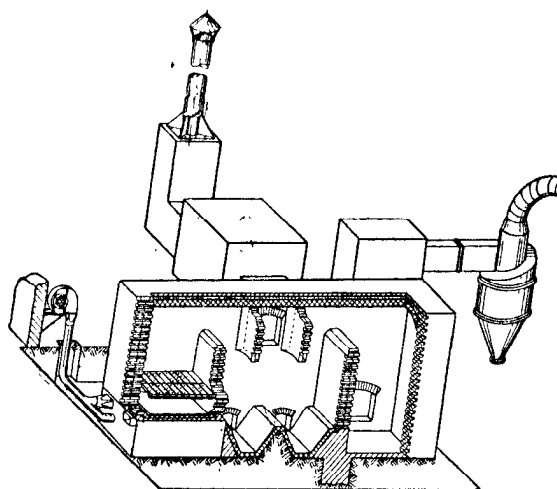
Циклон подбирается тем же порядком, как и для сепарации пыли (см. пылеотделение), причем здесь удельный вес золы и искр следует принимать по табл. 65 и 65'.

На фиг. 296 приведен пример топки для опилок к сушилкам для дерева, работающим непосредственно на дымовых газах. На чертеже виден кирпичный искроуловитель (работает при  $t = 800 - 1000^\circ \text{C}$ ) и растопочная труба. На фиг. 297 приведен пример нефтяной топки, применяемой Теплотехническим институтом для сушилок зерна. Размеры топочной камеры должны быть установлены, исходя из значений напряжений топки, указанных в табл. 66, но с учетом длины и ширины факела, которые определяются конструкцией горелки. Расположение форсунок должно обеспечить лучшее использование объема топочного пространства.

На фиг. 298 приведен пример топки, применяемой для сжигания штыбов ферганских углей с большим выделением летучих, при аэрофонтанных сушилках для хлопка системы ВТИ. Здесь для улавливания искр и золы установлен после вентилятора за камерой смешения железный циклон, через него идут газы при  $t = 175 \div 200^\circ \text{C}$ .



Фиг. 297.



Фиг. 298.

Вывод газов при растопке во всех случаях (фиг. 296, 298) должен быть сделан из высшей точки топки, с тем чтобы обеспечить при переключении быстрый прогрев трубы.

## II. ГАЗОВЫЕ КАЛОРИФЕРЫ

Нагревательной средой являются или продукты сгорания, полученные в специальной топке и смешанные с нужным количеством воздуха для получения допустимых для стенки калорифера температур, или отходящие газы котельной или иной тепловой установки. Коэффициент полезного действия  $\eta_k$  такого калорифера зависит от температуры уходящих газов и от потерь  $q_{\text{пров}}$ ,  $q_{\text{ун}}$  и  $q_5$ : чем ниже температура уходящих газов, тем выше к. п. д., но зато тем более громоздок и тем дороже обходится калорифер.

Если такой калорифер работает с самостоятельной топкой, температура топочных газов должна быть снижена за счет добавки к газам наружного воздуха. В этом случае общее количество газов, приходящихся на 1 кг топлива, резко увеличивается, а стало быть, резко растет потеря тепла с уходящими газами при той же их температуре. Такие калориферы обладают весьма низким к. п. д.

Используя частичный возврат уходящих газов, мы можем разбавлять газы из топки отходящими газами, в связи с чем резко вырастает тепловая экономичность

газового калорифера. Однако в этом случае вырастает расход энергии за счет установки дополнительного вентилятора.

На фиг. 299 приведены две схемы газовых калориферов: по схеме фиг. 299, *a* газы из топки смешиваются с атмосферным воздухом и поступают в пластинчатый калорифер, пройдя который, выбрасываются в атмосферу; по схеме фиг. 299, *b* газы из топки смешиваются с отходящими газами из калорифера, полученная смесь с допустимой для стенок температурой поступает в калорифер; пройдя калорифер, поток газов разветвляется, часть выбрасывается через трубу в атмосферу, другая снова возвращается в топку.

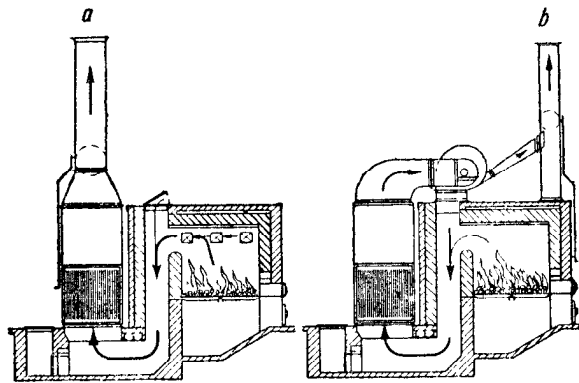
Конструкции выносных топок газовых калориферов не отличаются от топок для прямой сушки дымовыми газами; напряжения топочного пространства и решетки принимаются также по табл. 66.

Подсчет поверхности нагрева калориферов производится по формуле

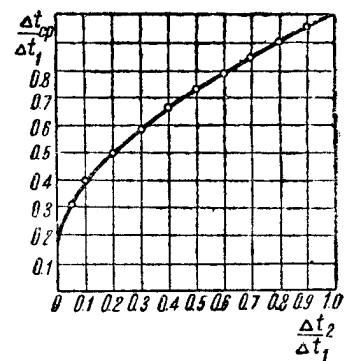
$$Q = \frac{Wq}{\eta_k} = F \cdot k \cdot \Delta t_{cp}, \quad (172)$$

где  $W$  — количество испаренной в сушилке влаги в кг/час;

$q$  — расход тепла в калорифере действительной сушилки в кал/кг влаги.



Фиг. 299.



Фиг. 300.

Из формулы (172) определяется поверхность калорифера  $F$ , если известен коэффициент теплопередачи  $k$ , зависящий от скорости движения воздуха и газа, от конструктивного устройства калорифера и от интенсивности перемешивания потока.

Установление величины коэффициента  $k$  иногда бывает затруднено, поскольку он зависит также и от прямого излучения факела сгорающего топлива.

$\Delta t_{cp}$  обычно подсчитывается по нижеследующей формуле (пригодной для противотока и параллельного тока):

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{2,3 \lg \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}. \quad (173)$$

Здесь  $\Delta t_1$  — разность (большая) температур между газом и воздухом в начале калорифера при входе газа;

$\Delta t_2$  — разность (меньшая) температур между газом и воздухом на другом конце калорифера, т. е. при выходе газа.

$\Delta t_{cp}$  особенно просто подсчитывается, пользуясь соотношением  $\Delta t_{cp} = a \Delta t_1$ , где величина  $a$  зависит только от отношения  $\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}$  и может быть взята из графика на фиг. 300.

Из фиг. 300 видно, что в том случае, когда  $\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} > 0,5$ , можно вместо средней логарифмической разности брать среднюю арифметическую разность температур.

В случае перекрестного тока (фиг. 305) среднюю разность температур нельзя подсчитывать по формуле (173). Для этого случая Нуссельт<sup>1</sup> дает такую зависимость:

$$\Delta t_{cp} = a' (t'_g - t'_n), \quad (174)$$

где  $a'$  в свою очередь зависит от двух факторов  $\xi$  и  $\eta$ , которые подсчитываются по формулам (175) и (176):

$$\xi = \frac{t'_g - t'_n}{t'_g - t'_n}, \quad (175)$$

$$\eta = \frac{t'_n - t'_n}{t'_g - t'_n}. \quad (176)$$

Здесь индекс  $g$  обозначает греющую среду,  $n$  — нагреваемую, ' — вход и '' — выход теплоносителя.

В зависимости от коэффициентов  $\xi$  и  $\eta$  коэффициент  $a'$  находится по табл. 67.

*Увеличение коэффициента теплопередачи калорифера за счет увеличения скорости воздуха вызывает дополнительные расходы в эксплуатации на преодоление сопротивлений, почему вопрос о наиболее выгоднейшей скорости всегда нужно стремиться решать путем технико-экономических подсчетов.*

а) Чугунные калориферы собираются обычно из различного рода чугунных труб или плит, большей частью с ребрами для увеличения поверхности нагрева. Максимальная температура газов и получаемого горячего воздуха определяется в зависимости от температуры стенки калорифера, которую желательно иметь не более 600°С.<sup>2</sup>

Коэффициент теплопередачи определяется из формулы

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{a_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{a_2},$$

где  $a_1$  и  $a_2$  могут быть подсчитаны для плоской стенки по формулам (24), (24'), (24''), (21), (21') и (21''), а для труб — по формулам (22'), (23), (23') и (23').

При подсчете  $a_1$  для чугунных огнеых калориферов из-за довольно высоких температур со стороны газов необходимо учесть лучеиспускание газов [формулы (27), (28) и (28')] и в некоторых случаях факела сгорающего топлива, так как нередко топка помещается в самом калорифере. Пример выполнения чугунного калорифера в форме специальной топки с соответствующими развитыми поверхностями нагрева приведен на фиг. 301.

На фиг. 302 изображен чугунный калорифер или, как его называют в топочной практике, воздушный экономайзер Каблицы; он состоит из чугунных секций, имеющих ребра как с газовой, так и воздушной сторон. Движение дымовых газов обычно происходит снизу вверх, а движение воздуха поперек, причем отдельные элементы могут быть включены последовательно или параллельно. Такие калориферы у нас выполняют заводы Главэнергопрома. Основные данные об этих калориферах помещены ниже.

Поверхность нагрева плиты (990 × 990 мм) — 4,8 м<sup>2</sup>

Вес 1 м<sup>2</sup> поверхности нагрева — 40 кг

<sup>1</sup> Nusselt W., Eine neue Formel für den Wärmedurchgang im Kreisstrom. Tech. Mechanik und Thermodynamik, Bd. 1, № 12, St. 417.

<sup>2</sup> Чугунные калориферы при применении сернистого топлива являются более стойкими против разъедания и ржавления.

ТАБЛИЦА 67

ЗНАЧЕНИЯ КОЭФИЦИЕНТА  $a'$  В ФОРМУЛЕ NUSSELT'a ДЛЯ ПЕРЕКРЕСТНОГО ТОКА

$\xi \backslash \eta$	0	0,2	0,4	0,6	0,8	1,0
0,0	1,0	0,893	0,781	0,657	0,502	0,0
0,2	0,893	0,785	0,677	0,552	0,398	0,0
0,4	0,781	0,677	0,569	0,449	0,300	0,0
0,6	0,657	0,552	0,449	0,334	0,201	0,0
0,8	0,502	0,398	0,300	0,201	0,100	0,0
1,0	0	0	0	0	0	0,0

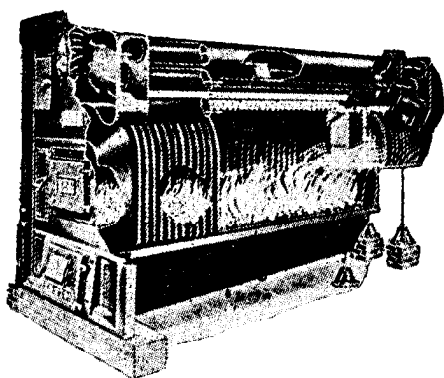
Расстояние между центрами камеры — 200 мм  
 Количество каналов в одном кубе — 12 или 13 соответственно поверхности нагрева одного куба 115,2 или 124,8 м<sup>2</sup>

Скорость воздуха  $v_a = 8-12$  м/сек и газа  $v_g = 5 \div 8$  м/сек

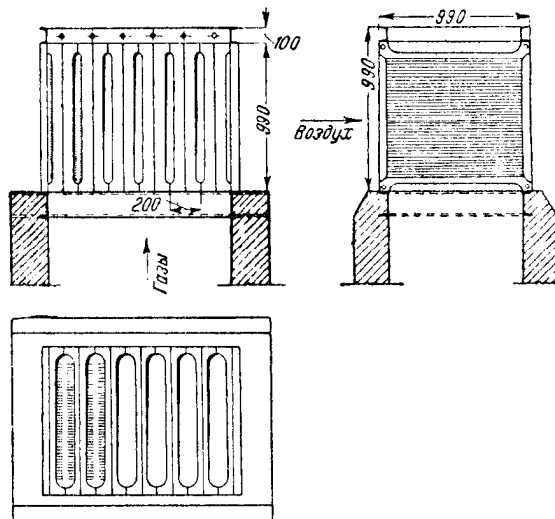
Живое сечение газовой и воздушной камеры — 0,097 и 0,055 м<sup>2</sup>

Котломонтаж рекомендует для определения коэффициента теплопередачи формулу:

$$k = 6,22 + 0,08 (\gamma_{cp} \cdot v_{cp})_g (\gamma_{cp} \cdot v_{cp})_a$$



Фиг. 301.

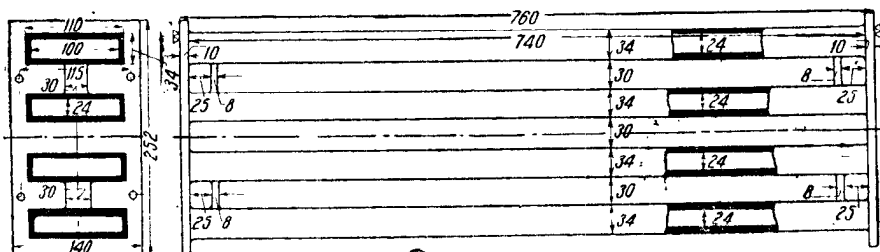


Фиг. 302.

В зависимости от загрязнения поверхности нагрева с газовой стороны этот коэффициент должен снижаться на 20—30%.

Допустимая температура газов при входе до 600—700° С.

На фиг. 303 представлен элемент чугунного калорифера завода Möhler и Pfeifera; из этих элементов могут быть составлены секции с вертикальным движением газов поперек труб и воздуха вдоль. Этот калорифер имеет теоретический вес ~ 33 кг/м<sup>2</sup>. Коэффициент теплопередачи у него доходит в зависимости от скорости газов и воздуха до 15 ÷ 20 кал/м<sup>2</sup>час. Он более сложен в изготовлении; обдувка поверх-



Фиг. 303.

ности труб затруднена; допускаемые температуры стенки те же, что и для предыдущего типа.

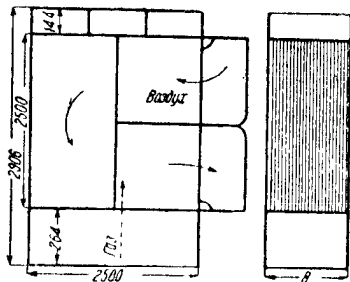
Для всех калориферов как чугунных, так и железных необходимо предусматривать *чистку газовой стороны* (обдувка паром или сжатым воздухом для предупреждения ухудшения коэффициента теплопередачи) и избегать резких температурных скачков, когда из-за неравномерности прогрева может произойти коробление плит.

б) *Железные калориферы* ставятся в тех случаях, когда имеется возможность без ухудшения экономичности работать при температуре стенки не выше 350 ÷ 450° С (для пластинчатых 300 ÷ 350 и трубчатых калориферов 350 ÷ 450° С), так как эта температура для железа является максимально допустимой. Устанавливаются

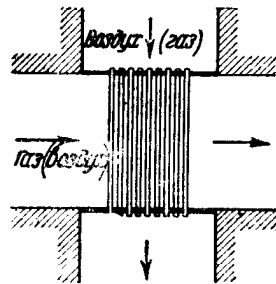


они или при нагреве воздуха отходящими газами котельных или иных тепловых установок или по схемам фиг. 299, причем по первой схеме тепловая экономичность железного калорифера, естественно, будет еще ниже, чем чугунного.

Железные калориферы бывают различной формы и конструкции, их можно разбить на два класса. Первый класс — пластинчатые, в которых газы проходят по внутренним карманам, а воздух по наружным согласно схеме фиг. 304. Размеры и основные характеристики этих калориферов Главэнергопрома приведены в табл. 68. Калориферы могут состоять или из одного большого куба или из соединения одного большого и двух малых (фиг. 304). Второй класс — трубчатые (фиг. 305), более тяжелые ( $25-28 \text{ кг/м}^2$ ) и занимающие больший объем ( $20-28 \text{ м}^2/\text{м}^3$  против  $\sim 40 \text{ м}^2/\text{м}^3$  у пластинчатых).



Фиг. 304.



Фиг. 305.

ТАБЛИЦА 68  
ПЛАСТИНЧАТЫЕ ЭКОНОМАЙЗЕРЫ ТИПА Е  
(фиг. 304)

№ кубов	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Поверхность нагрева группы из 1 большого и 2 малых кубов в $\text{м}^2$ . . . . .	282	318	352	388	424	458	494	530	564	600	636	670	706
Поверхность нагрева одного большого куба в $\text{м}^2$ . . . . .	141	159	176	194	212	229	247	265	282	300	318	335	353
Общее число листов в большом кубе размером $2500 \times 1250 \times 2 \text{ мм}$	50	56	62	68	74	80	86	92	98	104	110	116	122
Вес одного большого куба в т (ориентировочно)	3,30	3,65	3,98	4,33	4,68	4,95	5,31	5,68	6,00	6,44	6,73	7,11	7,5
Живое сечение для воздуха при ширине щели 18 мм . . . . .	0,52	0,59	0,65	0,72	0,78	0,89	0,91	0,98	1,05	1,11	1,17	1,24	1,30
Живое сечение для газов при ширине прохода	18 мм	1,01	1,13	1,26	1,39	1,51	1,64	1,76	1,89	2,02	2,14	2,27	2,40
	21 "	1,18	1,33	1,47	1,62	1,76	1,91	2,06	2,21	2,36	2,50	2,65	2,80
	24 "	1,35	1,52	1,69	1,86	2,02	2,19	2,36	2,53	2,70	2,81	3,03	3,20
	27 "	1,52	1,71	1,89	2,08	2,27	2,46	2,65	2,84	3,03	3,22	3,41	3,60
Ширина воздухоподогревателя В в мм при отношении ширины прохода с газовой стороны к ширине прохода с воздушной стороны	18/18	1 098	1 218	1 338	1 458	1 578	1 698	1 818	1 938	2 058	2 178	2 298	2 418
	18/21	1 170	1 299	1 428	1 557	1 686	1 815	1 941	2 073	2 202	2 331	2 460	2 589
	18/24	1 242	1 380	1 518	1 656	1 794	1 932	2 070	2 208	2 346	2 484	2 622	2 760
	18/27	1 314	1 461	1 608	1 755	1 902	2 049	2 196	2 343	2 490	2 637	2 784	2 931

Коэффициент теплопередачи может быть подсчитан по формулам (24), (24') и (24''), (24''').

Для трубчатого калорифера, работающего по схеме фиг. 305 для газа или воздуха, идущего вдоль трубки,  $\alpha_1$  в формуле коэффициента теплопередачи ( $k$ ) можно принимать по формулам (21), (21'), (21''), данным для потока вдоль трубки, а для воздуха или газа, идущего поперек пучка,  $\alpha_2$  брать по формулам (22) и (23'') для шахматного расположения и формулам (23) и (23') для продольного расположения (при расстоянии между осями трубок согласно стр. 22). Зная коэффициент теплопередачи  $k$ , температуру газов и воздуха, можно определить температуру стенки (которая должна быть не выше 350—450°) по уравнениям:

$$\text{температура стенки со стороны газов} \quad t'_{cm} = t_g - \frac{k}{\alpha_1} (t_g - t_0),$$

$$\text{температура стенки со стороны воздуха} \quad t''_{cm} = t_0 + \frac{k}{\alpha_2} (t_g - t_0);$$

здесь  $t_g$  и  $\alpha_1$  — температура газов и коэффициент теплопередачи со стороны притока тепла;

$t_0$  и  $\alpha_2$  — температура стенки со стороны отвода тепла.

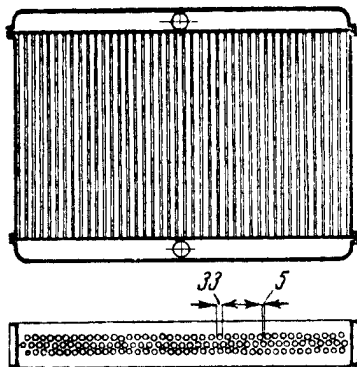
Газовые калориферы в случае нагрева холодного воздуха могут давать конденсацию на стороне газов, особенно при работе на отходящих газах по схеме фиг. 209, *b* (при разбавлении газов по фиг. 209, *a* точка росы будет ниже). В таких случаях следует или предварительно нагревать наружный воздух до 20 ÷ 30° С до поступления в калорифер<sup>1</sup> или ставить в первой зоне нержавеющей материал.

### III. ПАРОВЫЕ КАЛОРИФЕРЫ

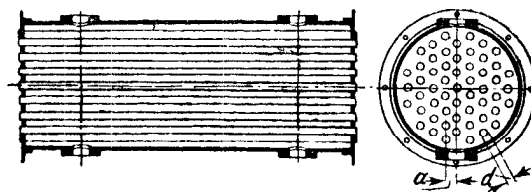
Подсчет поверхности нагрева парового калорифера производится по той же формуле (172), где  $\eta_k$  — к. п. д. парового калорифера, имеющий обычно очень высокие значения, 0,98 ÷ 0,99;  $\Delta t_{cp}$  можно подсчитывать по общей формуле (173), причем в случае парового обогрева эта формула верна и для перекрестного потока пара и воздуха, поскольку температура пара остается практически постоянной. Следует помнить, что температура конденсата в правильно работающих калориферах должна быть не ниже температуры пара, поскольку иначе при переохлаждении конденсата коэффициент теплопередачи части калорифера будет ниже; экономия же при использовании тепла жидкости мала.

Формула (173) для  $\Delta t_{cp}$  непригодна будет для тех случаев, когда эмпирические значения коэффициентов теплопередачи получены подсчетом  $\Delta t_{cp}$  при обработке экспериментов по иной формуле, в частности, как среднее арифметическое, т. е.

$$\Delta t_{cp} = t_n - \frac{t_1^a + t_2^a}{2}.$$



Фиг. 306.



Фиг. 307.

Для таких случаев  $\Delta t_{cp}$ , очевидно, следует подсчитывать тем же самым способом, что и при выводе той или иной эмпирической формулы. В случае экстраполяции значений  $\Delta t_{cp}$  за пределы экспериментов, когда приходится подсчитывать производительность калорифера для значительно больших величин  $\Delta t_{cp}$  по сравнению с величинами экспериментов, необходимо все же применять при подсчете  $\Delta t_{cp}$  среднее логарифмическое значение разности температур.

<sup>1</sup> Возможен подогрев за счет смешения с частью нагретого воздуха.

Следует учесть, что во всех паровых калориферах за счет малого сопротивления теплопереходу со стороны конденсирующего пара общий коэффициент теплопередачи  $k$  близок к  $\alpha_2$ .

а) *Калорифер системы Stürtevant* (фиг. 306) состоит из пучка гладких труб, развальцованных в двух решетках, к которым привернуты чугунные коробки для подвода пара и отвода конденсата. При подсчете коэффициента теплопередачи для такого калорифера при нагреве паром или водой  $\alpha_1$  для вертикальной трубы для насыщенного пара берется по формулам (31) и (32).  $\alpha_2$  берется для воздуха, движущегося поперек пучка труб, по формулам (22), (23') и (23'') для шахматного и (23) и (23') для параллельного расположения.

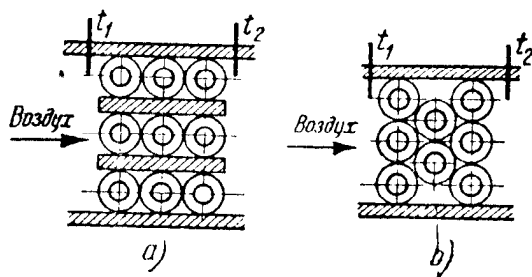
б) *Калорифер типа митральезы* представляет собой котел с развальцованными в днищах трубками, по которым проходит воздух, а пар подводится во внутреннюю полость котла (фиг. 307).

При подсчете коэффициента теплопередачи  $\alpha_1$  от пара к стенке применяется формула (31),  $\alpha_2$  берется по формуле Мак-Адамса (21') и (21'').

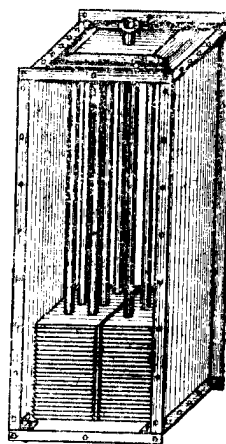
в) *Калориферы из чугунных ребристых труб* имеют такие показатели:

наружный диаметр . . . . .	82 мм	строительная длина . . . . .	2,0;	1,5 м
внутренний диаметр . . . . .	64 „	поверхность нагрева . . . . .	4;	3 м <sup>2</sup>
высота ребра . . . . .	42 - 46 „	вес 1 м <sup>2</sup> . . . . .	18,35;	19,75 кг/м <sup>2</sup>
расстояние между осями ребер . . . . .	20 „			

Зависимость коэффициента теплопередачи от скорости воздуха выражается следующими формулами:<sup>1</sup> одиночная труба  $k = 7,2 v^{0,36}$ , батарея с продольным расположением труб (фиг. 308, а)  $k = 8,8 v^{0,40}$ ; батарея с шахматным расположением труб (фиг. 308, б)  $k = 8,8 \cdot v^{0,48}$ ,



Фиг. 308.



Фиг. 309.

где  $v$  — скорость воздуха в м/сек, приведенная к 0° С и 760 мм рт. ст. и отнесенная к минимальному размеру *междуреберного сечения*.

Приведенные значения коэффициента теплопередачи действительны только для размеров труб и установки, соответствующих испытаниям (фиг. 308, а и б), во всех же других случаях эти значения *следует считать лишь ориентировочными*.

г) *Калорифер типа Юнкерса пластинчатый* (фиг. 309) состоит из ряда квадратных железных пластин обычно  $110 \times 110 \times 1$  мм, насаженных на паровые трубки (расстояние между пластинами в свету 4 - 5 мм), развальцованные в двух решетках, соединенных с железными штампованными коробками, служащими для подвода пара и отвода конденсата; для лучшего контакта между пластинами и трубками весь калорифер при изготовлении *погружают в цинковую ванну*.

Коэффициент теплопередачи калориферов типа Юнкерса таким образом сильно зависит от качества выполнения, и здесь при расчетах *следует базироваться в основном на данных завода-поставщика*.

<sup>1</sup> По опытам физико-технической и сушильной лаборатории Теплотехнического института, опубликованным в „Известиях ВТИ“ № 6 (39).

По испытанию ВТИ<sup>1</sup> калориферы завода Мосэлектрпрома, габаритные размеры и основные характеристики которых приведены в табл. 69, имели следующие коэффициенты теплопередачи:

$$\text{Н-4 } k = 11,9 (v_{cp} \gamma_{cp})^{0,46},$$

$$\text{БН-1 } k = 5,5 (v_{cp} \gamma_{cp})^{0,7},$$

где  $\gamma_{cp}$  — средний удельный вес в  $\text{кг/м}^3$  и  $v_{cp}$  — средняя скорость воздуха, отнесенная к живому сечению (между ребрами), в  $\text{м/сек}$ .

ТАБЛИЦА 69

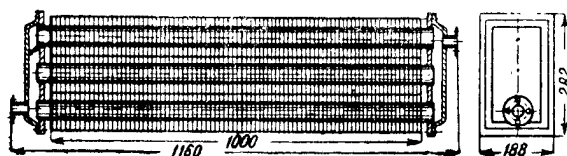
Модель №	Размеры					Поверхность нагрева $\text{м}^2$	Живое сечение по воз- духу $\text{м}^2$	Теоретический вес $\text{кг}$
	Высота $\text{мм}$	Ширина $\text{мм}$	Глубина $\text{мм}$	В свету				
				Высота $\text{мм}$	Ширина $\text{мм}$			
Н-1	692	296	286	610	226	5,67	0,06	74,27
Н-2	892	408	286	810	338	11,29	0,11	112,29
Н-3	892	519	286	810	449	15,00	0,15	156,3
Н-4	1 192	519	286	1 110	449	20,62	0,20	202,3
Н-5	1 192	631	286	1 110	561	25,78	0,25	253,6
Н-6	1 192	747	286	1 110	673	30,94	0,30	298,1
Н-7	1 192	854	286	1 110	784	36,09	0,35	344,1
БН-1	692	296	326	610	226	7,72	0,06	93,6
БН-2	892	408	326	810	338	15,38	0,11	159,6
БН-3	892	519	326	810	449	20,50	0,15	204,4
БН-4	1 192	519	326	1 110	449	28,09	0,20	262,2
БН-5	1 192	631	326	1 110	561	35,11	0,25	319,1
БН-6	1 192	747	326	1 110	673	42,13	0,30	380,1
БН-7	1 192	854	326	1 110	784	49,15	0,35	440,4

Для калориферов типа Юнкера, у которых живое сечение составляет приблизительно 40% от общей площади габаритного сечения в пределах скорости от 6 до 20  $\text{м/сек}$ , можно с достаточной технической точностью вычислять  $k$  по формуле

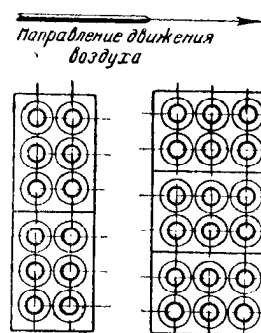
$$k = 2 + 7 \sqrt{v}, \quad (175)$$

где  $v$  — средняя скорость между ребрами.

При подсчете  $\Delta t_{cp}$  для калориферов типа Юнкера следует брать среднюю логарифмическую разность темпе-



Фиг. 310.



Фиг. 311.

ратур, несмотря на то, что эмпирические формулы коэффициента теплопередачи выведены, подсчитывая  $\Delta t_{cp}$  как среднее арифметическое. Это объясняется тем, что все опыты проводились с сравнительно очень небольшой разностью температур воздуха и с большой разностью температур между воздухом и паром.

Для всех опытов значение  $\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = \frac{t_n - t_1}{t_n - t_a}$  лежит в пределах от 0,6 до 0,85, для которых разница между средней логарифмической и средней арифметической разностью температур очень мала.

<sup>1</sup> Опыты проведены лабораторией отопления и вентиляции ВТИ.

Формулы при обогреве водой тех же калориферов завода Мосэлектропрома (табл. 69) имеют следующий вид:

$$\text{Н-4 } k = 12,2 (v_{cp} \gamma_{cp})^{0,46} v_{вод}^{0,15},$$

$$\text{БН-1 } k = 9,4 (v_{cp} \gamma_{cp})^{0,7} v_{вод}^{0,10},$$

где  $v_{вод}$  — средняя скорость воды в трубках.

д) *Пластинчатый калорифер со спиральной поверхностью.* Пластинчатый калорифер со спиральной поверхностью собран из ребристых труб; каждая ребристая труба получается в результате навивания на гладкую трубу  $\varnothing = 50 \text{ мм}$  тонкой железной полосы  $1 \times 22 \text{ мм}$ ; плотный контакт полосы с трубой обеспечивается усилием нажимного приспособления; *пайка или оцинковка отпадает.*

Калорифер состоит из шести труб; располагаются трубы в два ряда по три трубы или в три ряда по две трубы (фиг. 310–311). Элементы имеют по концам общие сборные коробки, которые имеют штуцеры с флянцами. К этим штуцерам присоединяются паровые и конденсационные линии. Эскиз элемента, а также схемы соединения элементов в батареи показаны на фиг. 310–311. Основные размеры элементов (фиг. 310) приведены в табл. 70.

ТАБЛИЦА 70

№	Длина в мм	Глубина в мм	Ширина в мм	Число труб	Поверх- ность нагрева F в м <sup>2</sup>	Живое сечение		Вес G в кг	G F в кг/м <sup>2</sup>
						по три ряда в м <sup>2</sup>	по два ряда в м <sup>2</sup>		
1	1 000	188	282	6	12,0	0,20	0,135	48	4,00
2	750	188	282	6	9,0	0,15	0,10	42	4,67
3	500	188	282	6	6,0	0,10	0,07	36	6,00

Коэффициент теплопередачи этих калориферов был определен в лаборатории Сантехстроя при расположении элемента в два последовательных ряда по три трубы [уравнение (177)] и при расположении в три последовательных ряда по две трубы в ЦКТИ [уравнение (178)].

Значения этих коэффициентов следующие:

$$k = 8,6 v^{0,51}, \quad (177)$$

$$k = 12,75 v^{0,335}, \quad (178)$$

где  $v$  — скорость между ребрами.

Отдельные трубы с навитыми ребрами могут быть сварены в секции для установки в боковых каналах сушилок по фиг. 312. Труба длиной 1 000 мм с ребрами высотой 22 мм имеет поверхность нагрева 2 м<sup>2</sup>. Коэффициент теплопередачи такой секции может быть при густом расположении труб подсчитан по тем же формулам (177) и (178).

При больших зазорах между трубами этот коэффициент должен естественно снижаться.

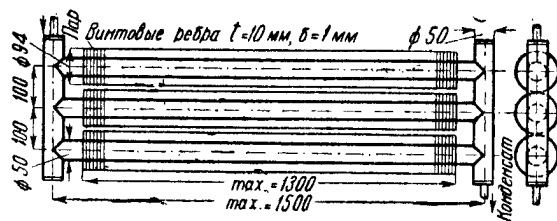
Калориферы Юнкерса и другие по фиг. 309 следует устанавливать вертикально, так как при этом лучше стекает конденсат. При горизонтальном расположении следует считать коэффициент теплопередачи  $k$  на 15 ÷ 20% ниже.

Для использования части тепла, уходящего из сушилки с отработанным воздухом, применяются в отдельных случаях теплоуловители, которые или построены по типу пластинчатых калориферов или работают по принципу смешения с водой. В этих случаях *дополнительное тепло*, которое передается *от отработанного газа к воздуху, заключается в тепле конденсации водяного пара.* Чем выше температура и влажность отходящего газа, тем выгоднее использовать это тепло. Теплоуловители употребляются редко, поскольку все же поверхность нагрева велика, дорога и при большинстве материалов засоряется, а теплая вода, полученная при смешении, *не всегда находит потребителя.*

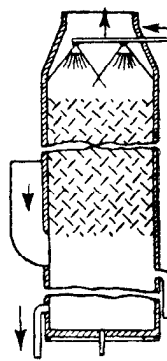
Для поверхностного теплообмена, задаваясь пределами охлаждения, подсчитывают с достаточной технической точностью поверхность, как для случая обычного железного калорифера фиг. 304; передача тепла через эту поверхность, однако, *будет выше, чем для сухого газа*, за счет тепла сконденсированного пара из воздуха (стр. 29) (т. е. если при теплообмене выделилось на  $1 \text{ м}^2$  100 г конденсата, то  $1 \text{ м}^2$  такого аппарата передает тепло в этом случае на 60 кал больше, чем при той же разности температур при сухом воздухе). На одной бумажной машине поверхностный теплообменник по фиг. 304<sup>1</sup> дал следующие общие коэффициенты теплопередачи при скорости в ячейках 5 м/сек и при разных количествах сконденсированного пара (при разном значении отношения полного тепла к видимому):

$\frac{J_1 - J_2}{c_0(t_2 - t_1)} \dots \dots \dots$	7,2	2,85	1,7	1,1
$\Delta d \text{ г/кг}$ сухого воздуха	9,7	5,5	2,0	0,4
$k \text{ кал/м}^2\text{час} \text{ }^\circ\text{С}$ . . . . .	25	20	18	12

Пример теплообменника смешения<sup>2</sup> дан на фиг. 313, производительность шахты  $1 \times 1 \times 3 \text{ м}$  при  $t_c = 77^\circ \text{С}$ ,  $t_m = 64^\circ \text{С}$  и количестве отработанного воздуха в 41 000 кг/час получилась  $\sim 70 000 \text{ кал/м}^3\text{час}$ ; подогревалась вода в количестве 4,6 т с 4 до  $58^\circ \text{С}$ .



Фиг. 312.



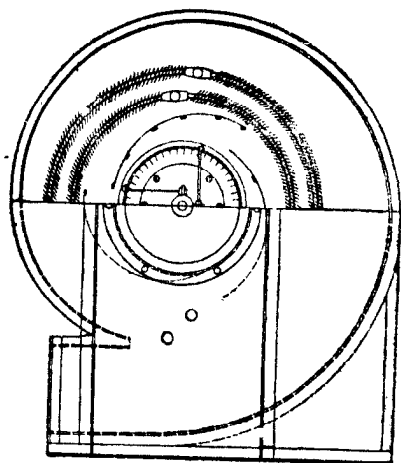
Фиг. 313.

При последовательном расположении вентилятора и калорифера увеличение скорости обтекания, естественно, создает большие сопротивления, хотя теплоотдача поверхности нагрева растет. При калорифере, объединенном с вентилятором в одно конструктивное целое (фиг. 314), мы используем большие скорости воздуха, имеющие место в самой улитке, при малом сопротивлении системы. В этом случае внутри вентилятора находится неподвижное кольцо из ребристых труб, причем ребра насажены по направлению струй воздуха (в эти трубы может подводиться и вода при пропуске в вентиляторе дымовых газов). При таком расположении труб занос золой уменьшается, поскольку большие скорости между ребрами являются средством очистки, чего нет в неподвижных калориферах. На фиг. 315 представлен калорифер из пучка труб, который является ротором вентилятора. Распределение пара по трубам и отвод конденсата из них осуществляются при помощи сборных коробок и колен. Это устройство требует соответствующих сальников. Большое внимание заслуживает конструкция, изображенная на фиг. 316; здесь вертикальный ротор вентилятора состоит из заваренных ребристых труб, наполовину наполненных водой. Вентилятор разделен на две части; в нижней половине перекачиваются дымовые газы, которые подогревают воду; вода превращается в пар, который держится в верхней половине трубок; верхняя половина вентилятора перекачивает холодный воздух, который нагревается паровой частью труб. Пар в верхней части конденсируется, и вода снова стекает на низ трубки. Ребристая поверхность в обеих половинах ротора усиливает теплоотдачу газов или воздуха. *Все три типа калориферов или воздушных экономайзеров приведены с целью показать некоторые пути развития этих установок за последнее десятилетие.*

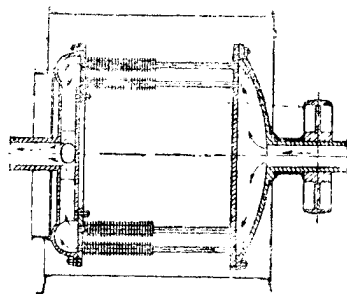
<sup>1</sup> „Ind. & Eng. Chemistry“ № 2, 1930 г.

<sup>2</sup> „Тепло и сила“ № 4, 1935 г.

Для увеличения теплопроизводительности калориферной установки можно использовать *перегретый пар*, который, как это вытекает из формулы (33), дает *большой коэффициент* теплопередачи по сравнению с насыщенным паром того же давления при условии, если в обоих случаях разность температур рассчиты-



Фиг. 314.



Фиг. 315.

вается как  $(t_n - t_{cm})$ . Причем если температура стенки [уравнение (11)], подсчитанная из условий неконденсированного пара, будет больше, чем температура насыщения, то применение перегретого пара *будет всегда увеличивать количество переданного тепла*; если же температура стенки, подсчитанная тем же путем, будет ниже, чем температура насыщения, то применение перегретого пара может дать *уменьшение количества переданного тепла* за счет эффекта переохлаждения пара. Возможность переохлаждения обнаруживается из условий, определяемых формулами (33') и (33''), т. е.

$$t_{cm} < t_n \text{ и } t_{cm} + \frac{1}{3} (t_n - t_{cm}) > t_n.$$

В других случаях при  $t_{cm} < t_{нас}$  применение перегретого пара также даст увеличение количества переданного тепла.

#### Л. СОПРОТИВЛЕНИЕ СУШИЛКИ, КАЛОРИФЕРА И СИСТЕМЫ ВОЗДУХОВОДОВ

При расчете вентиляционной системы сушилки необходимо определить сопротивление отдельных частей установки, которые в некоторых случаях могут повлиять не только на выбор соответствующей конструкции побудителя тяги, но также и на выбор самой конструкции сушилки и схемы рабочего процесса.

Полное сопротивление системы выражается уравнением

$$\Delta S = \sum R_1 + \sum \frac{\gamma v^2}{2g} \xi + \Delta S_1 + \Delta S_2 + \Delta S_3 \text{ мм вод. ст.,}$$

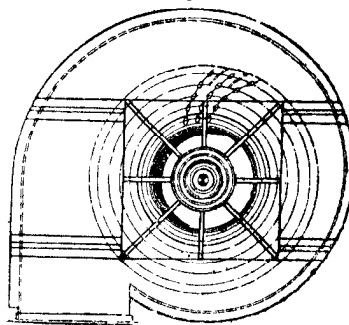
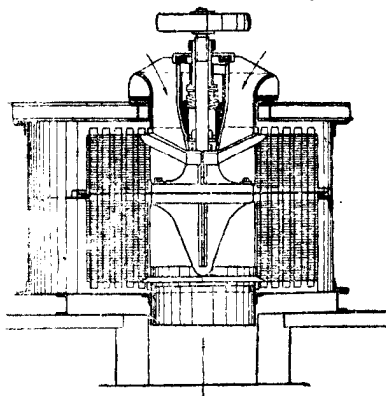
где  $\sum R_1$  — сопротивление трению воздуховодов;

$\sum \frac{\gamma v^2}{2g} \xi$  — местные сопротивления;

$\Delta S_1$  — сопротивление проходу газа через материал или сопротивление сушилки;

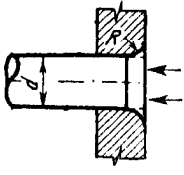
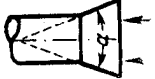
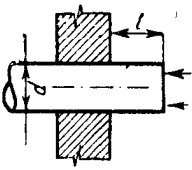
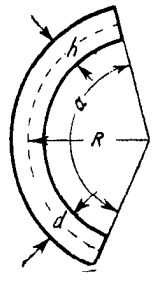
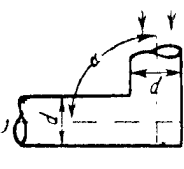
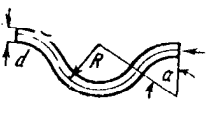
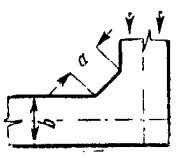
$\Delta S_2$  — сопротивление калорифера или топки;

$\Delta S_3$  — сопротивление пылеотделительного устройства.



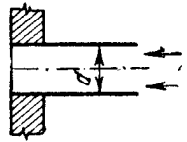
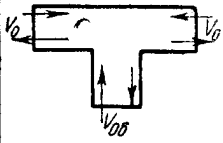
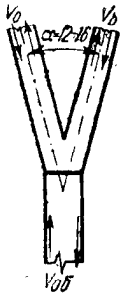
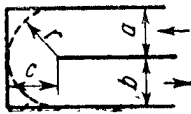
Фиг. 316.

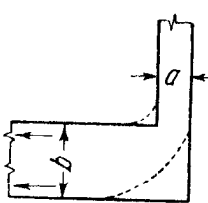
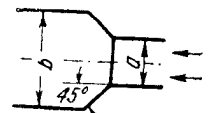
ТАБЛИЦА 71

№ по пор.	Название фигуры	Фигура	Данные фигуры	$\xi$	Примечание
1	Вход в отверстие		С острыми краями	0,3	Значения $\xi$ в пп. 1—16 относятся к большей скорости
			С закругленными краями; $R = 0,1 d$	0,1	
2	Раструб		$\alpha = 45^\circ$	0,05	
3	Вход в трубу с выступающим концом		$l = 1,5 - 2,0 d$	0,85	
4	Отвод круглого, квадратного и прямоугольного сечения		$\xi = \xi_1 \mu \eta$ Для $\frac{R}{d} = 1,0$ $\xi_1 = 0,25$ " " $= 2,0$ $\xi_1 = 0,15$	$\xi = \xi_1 \mu \eta$	Для прямоугольного сечения $\eta = \frac{h}{d}$ Для круглого сечения $\eta = 1,0$
			$\frac{b}{h} = 0,5 \quad 1,0 \quad 1,5 \quad 2,0$ $\eta = 1,5 \quad 1,0 \quad 0,67 \quad 0,46$		
5	Колено круглого и квадратного сечения		$\alpha = 90 \quad 120 \quad 135 \quad 150$ $\xi_1 = 1,1 \quad 0,55 \quad 0,25 \quad 0,2$	$\xi = \xi_2 \mu$	Для прямоугольного сечения $\eta$ взять по п. 4 при $h = d$ . Для круглого сечения $\eta = 1,0$
6	Обход круглого и квадратного сечения		$\frac{R}{d} = 1,5$	$\xi = \xi_3 \mu$	Для прямоугольного сечения $\eta$ взять по п. 4 при $h = d$ Для круглого сечения $\eta = 1,0$
			$\alpha = 30 \quad 45 \quad 60 \quad 90$ $\xi_3 = 0,24 \quad 0,33 \quad 0,4 \quad 0,53$		
7	Колено со скошенным внутренним углом		$a = 0,1 b$	0,8	Колено прямоугольного сечения
			$a = 0,25 b$	0,5	



№ по пор.	Название фигуры	Фигура	Данные фигуры	$\xi$	Примечание																									
8	Колено с направляющими металлическими лопатками		$\frac{r}{b} = 0,25$ $a = 90 \quad 120 \quad 135$ $\xi = 0,25 \quad 0,13 \quad 0,08$ $r : b = 0,1$ $a = 90 \quad 120 \quad 135$ $\xi = 0,4 \quad 0,2 \quad 0,13$		$a = 1,41 r$																									
9	Двойное колено круглого и квадратного сечения		$l : d = 0,5 \quad 1,0 \quad 2,0 > 5,0$ $\xi_4 = 1,6 \quad 1,9 \quad 2,1 \quad 2,2$	$\xi = \xi_4 \eta$	Для прямоугольного сечения $\eta$ взять по п. 4 при $h = d$ . Для круглого сечения $\eta = 1,0$																									
10	Двойное колено круглого и квадратного сечения		$l : d = 1,0 \quad 2,0 \quad 3,0 \quad 8,0$ $\xi_5 = 3,5 \quad 1,7 \quad 1,6 \quad 2,2$	$\xi = \xi_5 \eta$	Для прямоугольного сечения $\eta$ взять по п. 4 при $h = d$ . Для круглого сечения $\eta = 1,0$																									
11	Внезапное сужение		$f : F = 0,2 \quad 0,4 \quad 0,6 \quad 0,8$ $\xi = 0,28 \quad 0,21 \quad 0,13 \quad 0,04$																											
12	Внезапное расширение			$\xi =$ $= \left(1 - \frac{f}{F}\right)^2$																										
13	Диффузор круглого сечения		<table border="1"> <tr> <td><math>F : f \backslash \alpha</math></td> <td>10</td> <td>20</td> <td>30</td> <td>45</td> </tr> <tr> <td>1,25</td> <td>0,01</td> <td>0,03</td> <td>0,05</td> <td>0,06</td> </tr> <tr> <td>1,50</td> <td>0,02</td> <td>0,05</td> <td>0,11</td> <td>0,13</td> </tr> <tr> <td>2,0</td> <td>0,04</td> <td>0,10</td> <td>0,21</td> <td>0,27</td> </tr> <tr> <td>2,5</td> <td>0,06</td> <td>0,15</td> <td>0,32</td> <td>0,40</td> </tr> </table>	$F : f \backslash \alpha$	10	20	30	45	1,25	0,01	0,03	0,05	0,06	1,50	0,02	0,05	0,11	0,13	2,0	0,04	0,10	0,21	0,27	2,5	0,06	0,15	0,32	0,40	$\xi$	Для $\alpha > 45^\circ$ $\xi = \left(1 - \frac{f}{F}\right)^2$ $\xi$ дана для спрямленного потока
$F : f \backslash \alpha$	10	20	30	45																										
1,25	0,01	0,03	0,05	0,06																										
1,50	0,02	0,05	0,11	0,13																										
2,0	0,04	0,10	0,21	0,27																										
2,5	0,06	0,15	0,32	0,40																										
14	Диффузор квадратного сечения или переход		<table border="1"> <tr> <td><math>F : f \backslash \alpha</math></td> <td>10</td> <td>15</td> <td>20</td> <td>30</td> </tr> <tr> <td>1,25</td> <td>0,02</td> <td>0,03</td> <td>0,05</td> <td>0,07</td> </tr> <tr> <td>1,50</td> <td>0,03</td> <td>0,06</td> <td>0,10</td> <td>0,13</td> </tr> <tr> <td>2,0</td> <td>0,06</td> <td>0,13</td> <td>0,20</td> <td>0,26</td> </tr> <tr> <td>2,5</td> <td>0,09</td> <td>0,19</td> <td>0,30</td> <td>0,39</td> </tr> </table>	$F : f \backslash \alpha$	10	15	20	30	1,25	0,02	0,03	0,05	0,07	1,50	0,03	0,06	0,10	0,13	2,0	0,06	0,13	0,20	0,26	2,5	0,09	0,19	0,30	0,39	$\xi$	Для $\alpha > 45^\circ$ $\xi = \left(1 - \frac{f}{F}\right)^2$ $\xi$ дана для спрямленного потока
$F : f \backslash \alpha$	10	15	20	30																										
1,25	0,02	0,03	0,05	0,07																										
1,50	0,03	0,06	0,10	0,13																										
2,0	0,06	0,13	0,20	0,26																										
2,5	0,09	0,19	0,30	0,39																										
15	Конфузор		при $\alpha \leq 45$	0,10																										

№ по пор.	Название фигуры	Фигура	Данные фигуры	$\xi$	Примечание	
16	Выход из трубы			1,0		
17	Тройник		<p>Сопротивление в каждой ветви при нагнетании</p> $v_{0a} : v_0 = 0,5 \quad 0,75 \quad 1,0 \quad 1,5$ $\xi = 0,7 \quad 0,9 \quad 1,15 \quad 2,3$ <p>Сопротивление в каждой ветви при всасывании</p> $v_{0a} : v_0 = 0,67 \quad 0,8 \quad 1,0 \quad 2,0$ $\xi = 1,0 \quad 1,05 \quad 1,15 \quad 2,6$	$\xi$	Относится к $v_0$	
18	Тройник или штанообразное ответвление круглого и квадратного сечения		<p>Нагнетание</p> $v_0 : v_b \quad 0,6 \quad 0,8 \quad 1,2 \quad 1,6$ $\xi_b \quad 0 \quad 0 \quad 0 \quad 0$ $\xi_0 \quad 1,0 \quad 0,4 \quad 0,1 \quad 0$ <p>Всасывание</p> $v_0 : v_b \quad 0,6 \quad 0,8 \quad 1,2 \quad 1,6$ $\xi_b \quad 0,4 \quad 0,35 \quad 0,1 \quad 0$ $\xi_0 \quad -1,8 \quad -0,7 \quad 0,1 \quad 0,35$		$f_{0a} = f_0 + f_b$ Относится к $v_0$ и $v_b$	
19	Поворот на 180°		<p>I Поворот с прямыми углами <math>a : b = 1</math> <math>c = 2a</math></p> <p>II Поворот с прямыми углами <math>a : b = 0,5</math> <math>c = 1,42a</math></p> <p>III Поворот скруглен <math>r = a</math> <math>a : b = 1</math></p>	$\xi$ 4,25  2,91  4,51	<p>С направляющими лопатками <math>\xi'</math></p> <p>0,653</p> <p>1,1</p> <p>0,783</p>	Значения $\xi$ и $\xi'$ в пп. 19Г, 20, 21 относятся к разности динамических напоров. Значения $\xi$ и $\xi'$ в пп. 19Г, 19III относятся к большей скорости

№ по пор.	Название фигуры	Фигура	Данные фигуры		$\xi'$	Примечание
20	Диффузор с поворотом на $90^\circ$		Поворот с прямыми углами $a : b = 0,5$	1,44	0,624	Значения $\xi$ и $\xi'$ в пп. 19 <sub>II</sub> , 20, 21 относятся к разности динамических напоров. Значения $\xi$ и $\xi'$ в пп. 19 <sub>I</sub> , 19 <sub>III</sub> относятся к большей скорости
			Поворот с закругленным внешним углом $a : b = 0,5$	1,84	0,463	
			Поворот с закругленными углами $a : b = 0,5$	1,42	0,369	
21	Расширение под углом $45^\circ$		$a : b = 0,5$	0,911	0,482	

Примечания: 1. Значения  $\xi$  для пп. 1—18 взяты по временным техническим условиям на проектирование вентиляции жилых и общественных зданий — ОНТИ, Сектор стандартов, 1937 г.

2. Значения  $\xi$  и  $\xi'$  для пп. 19, 20, 21 взяты по данным Frey, Forschung № 3, 1934 г.

## I. СОПРОТИВЛЕНИЕ ТРЕНИЯ ВОЗДУХОВОДОВ

Сопротивление трения железных воздуховодов и газоходов на 1 пог. м трубы подсчитывается по формуле

$$R_1 = 6,61 \left( \frac{\gamma}{1,2} \right)^{0,852} \frac{v^{1,924}}{d^{1,281}} \text{ мм вод. ст.}, \quad (179)$$

где  $\gamma$  — удельный вес газа в  $\text{кг/м}^3$ ;

$d$  — диаметр канала в мм в случае круглого сечения или в случае прямоугольного  $d_3 = \frac{2a \cdot b}{a + b}$ , где  $a$  и  $b$  — высота и ширина канала и

$v$  — скорость газа в м/сек.

Для кирпичных, бетонных и шлакобетонных каналов имеем

$$R'_1 = 2R_1.$$

## II. МЕСТНЫЕ СОПРОТИВЛЕНИЯ

При подсчете местных сопротивлений можно принимать для железных труб значения  $\xi$  из табл. 71.

Прандтль предложил в месте поворота потока устанавливать направляющие лопатки. Аэродинамическая решетка, состоящая из таких лопаток, ослабляет во много раз возникающие в колене вихреобразования. На фиг. 317 дан пример лопатки Прандтля.

В пп. 17, 18, 19 табл. 71 даны значения  $\xi$  и  $\xi'$ , полученные Frey'ем для поворотов и диффузоров с поворотами с применением лопаток Прандтля и без них.

Для газопроводов с расширяющимся сечением местное сопротивление (по Frey) подсчитывается по разности скоростных напоров, т. е.

$$\xi \left( \frac{\gamma v^2}{2g} - \frac{\gamma v_1^2}{2g} \right).$$

Применение лопаток и направляющих перегородок широко распространяется в сушильном деле не только для уменьшения сопротивления системы, но и для создания равномерного обтекания материала воздухом. На фиг. 210 был дан пример камерной сушилки (укладка материала на лотках), работающей по схеме с возвратом отработанного воздуха, где применены как лопатки Прандтля, так и специальные направляющие перегородки для распределения потока по высоте вагонетки.

### III. СОПРОТИВЛЕНИЕ МАТЕРИАЛА ПРОХОДУ ВОЗДУХА ( $\Delta S_1$ )

Это сопротивление зависит от величины, формы куска, нагрузки или уплотнения материала в сосуде, от плотности и вязкости газа и от величины сосуда. Чем больше сосуд, тем меньше сказывается влияние кромок. Поэтому опыты, проведенные для определения сопротивления различных материалов, дают иногда недостаточно сравнимые между собой цифры.

Для некоторых сыпучих материалов значения  $\Delta S_1$  приведены в табл. 72, где  $\Delta S_1$  — сопротивление слоя в мм вод. ст.,  $h$  — высота слоя в мм;

$v$  — скорость воздуха, отнесенная к габаритным размерам сечения, в м/сек.

Приведенные формулы справедливы только для обычных комнатных условий (воздух с температурой  $t = 20^\circ \text{C}$  и  $\gamma = 1,2 \text{ кг/м}^3$ ).

W. Barth и W. Esser<sup>1</sup> на основании опытов с пылью руды размером  $0,9 \div 0,074 \text{ мм}$  пришли к формуле, которую считают точной для кусков с острыми краями до 1 мм и несколько приближенной для кусков

Фиг. 317. Лопатка Прандтля.  $x_1 = 0,519 \text{ т}$ ;  $x_2 = 0,489 \text{ т}$ ;  $r_1 = 0,663 \text{ т}$ ;  $r_2 = 0,553 \text{ т}$ ;  $y_1 = 0,463 \text{ т}$ ;  $y_2 = 0,215 \text{ т}$ ;  $s = 0,035 \text{ т}$ ;  $z = 0,139 \text{ т}$ ;  $z_2 = 0,338 \text{ т}$ .

больших размеров. Этот метод подсчета интересен тем, что дает возможность определить сопротивление слоя при разных удельных весах газа, при высоких его температурах и при различном уплотнении материала.

Формула Barth и Esser имеет следующий вид:

$$\Delta S_1 = \frac{ahv^2\gamma_c C_1}{d \cdot 2g} \text{ мм вод. ст.}, \quad (180)$$

где  $\Delta S_1$  — сопротивление в мм вод. ст.;

$d$  — линейный размер куска или приведенный диаметр в метрах (для смеси — средний приведенный диаметр частицы);

$h$  — высота в м;

$\gamma_c$  — удельный вес частицы в  $\text{кг/м}^3$  (табл. 65 и 65');

$\gamma_m$  — насыпной удельный вес материала в  $\text{кг/м}^3$ ;

$\gamma_a$  — удельный вес газа в  $\text{кг/м}^3$ ;

$v$  — средняя скорость в незаполненном сечении в м/сек;

$\xi$  — объем промежутков на единицу объема, равный  $\frac{\gamma_m - \gamma_a}{\gamma_c}$ , — характеризует степень уплотнения материала;

<sup>1</sup> „Forschung“, Bd. 4, № 2, 1933 г.

ТАБЛИЦА 72

Наименование материала	Формула	Проходное сечение камеры в мм	Приведенный диаметр или размер куска в мм	Примечание
Кукуруза . . .	$\Delta S_1 = 0,6 hV^{1,57}$	200 × 300	7,37	ВТИ
Пшеница . . .	$\Delta S_1 = 1,44 hV^{1,43}$	200 × 300	3,48	
Мак . . . . .	$\Delta S_1 = 3,9 hV^{1,35}$	200 × 300	0,99	
Антрацит . . .	$\Delta S_1 = 0,09 hV^{1,90}$	200 × 300	18,5—19,5	
" . . .	$\Delta S_1 = 0,156 hV^{1,70}$	200 × 300	14—16,5	
" . . .	$\Delta S_1 = 0,192 hV^{1,75}$	200 × 300	8—17	
" . . .	$\Delta S_1 = 0,78 hV^{1,52}$	200 × 300	5—8	
" . . .	$\Delta S_1 = 0,74 hV^{1,51}$	200 × 300	4,5—6,5	
" . . .	$\Delta S_1 = 4,45 hV^{1,35}$	200 × 300	0—2	
Дробь . . . . .	$\Delta S_1 = 0,235 hV^{1,82}$	200 × 300	7,6	
" . . . . .	$\Delta S_1 = 0,485 hV^{1,85}$	200 × 300	5	
" . . . . .	$\Delta S_1 = 0,65 hV^{1,732}$	25,4	3	
" . . . . .	$\Delta S_1 = 1,30 hV^{1,57}$	25,4	2	
" . . . . .	$\Delta S_1 = 2,23 hV^{1,483}$	25,4	1,32	
Спички . . . . .	$\Delta S_1 = 325 \cdot 10^{-6} hV^{1,20}$	250 × 250		по Diepschlag'y Корпус коробки Ящик " Спичечная соломка Для абсолютно сухого хлопка нагрузка на 1 м <sup>2</sup> при P = 1 составляет: 1-й сорт — 14,1 кг/м <sup>2</sup> 3-й " — 17,2 " } 5-й " — 21,6 " } курак — 3,62 " } при высоте слоя 200 мм
" . . . . .	$\Delta S_1 = 650 \cdot 10^{-6} hV^{0,87}$	250 × 250		
" . . . . .	$\Delta S_1 = 425 \cdot 10^{-6} hV^{1,17}$	250 × 250		
Хлопок 1-й сорт	$\Delta S_1 = 0,168 hPV^{1,629}$	250 × 250		
" 3-й "	$\Delta S_1 = 0,208 hPV^{1,889}$	250 × 250		
" 5-й "	$\Delta S_1 = 0,245 hPV^{1,706}$	250 × 250		
" курак .	$\Delta S_1 = 0,0538 hPV^{1,68}$	250 × 250		
Чай . . . . .	$\Delta S_1 = 0,114 hV^{1,7}$	250 × 250		
" . . . . .	$\Delta S_1 = 0,1035 hV^{1,74}$	250 × 250		
" . . . . .	$\Delta S_1 = 0,21 hV^{1,58}$	250 × 250		
" . . . . .	$\Delta S_1 = 0,0985 hV^{1,425}$	250 × 250		
" . . . . .	$\Delta S_1 = 0,0325 hV^{1,41}$	250 × 250		
" . . . . .	$\Delta S_1 = 0,194 hV^{1,55}$	250 × 250		
" . . . . .	$\Delta S_1 = 0,18 hV^{1,55}$	250 × 250		
" . . . . .	$\Delta S_1 = 0,084 hV^{1,55}$	250 × 250		
Песок . . . . .	$\Delta S_1 = 2,12 hV^{1,402}$	25,4	2—2,8	по Diepschlag'y
" . . . . .	$\Delta S_1 = 2,5 hV^{1,455}$	25,4	1,6—2	
" . . . . .	$\Delta S_1 = 5,8 hV^{1,303}$	25,4	1,0—1,6	
Подсолнечник	$\Delta S_1 = 0,53 hV^{1,46}$	d = 20	5,64	ВНИИЖ
Лен . . . . .	$\Delta S_1 = 2,0 hV^{1,18}$	d = 20	1,90	
Конопля . . . .	$\Delta S_1 = 0,85 hV^{1,5}$	d = 20	3,22	
Соя . . . . .	$\Delta S_1 = 0,27 hV^{1,6}$	d = 20	5,65	
Клещевика . . .	$\Delta S_1 = 0,30 hV^{1,65}$	d = 20	8,20	

$C_1 = \frac{1-\xi}{\xi^2}$  — постоянная — характеризует степень уплотнения материала;  
 $g$  — ускорение силы тяжести, равное  $9,81 \text{ м/сек}^2$ ;

$$\alpha = \frac{490}{Re} + \frac{100}{\sqrt{Re}} + 5,85.$$

При подсчете  $Re$  за определяющий размер берется приведенный диаметр частицы и скорость, отнесенная к незаполненному сечению.

*Сопrotивление фильтра из камней*, загруженных слоем  $200 \text{ мм}^1$  с размерами кусков  $50 \div 70 \text{ мм}$ , будет:

в сухом виде  $\Delta S_1 = 22 v^{1,85} \text{ мм вод. ст.}$   
 смоченного водой  $\Delta S_1 = 32 v^{1,96} \text{ " " "}$

По исследованиям ВЦИЭООТ сопротивление ткани зависит от сорта ткани и степени запыленности ее. Для незапыленного состояния сопротивление может быть подсчитано по формулам:

1. Шерстянка „Мельстроя“  $\Delta S_1 = 5,03 \cdot 10^{-3} \omega^{1,012}$
2. Бязь  $\Delta S_1 = 3,24 \cdot 10^{-3} \omega^{1,17}$
3. Шерстяная байка  $\Delta S_1 = 4,97 \cdot 10^{-3} \omega^{1,1}$
4. Льняная „редкая двуниток“  $\Delta S_1 = 0,029 \cdot 10^{-3} \omega^{1,46}$ ,

где  $\omega$  — удельное напряжение ткани  $\text{м}^3/\text{м}^2 \text{ час}$  (количество воздуха на площадь в час).

С увеличением запыленности ткани сопротивление ее возрастает; так, для шерстянки „Мельстроя“ оно составляет при степени запыленности:

$$\begin{aligned} 305 \text{ г/м}^2 \Delta S_1 &= 26,5 \cdot 10^{-3} \omega^{1,05} \\ 589 \text{ " } \Delta S_1 &= 40 \cdot 10^{-3} \omega^{1,06} \\ 894 \text{ " } \Delta S_1 &= 42 \cdot 10^{-3} \omega^{1,095} \end{aligned}$$

#### IV. СОПРОТИВЛЕНИЕ КАЛОРИФЕРОВ ( $\Delta S_2$ )

а) *Сопrotивление калориферов типа митральезы* (фиг. 307) в зависимости от скорости воздуха в  $\text{м/сек}$  и диаметра трубы в  $\text{мм}$  без учета сопротивления входа и выхода и отнесенное на один погонный метр трубы подсчитывается по формуле

$$\Delta S_2 = 6,61 \left( \frac{\gamma}{1,2} \right)^{0,852} \frac{v^{1,924}}{d^{1,231}} \text{ мм вод. ст.},$$

сопротивление входа и выхода подсчитывается применительно к табл. 71, пп. 11 и 12.

б) *Сопrotивление калорифера из ребристых отопительных труб*, отнесенное к одному ряду, в зависимости от скорости воздуха при  $0^\circ$  и  $760 \text{ мм рт. ст.}$  для шахматного и продольного расположения труб, при скорости, отнесенной к сечению между ребрами (для трубы с диаметром  $d = 82 \text{ мм}$  и высотой ребра  $42 \div 46 \text{ мм}$ ), может быть подсчитано по формуле:

одна труба  $\Delta S_2 = 0,10 v^{1,84} \text{ мм вод. ст.};$   
 та же труба с приливом  $\Delta S_2 = 0,13 v^{2,0} \text{ " " "}$   
 батарея с шахматным расположением  $\Delta S_2 = 0,16 v^{1,8}$ ,

где  $v$  — скорость в самом узком сечении, приведенная к  $0^\circ$  и  $760 \text{ мм рт. ст.}$

в) *Сопrotивление калорифера типа Юнкерса* сильно зависит от качества выполнения и конструкции.

<sup>1</sup> По Ritschel'ю.

<sup>2</sup> О. Е. Власов. „Известия ВТИ“ № 6 (31).

По испытанию ВТИ калориферы, изготовленные заводом Мосэлектропром (габаритные размеры см. табл. 69), имели сопротивление:

$$\begin{aligned} \text{Н-4} \quad \Delta S_2 &= \frac{(v_{cp} \cdot \gamma_{cp})^{1,7}}{9,0} \text{ мм вод. ст.;} \\ \text{БН-1} \quad \Delta S_2 &= \frac{(v_{cp} \cdot \gamma_{cp})^{1,2}}{1,6} \text{ " " " } \end{aligned}$$

где  $v_{cp}$  — средняя скорость воздуха, отнесенная к живому сечению (между ребрами), в м/сек;

$\gamma_{cp}$  — среднее значение удельного веса воздуха до и после подогрева в кг/м<sup>3</sup>.

Для калорифера Юнкерса, у которого живое сечение составляет ~ 40% от общей площади габаритного сечения, в пределах скоростей 6 ÷ 20 м/сек (между ребрами) можно с достаточной технической точностью считать

$$\Delta S_2 = 0,055 v^2 \text{ мм вод. ст.}$$

ТАБЛИЦА 73  
ЗНАЧЕНИЯ  $k_6$

$\frac{s}{d}$	$\frac{s_1}{d}$			
	1,30— 1,35	1,50— 1,55	2,00— 2,10	2,40— 2,50
1,15—1,20	13,72	13,00	12,70	14,20
1,50—1,55	17,40	15,32	12,45	12,15
2,00—2,10	—	16,70	12,95	12,08
2,40—2,50	—	17,93	13,50	12,38

ТАБЛИЦА 74  
ЗНАЧЕНИЯ  $k_6$

$\frac{s}{d}$	$\frac{s_1}{d}$			
	1,25— 1,30	1,50— 1,55	2,00— 2,10	2,40— 2,50
1,15—1,20	10,75	9,85	9,67	10,55
1,50—1,55	13,57	11,63	9,68	9,38
2,00—2,10	15,30	13,18	10,10	9,53
2,40—2,50	—	13,93	10,68	10,10

г) Сопротивление пластинчатого калорифера со спиральной поверхностью по фиг. 310—312 при расположении элементов в два последовательных ряда по три трубы и при расположении в три последовательных ряда по две трубы можно принимать соответственно ( $v$  — средняя скорость между ребрами):

$$\Delta S_2 = 0,08 v^{1,8} \text{ мм вод. ст.}$$

и

$$\Delta S_2 = 0,12 v^{1,87} \text{ мм вод. ст.}$$

д) Сопротивление пучков труб в поперечном потоке газа по опытам ВТИ (котельная лаборатория) определяется в форме

$$\Delta S_2 = Eu \frac{\gamma v^2}{g} \text{ мм вод. ст.,}$$

где

$$Eu = k_z Re^m. \quad (181)$$

При подсчете  $Eu$  для шахматного пучка труб при числе рядов  $z \geq 6$   $k_z$  подсчитывается по формуле

$$k_z = k_6 + \frac{k_8 - k_6}{2} (z - 6),$$

где  $k_6$  и  $k_8$  в зависимости от шага в направлении потока ( $\frac{s}{d}$ ) и перпендикулярно к потоку ( $\frac{s_1}{d}$ ) ( $s_1$  — шаг в ряду и  $s$  — шаг ряда,  $d$  — наружный их диаметр) берутся из табл. 73, 74.

При  $z < 6$   $k_z = \frac{k_6}{6} z$ ; во всех этих случаях  $m = 0,25$ . Для параллельного расположения пучка при  $z > 3$   $k_z = \frac{k'_6}{6} z$ , где  $k'_6$  и  $m$  берутся из табл. 75.

По указанию ЦКТИ <sup>1</sup>  $\gamma$  в формуле (181) берется при средней температуре потока, а  $\rho$  и  $\mu$  при подсчете  $Re$  при средней температуре стенки.

ТАБЛИЦА 75

$\frac{s}{d}$	$\frac{s_1}{d}$							
	1,1—1,3		1,3—1,5		1,9—2,1		2,5—2,7	
	$k'_0$	$m$	$k'_0$	$m$	$k'_0$	$m$	$k'_0$	$m$
1,1—1,3	2,11	—	1,05	—0,05	0,16	+0,08	0,04	+0,23
1,3—1,5	2,65	—	1,37	—0,06	0,21	+0,06	0,08	+0,16
1,9—2,1	—	—	4,30	—0,15	0,96	—0,03	0,53	+0,05
2,5—2,7	—	—	8,60	—0,20	2,27	—0,13	1,18	—0,07
3,1—3,3	—	—	10,30	—0,21	4,30	—0,18	1,78	—0,12

е) Для газовых железных *пластинчатых* (карманных) *калориферов* ЦККБ по фиг. 304 сопротивление подсчитывается по следующим приближенным формулам, которые включают также сопротивления входных и выходных колен:

Сопротивление со стороны газа (грубо приближенно)

$$\Delta S_2^g = \left( \frac{160}{a_2} + 5 \right) \left( \frac{v_2}{10} \right)^2 \text{ мм вод. ст.}$$

Сопротивление со стороны воздуха

$$\Delta S_2^a = \left( \frac{290}{a_a} + 20 \right) \left( \frac{v_a}{10} \right)^2 \text{ мм вод. ст.,}$$

где  $a_a$  и  $a_2$  — ширина прохода для воздуха и газов в мм, а  $v$  — скорость газа и воздуха в м/сек.

ж) Для *чугунных экономайзеров* типа Каблица (по фиг. 302) газовое сопротивление определяется из выражения

$$\Delta S_2^g = \frac{0,088 v^2 \cdot n \cdot 1,3}{1 + \frac{t_g}{273}} \text{ мм вод. ст.,}$$

воздушное сопротивление определяется из выражения

$$\Delta S_2^a = \frac{0,066 v^2 \cdot n \cdot 1,3}{1 + \frac{t_a}{273}} \text{ мм вод. ст.,}$$

где  $n$  — число кубов, через которые проходит воздух или газ,

$t_g$  или  $t_a$  — средние температуры газа или воздуха.

Сопротивление воздушного короба  $\Delta S_{кор} \approx 3 \div 4$  мм вод. ст. на каждый короб, соединяющий два соседних куба.

з) *Сопротивление топки* складывается из сопротивления газоходов, решетки и слоя топлива.

Сопротивление газоходов подсчитывается по формулам стр. 351—354. Сопротивление решетки и слоя топлива зависит от конструкции топки, рода сжигаемого топлива и от тщательности обслуживания.

Для приближенных подсчетов при оценке сопротивления топки можно пользоваться следующими практическими формулами: <sup>2</sup>

1) Дровяная топка с обычной плоской колосниковой решеткой

$$\Delta S_2 = 3 \left( \frac{B}{R} \right)^2 \left( \frac{12}{CO_2} \right)^2 \text{ мм вод. ст.}$$

<sup>1</sup> „Советское котлотурбостроение“ № 6, 1937 г.

<sup>2</sup> „Известия ВТИ“ № 2 (35), 1928 г.



2) Шахтная дровяная топка

$$\Delta S_2 = 5 \left( \frac{B}{R} \right)^2 \left( \frac{14}{CO_2} \right)^2 \text{ мм вод. ст.}$$

3) Топка для кускового торфа с плоскими колосниками

$$\Delta S_2 = 4 \left( \frac{B}{R} \right)^2 \left( \frac{10}{CO_2} \right)^2 \text{ мм вод. ст.}$$

4) Шахтная топка для торфа

$$\Delta S_2 = 6 \left( \frac{B}{R} \right)^2 \left( \frac{14}{CO_2} \right)^2 \text{ мм вод. ст.}$$

5) Топка с плоскими колосниками для антрацита

$$\Delta S_2 = m \left( \frac{B}{R} \right)^2 \text{ мм вод. ст.,}$$

где  $m = 25-50$  в зависимости от плавкости шлаков;

$\frac{B}{R}$  — напряжение решетки в  $кг/м^2 \text{ час}$ ;

$CO_2$  — содержание углекислоты в дымовых газах.

## V. СОПРОТИВЛЕНИЕ ФИЛЬТРОВ И ПЫЛЕОТДЕЛИТЕЛЕЙ ( $\Delta S_3$ )

1. *Сопротивление матерчатого фильтра.* Сопротивление матерчатого фильтра при проходе воздуха в количестве  $100 \div 300 \text{ м}^3$  на  $1 \text{ м}^2$  поверхности фильтра колеблется в зависимости от срока службы  $10 \div 30 \text{ мм вод. ст.}$  (см. стр. 334).

2. *Сопротивление циклонов.* Сопротивление циклонов обычно выражается, как и местные сопротивления, в долях динамического напора  $h_d$ :

$$\Delta S_3 = \xi \frac{\gamma v^2}{2g},$$

относя динамический напор ко входному сечению циклона. Сопротивление в значительной мере зависит от конфигурации циклона и главным образом диаметров  $D$  и  $D'$  (стр. 328).

В зависимости от конструкции циклона  $\xi$  может меняться от 1 до 7.<sup>1</sup>

В главе „Статика сушильного процесса“ были указаны методы подсчета расхода сухого воздуха. Для подсчета производительности вентилятора полученное значение расхода сухого воздуха в  $кг$  необходимо помножить на  $v_0$  — объем смеси на  $кг$  сухого воздуха (см. табл. 6).

Мощность, необходимая для вращения вентилятора, определяется по формуле

$$N_0 = \frac{V(\Delta S + h_d)}{3600 \cdot 75 \cdot 1,36 \eta_0 \cdot \eta_{np}} = \frac{v_0 l \cdot W (\Delta S + h_d)}{367200 \eta_0 \cdot \eta_{np}} \text{ квт,}$$

где  $l$  — расход сухого воздуха на  $1 \text{ кг}$  испаренной влаги в  $кг/кг$ ;

$W$  — количество испаренной влаги в час в  $кг/час$ ;

$v_0$  — объем смеси на  $1 \text{ кг}$  сухого воздуха в  $м^3/кг$ ;

$h_{ст} = \Delta S$  — сопротивление системы (статическое) в  $мм вод. ст.$ ;

$h_d = \frac{\gamma v^2}{2g}$  — скоростной напор вентилятора;

<sup>1</sup> Сведения о сопротивлении других пылеотделителей см. в главе „Пылеотделение“.

$\eta_6$  — к. п. д. вентилятора, отнесенный к полному напору, зависящий от типа и качества выполнения и равный приближенно для вентиляторов турбинного типа  $\eta = 0,4 \div 0,5$ ;  
винтового типа  $\eta = 0,3 \div 0,5$ ;

$\eta_{пр}$  — к. п. д. привода.

Установочная мощность мотора обычно берется на 15—25% выше.

### М. ПРИМЕР ПОЛНОГО ТЕПЛОВОГО РАСЧЕТА СУШИЛКИ С ПОСТРОЕНИЕМ ПРОЦЕССА В $Jd$ -ДИАГРАММЕ ДЛЯ „X“ МАТЕРИАЛА С ПРОМЕЖУТОЧНЫМ ПОДОГРЕВОМ И ВОЗВРАТОМ ВОЗДУХА ПО ЗОНАМ С ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТЬЮ 500 кг СУХОГО ПРОДУКТА В ЧАС (ЗИМНИЕ УСЛОВИЯ)

Требуется рассчитать сушилку для „X“ материала производительностью  $G_2 = 500$  кг/час. Материал нужно подсушить с  $w_1 = 50$  до  $w_2 = 10\%$ .

Начальная температура воздуха  $t_1 = 80^\circ$ , по мере высушивания температура должна снижаться и в конце сушки не должна превышать  $55 \div 60^\circ$  С.

Температура материала при сушке не должна превышать  $50^\circ$  С. Сушилка — коридорная, прогноточная, работающая по варианту промежуточного подогрева и с возвратом отработанного воздуха по зонам. Обогрев — паровые калориферы.

Количество зон — четыре.

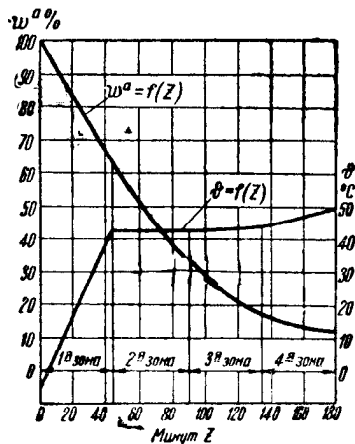
Проводя опыты в лабораторной установке при режиме, применительном к четырехзонной сушилке,

$$t_c = 65^\circ \quad t_m^{23} = 43^\circ - 45 \text{ мин.}$$

$$t_c = 60^\circ \quad t_m = 35^\circ - 45 \text{ „}$$

$$t_c = 55^\circ \quad t_m^4 = 28^\circ - 45 \text{ „}$$

$$t_c = 52^\circ \quad t_m^1 = 22,5^\circ - 45 \text{ „}$$



Фиг. 318.

была получена длительность сушки 180 мин.

Кривая изменения влажности и температуры материала по времени представлена на фиг. 318.

Емкость сушилки по материалу

$$E = \frac{G_2 \cdot Z}{\xi \cdot 60} = \frac{500 \cdot 180}{0,97 \cdot 60} = 1548 \text{ кг сухого продукта,}$$

где  $\xi$  — коэффициент сохранения материала. Оценивая унос материала из пылеотделительного устройства в 3%, получим  $\xi = 0,97$ .

При загрузке на вагонетку 130 кг сухого материала необходимо в сушилке поместить вагонеток

$$\frac{1548}{130} \approx 12 \text{ шт.}$$

Учитывая конструкцию вагонетки и необходимые зазоры между вагонетками и стенами, получим габаритные размеры сушилки: ширина 1750 мм, высота — 2200 мм, длина — 6000 мм. Наружную температуру воздуха принимаем  $t_0 = -10,8^\circ$ ,  $\varphi_0 = 88\%$  (среднее значение для Москвы — табл. 20). Температуру материала принимаем  $\varphi_1 = -5^\circ$  С.

Действительная производительность сушилки ( $\xi = 0,97$ )

$$G_2^{IV} = \frac{G_2}{\xi} = \frac{500}{0,97} = 516 \text{ кг/час.}$$

Производительность сушилки по сырому материалу

$$G_1 = G_2^{IV} \frac{100 - w_2}{100 - w_1} = 516 \frac{100 - 10}{100 - 50} = 929 \text{ кг/час},$$

количество испаренной влаги в час

$$W = G_1 - G_2^{IV} = 929 - 516 = 413 \text{ кг/час}$$

или

$$W = G_2^{IV} \frac{w_1 - w_2}{100 - W_1} = 516 \frac{50 - 10}{100 - 50} = 413 \text{ кг/час}.$$

Полагая количество испаренной влаги пропорциональным изменению абсолютной влажности  $w^a$  по кривой на фиг. 318 (сушка в лабораторных условиях), будем иметь количество влаги, испаренной в каждой зоне:

$$W_{зоны} = \frac{W \cdot (w_1^a - w_2^a)_{зоны}}{(w_1^a - w_2^a)},$$

и таким образом:

В первой зоне по ходу материала

$$W_1 = \frac{413 \cdot 38,6}{88,9} = 170,2 \text{ кг/час}.$$

Во второй зоне по ходу материала

$$W_2 = \frac{413 \cdot 26,6}{88,9} = 123,5 \text{ кг/час}.$$

В третьей зоне по ходу материала

$$W_3 = \frac{413 \cdot 17,8}{88,9} = 82,6 \text{ кг/час}.$$

В четвертой зоне по ходу материала

$$W_4 = \frac{413 \cdot 7,9}{88,9} = 36,7 \text{ кг/час}.$$

Всего . . . . . 413 кг/час.

#### ПОТЕРИ ТЕПЛА ДЛЯ КАЖДОЙ ЗОНЫ

а) Потери тепла в окружающую среду. Подсчитываем коэффициент теплоотдачи  $\alpha_2$  для наружной поверхности стенки.

Температуру поверхности стенки принимаем  $t_{cm} = 25^\circ \text{C}$ .

Температуру помещения  $t_0 = 15^\circ \text{C}$ .

Тогда по формуле (15)

$$Gr = \frac{S^3 g (t_{cm} - t_0)}{\nu^2 T},$$

где  $S$  — высота стенки сушилки, равная 2,2 м;

$g$  — ускорение силы тяжести, равное 9,81 м/сек<sup>2</sup>;

$\nu$  — кинематическая вязкость при  $\frac{15 + 25}{2} = 20^\circ \text{C} = 0,1568 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сек}$  (табл. 9);

$T$  — абсолютная температура помещения, равная  $273 + t = 273 + 15 = 288^\circ \text{C}$ ;

$$Gr = \frac{2,2^3 \cdot 9,81 \cdot 10}{288 \cdot 0,1568^2 \cdot 10^{-8}} = 147,7 \cdot 10^8.$$

Так как  $Gr \cdot Pr$  больше  $10^8$ , то  $Nu$  подсчитывается по формуле (26):

$$Nu = 0,15 \sqrt[3]{Gr \cdot Pr^2} = 0,15 \sqrt[3]{147,7 \cdot 10^8 \cdot 0,73^2} = 298;$$

$$\alpha_2 = \frac{Nu \lambda}{S} = \frac{298 \cdot 0,0216}{2,2} = 2,92 \text{ кал/м}^2\text{час } ^\circ\text{C}.$$

Здесь  $\lambda$  — теплопроводность воздуха при температуре (табл. 9)

$$\frac{15+25}{2} = 20^\circ \text{C в кал/м}^2\text{час } ^\circ\text{C};$$

$S$  — высота стенки в м.

Применяя непосредственно упрощенную формулу (26'), пригодную при  $Gr \cdot Pr > 10^8$ , мы бы получили

$$\begin{aligned} \alpha'_2 &= 1,35 \left(1 - 0,07 \frac{t_{cp}}{100}\right)^3 \sqrt{\Delta t} = \\ &= 1,35 \left(1 - 0,07 \frac{25+15}{2 \cdot 100}\right)^3 \sqrt{10} = 2,87 \text{ кал/м}^2\text{час } ^\circ\text{C}. \end{aligned}$$

Как видно совпадения результатов, вычисленных по точной и упрощенной формулам, хорошие.

Излучение учитывается по формуле (27)

$$\alpha_s = \frac{C_{1-2} \left[ \left( \frac{273,1+t_{cm}}{100} \right)^4 - \left( \frac{273,1+t_0}{100} \right)^4 \right]}{t_{cm} - t_0},$$

где  $C_{1-2}$  подсчитывается по следующей формуле (28):

$$\frac{1}{C_{1-2}} = \frac{1}{C_1} + \left( \frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_3} \right) = \frac{1}{3,86} + \left( \frac{1}{4,6} - \frac{1}{4,96} \right) = 0,276; C_{1-2} = 3,62.$$

Здесь  $C_1 = 3,86$  — коэффициент излучения поверхности, окрашенной краской;  
 $C_2 = 4,6$  — коэффициент излучения поверхности кирпичной стены.

$$\alpha_s = \frac{3,62 \left[ \left( \frac{273,1+25}{100} \right)^4 - \left( \frac{273,1+15}{100} \right)^4 \right]}{25 - 15} = 3,65 \text{ кал/м}^2\text{час } ^\circ\text{C},$$

$$\alpha_2 = \alpha'_2 + \alpha_s = 3,65 + 2,92 = 6,57 \text{ кал/м}^2\text{час } ^\circ\text{C}.$$

Проверяем температуру наружной поверхности стенки по формуле (11):

$$t_{cm} = t_2 + \frac{k}{\alpha_2} (t_1 - t_2) = 15 + \frac{1,193}{6,57} 55 = 25^\circ \text{C}.$$

Определяем  $\alpha_1$  для стен.

Скорость воздуха у стены 2,1 м/сек,

$$Re = \frac{vd}{\nu} = \frac{2,1 \cdot 2,2}{0,2045 \cdot 10^{-4}} = 226\,000.$$

Здесь  $0,2045 \cdot 10^{-4}$  — кинематическая вязкость воздуха в м<sup>2</sup>/сек при  $t = 70^\circ \text{C}$  (при средней температуре воздуха в зоне); так как  $Re$  получилось больше 135 000, то подсчитываем  $Nu$  по формуле (24'):

$$Nu = 43,2 \cdot 10^{-3} Re^{0,78} = 43,2 \cdot 10^{-3} \cdot 226\,000^{0,78} = 640.$$

$\alpha_1$  подсчитываем из формулы (17):

$$\alpha_1 = \frac{Nu\lambda}{S} = \frac{640 \cdot 0,0246}{2,2} = 7,15 \text{ кал/м}^2\text{час } ^\circ\text{C}.$$

Здесь 0,0246 — теплопроводность воздуха при  $t = 70^\circ \text{C}$  в кал/м час °C (табл. 9).

Применяя непосредственно упрощенную формулу (24'''), мы бы получили:

$$\begin{aligned} \alpha_1 &= 4,75 \left(1 + 0,042 \frac{t}{100}\right) \frac{(\gamma v)^{0,78}}{S^{0,22}} = \\ &= 4,75 \left(1 + 0,042 \frac{70}{100}\right) \frac{(1 \cdot 2,1)^{0,78}}{2,2^{0,22}} = 7,3 \text{ кал/м}^2\text{час } ^\circ\text{C}. \end{aligned}$$

Здесь  $\gamma = 1$  — удельный вес воздуха — соответствует  $t$ ; совпадение опять-таки достаточно хорошее.

В качестве изоляции предполагается поставить торфяные плиты с коэффициентом теплопроводности  $\lambda = 0,09$  кал/м час °С.

Подсчитываем толщину изоляции  $\delta$  при заданном коэффициенте теплопередачи  $k = 1,193$  кал/м<sup>2</sup> час °С

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta}{\lambda}; \quad \frac{1}{1,193} = \frac{1}{7,15} + \frac{1}{6,57} + \frac{\delta}{0,09};$$

$$\delta = 0,049 \text{ м.}$$

Аналогичным способом подсчитываем  $\alpha_2$ ,  $\alpha_1$ ,  $k$  и  $\delta$  для потолка, где  $t_{cm}$  принимаем равным также 25° С.

$$t_{cm} - t_0 = 10^\circ \text{ С.}$$

$Gr \cdot Pr$  подсчитывается для случая теплоотдачи от горизонтальной стенки, обращенной вверх, принимая определяющий размер равным половине наименьшей стороны стенки, т. е. в данном случае  $1,75 : 2 = 0,875$  м. Так как физические константы остаются теми же, что и в предыдущем случае,  $Gr \cdot Pr$  изменится пропорционально  $S^3$ , т. е. будет равен

$$(111 \cdot 10^8) \left( \frac{0,875}{2,2} \right)^3 = 7 \cdot 10^8,$$

так как при  $Gr \cdot Pr > 10^8$  можно применить упрощенную формулу (26'), в которой все величины останутся теми же, что и в предыдущем случае (определяющий размер в эту формулу не входит);  $\alpha'_2$ , как и раньше, равняется 2,92, а  $\alpha_s = 3,65$  кал/м<sup>2</sup> час °С.

$$\alpha_2 = \alpha_s + \alpha'_2 = 3,65 + 2,92 = 6,57 \text{ кал/м}^2 \text{ час } ^\circ \text{ С.}$$

Подсчет  $\alpha_1$  для потолка производится аналогично подсчету для стены.

$$Re = \frac{1,75 \cdot 2,1}{0,2045 \cdot 10^{-4}} = 179 \ 500.$$

Так как  $Re$  больше 135 000, пользуемся упрощенной формулой (24''')

$$\alpha_1 = 4,75 \left( 1 + 0,042 \frac{t}{100} \right) \frac{(\nu\nu)^{0,78}}{1,75^{0,22}} =$$

$$= 4,75 \left( 1 + 0,042 \frac{70}{100} \right) \frac{(1 \cdot 2,1)^{0,78}}{1,75^{0,22}} = 7,7 \text{ кал/м}^2 \text{ час } ^\circ \text{ С.}$$

Задаемся толщиной изоляции  $\delta = 0,049$  м, тогда

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{7,7} + \frac{1}{6,57} + \frac{0,049}{0,09} = 0,827;$$

$$k = 1,21 \text{ кал/м}^2 \text{ час } ^\circ \text{ С.}$$

Потери тепла полом сушилки берутся из табл. 22 для температуры внутри сушилки 70° и для расстояния от стены здания 3 м; из таблицы находим

$$Q = 34,475 \text{ кал/м}^2 \text{ час.}$$

#### ПОТЕРИ ТЕПЛА ДЛЯ ПЕРВОЙ ЗОНЫ

а) Потеря тепла в окружающую среду. Оценивая среднюю температуру в зоне в 70° С и принимая температуру воздуха в помещении сушилки 15° С, находим потери тепла в окружающую среду:

$$(F_{\text{пот}} = F_{\text{пол}} = 1,5 \times 1,75 = 2,63 \text{ м}^2; F_{\text{бок. ст}} = 2 \times 1,5 \times 2,2 = 6,6 \text{ м}^2;$$

$$F_{\text{торф. ст}} = 1,75 \times 2,2 = 3,85 \text{ м}^2)$$

$$Q'_6 = F_{\text{ст}} (t_{\text{сп}} - t_0) k + F_{\text{пот}} (t_{\text{сп}} - t_0) k + QF_{\text{пол}} = 10,45 (70 - 15) 1,19 +$$

$$+ 2,63 (70 - 15) 1,21 + 34,475 \cdot 2,63 = 951,7 \text{ кал/час.}$$

б) *Потеря тепла на нагрев транспорта.* Производительность сушилки по сухому материалу 516 кг/час. Нагрузка сухого материала на вагонетку 130 кг, следовательно, из сушилки за час выходит четыре вагонетки. Вес каждой вагонетки 200 кг. Предполагаем, что нагрев материала вагонетки (железо) по всей сушилке будет равномерный. Изменение температуры транспорта при прохождении через сушилку принимаем 55° С.

$$Q'_{тр} = G_{тр} \cdot c_{тр} (\vartheta'_{тр} - \vartheta_{тр}) = 200 \cdot 4 \cdot 0,12 \frac{55}{4} = 1\,320 \text{ кал/час},$$

где  $c_{тр}$  — теплоемкость железа, равная 0,12 кал/кг° С.

в) *Потеря тепла на нагрев материала.* В этой зоне материал высыхает до влажности 38,8% (или 63,4% абсолютной влажности — см. кривую сушки фиг. 318). Тогда вес материала по выходе из первой зоны будет

$$G'_2 = G_1 \frac{100 - w_1}{100 - w_2} = 929 \frac{100 - 50}{100 - 38,8} = 759 \text{ кг/час}, \text{ или}$$

$$G'_2 = G_1 - W_1 = 929 - 170 = 759 \text{ кг/час}.$$

Теплоемкость материала при выходе из первой зоны

$$c'_m = \frac{c_c (100 - w_2)}{100} + \frac{w_2}{100} = \frac{0,2 (100 - 38,8)}{100} + \frac{38,8}{100} = 0,51 \text{ кал/кг}^\circ \text{С}.$$

Здесь теплоемкость сухого материала  $c_c = 0,2 \text{ кал/кг}^\circ \text{С}$ .

Расход тепла на нагрев материала от  $-5^\circ$  до  $43^\circ \text{С}$  (фиг. 318).

$$Q'_{нр} = 759 \cdot 0,51 \cdot 48 = 18\,550 \text{ кал/час}.$$

*Примечание.* В расчете принято, что вся влага при температуре  $-5^\circ \text{С}$  будет в переохлажденном состоянии, и теплоемкость этой влаги независимо от температуры принята равной единице. Если же принять, что материал поступает в сушилку с открытого склада *смерзшийся* и что влага, например, выше 40%, будет в виде льда, то потери тепла на нагрев материала в первой зоне должны быть подсчитаны иначе. В этом случае материал будет не только нагрет, но и *разморожен*. Каждый килограмм сырого вещества при начальной влажности  $w_1 = 50\%$  состоит из 0,5 кг абсолютно сухого вещества и 0,5 кг влаги, из которой при  $\vartheta_1 = -5^\circ \text{С}$  часть будет в виде льда, а часть в переохлажденном состоянии.

На 1 кг сырого вещества будет влаги в виде льда

$$\frac{W''}{G_1} = \frac{50 - 40}{100 - 40} = 0,167 \text{ кг/кг сырого материала}.$$

Оставшаяся часть влаги  $\frac{W'}{G_1} = 0,5 - 0,167 = 0,333 \text{ кг/кг сырого материала}$  будет в переохлажденном состоянии. На нагрев 1 кг сырого материала от  $-5$  до  $0^\circ$  потребуется тепла:

1. На нагрев абсолютно сухого вещества  $0,5 \cdot 0,2 \cdot 5 = 0,5 \text{ кал/кг}$ .  
(0,2 кал/кг° С — теплоемкость абсолютно сухого материала).

2. На нагрев переохлажденной воды

$$0,333 \cdot 1,0 \cdot 5 = 1,665 \text{ кал/кг}.$$

3. На нагрев льда

$$0,167 \cdot 0,5 \cdot 5 = 0,416 \text{ кал/кг}$$

(0,5 — теплоемкость льда).

4. На таяние льда

$$0,167 \cdot 80 = 13,35 \text{ кал/кг}$$

(80 кал/кг — скрытая теплота таяния льда).

Всего 15,931 кал/кг сырого материала.

В час  $15,931 \cdot 929 = 14\,750 \text{ кал/час}$  вместо расхода на нагрев до  $0^\circ \text{С}$  при переохлажденном состоянии всей воды

$$929 \cdot 0,51 [0 - (-5)] = 2\,370 \text{ кал/час}.$$

Суммарные потери в первой зоне

$$Q'_s + Q'_{тр} + Q'_{нр} - W_1 \vartheta'_1 = \\ = 951,7 + 1320 + 18550 - 170 \cdot (-5) = 21671,7 \text{ кал/час},$$

или на 1 кг испаренной во всей сушилке влаги

$$\Delta_1 = - \left( q'_s + q'_{тр} + q'_{нр} - \frac{W_1}{W} \vartheta'_1 \right) = \\ = - \frac{21671,7}{413} = -52,5 \text{ кал/кг испаренной влаги во всей сушилке.}$$

#### ПОТЕРИ ТЕПЛА ДЛЯ ВТОРОЙ ЗОНЫ

а) Потери тепла в окружающую среду. Коэффициенты теплопередачи считаем теми же, что и в предыдущей зоне:

$$Q''_s = 6,6(60-15)1,19 + 2,63(60-15)1,21 + 34,475 \cdot 2,63 = 588,9 \text{ кал/час.}$$

б) Потеря тепла на нагрев транспорта

$$Q''_{тр} = 1320 \text{ кал/час.}$$

в) Потеря тепла на нагрев материала. Так как температура материала в этой зоне равна температуре в первой зоне  $\vartheta'_1 = \vartheta''_1$  (см. кривую  $\vartheta$  на фиг. 318), то

$$Q''_{нр} = 0.$$

Суммарные потери для второй зоны

$$Q''_s + Q''_{тр} + Q''_{нр} - W_2 \vartheta''_1 = 588,9 + 1320 - 123,5 \cdot 43 = -3401,1 \text{ кал/час},$$

или на 1 кг испаренной во всей сушилке влаги

$$\Delta_2 = - \frac{-3401,1}{413} = +8,25 \text{ кал/кг испаренной влаги.}$$

#### ПОТЕРИ ТЕПЛА ДЛЯ ТРЕТЬЕЙ ЗОНЫ

а) Потеря тепла в окружающую среду

$$Q'''_s = 6,6(55-15)1,19 + 2,63(55-15)1,21 + 34,475 \cdot 2,63 = 532,9 \text{ кал/час.}$$

б) Потеря тепла на нагрев транспорта

$$Q'''_{тр} = 1320 \text{ кал/час.}$$

в) Потеря тепла на нагрев материала. Материал в этой зоне нагревается с 43 до 46°С (фиг. 318). Влажность материала по выходе из этой зоны равна 15,9% (19% абсолютной влажности по кривой сушки фиг. 318).

Вес материала по выходе из этой зоны

$$G'''_2 = G_1 \frac{100 - w_1}{100 - w'''_2} = 929 \frac{100 - 50}{100 - 15,9} = 552,9 \text{ кг/час},$$

или

$$G'''_2 = G_1 - (W_1 + W_2 + W_3) = 929 - (170 + 123,5 + 82,6) = 552,9 \text{ кг/час.}$$

Теплоемкость материала при  $w'''_2 = 15,9\%$

$$c'''_m = 0,2 \frac{100 - 15,9}{100} + \frac{15,9}{100} = 0,33 \text{ кал/кг}^\circ\text{С.}$$

Расход тепла на нагрев материала

$$Q'''_{нр} = 552,9 \cdot 0,33 (46 - 43) = 547 \text{ кал/час.}$$

*Суммарные потери тепла для третьей зоны*

$$Q_5''' + Q_{тр}''' + Q_{нр}''' - W_3 \vartheta_1''' = 532,9 + 1320 + 547 - 82,6 \cdot 43 = -1160,1 \text{ кал/час,}$$

или на 1 кг испаренной влаги во всей сушилке

$$\Delta_3 = -\frac{-1160,1}{413} = +2,81 \text{ кал/кг испаренной влаги.}$$

#### ПОТЕРИ ТЕПЛА ДЛЯ ЧЕТВЕРТОЙ ЗОНЫ

а) *Потери тепла в окружающую среду*

$$Q_6^{IV} = 10,45(53-15)1,19 + 2,63(53-15)1,21 + 34 \cdot 475 \cdot 2,63 = 686,7 \text{ кал/час.}$$

б) *Потери тепла на нагрев транспорта*

$$Q_{тр}^{IV} = 1320 \text{ кал/час.}$$

в) *Потери тепла на нагрев материала*

Материал в этой зоне нагревается с 46 до 50° С.

Влажность материала по выходе из четвертой зоны 10% (11,1% абсолютной влажности по кривой сушки).

Вес материала по выходе из этой зоны

$$G_2^{IV} = G_1 \frac{100 - w_1}{100 - w_2^{IV}} = 929 \frac{100 - 50}{100 - 10} = 516,2 \text{ кг/час,}$$

или

$$G_2^{IV} = G_1 - (W_1 + W_2 + W_3 + W_4) = 929 - (170 + 123,5 + 82,6 + 36,7) = 516,2 \text{ кг/час.}$$

Теплоемкость материала при  $w_2^{IV} = 10\%$

$$c_m^{IV} = 0,2 \frac{100 - 10}{100} + \frac{10}{100} = 0,28 \text{ кал/кг}^\circ\text{С.}$$

*Расход тепла на нагрев материала*

$$Q_{нр}^{IV} = 516,2 \cdot 0,28 (50 - 46) = 579 \text{ кал/час.}$$

*Суммарные потери для четвертой зоны*

$$Q_6^{IV} + Q_{нр}^{IV} + Q_{тр}^{IV} - W_4 \vartheta_1^{IV} = 686,7 + 1320 + 579 - 36,7 \cdot 46 = 895,7 \text{ кал/час.}$$

На 1 кг испаренной во всей сушилке влаги

$$\Delta_4 = -\frac{895,7}{413} = -2,17 \text{ кал/кг испаренной влаги.}$$

#### ПОТЕРИ ТЕПЛА ДЛЯ ВСЕЙ СУШИЛКИ

$$\Delta = (-52,5) + 8,25 + 2,81 + (-2,17) = -43,61 \text{ кал/кг испаренной влаги.}$$

Проверяем:

$$q_5 = \frac{951,7 + 588,9 + 532,9 + 686,7}{413} = 6,69 \text{ кал/кг испаренной влаги.}$$

$$q_{тр} = \frac{4 \cdot 1320}{413} = 12,8 \text{ кал/кг испаренной влаги.}$$

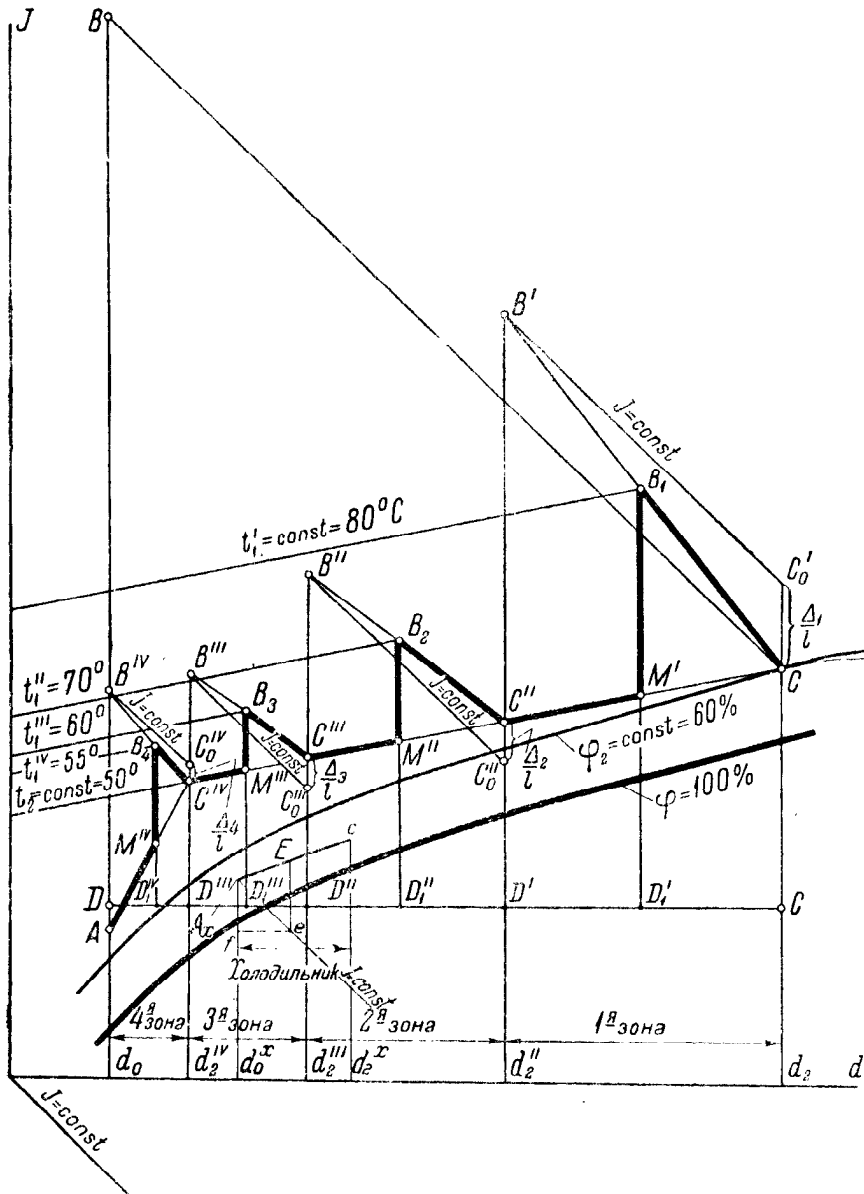
$$q_{нр} = \frac{516 \cdot 55 \cdot 0,28}{413} + 5,0 = 24,3 \text{ кал/кг испаренной влаги,}$$



и все потери на 1 кг испаренной влаги

$$\Delta = -(6,69 + 12,8 + 24,3) = -43,79 \text{ кал/кг испаренной влаги.}$$

Построение в  $Jd$ -диаграмме (фиг. 319). Нам известно состояние наружного воздуха (точка А)  $t_0 = 10^\circ \text{C}$ ,  $d_0 = 1,35 \text{ г/кг}$ . Задаемся параметрами отработан-



Фиг. 319.

ного воздуха  $t_2 = 50^\circ \text{C}$ ,  $\varphi_2 = 60\%$  и  $d_2 = 50,6 \text{ г/кг}$  (точка C). Общий прирост влагосодержания на 1 кг свежего или отработанного воздуха

$$\Delta d = M_d \cdot DC = 0,2 \cdot 244,5 = 49,0 \text{ г/кг сухого воздуха.}$$

Тогда расход отработанного воздуха будет

$$l = \frac{1000}{49,0} = 20,4 \text{ кг/кг влаги, испаренной во всей сушилке.}$$

Для построения общий прирост влагосодержаний  $\Delta d$  разбиваем по зонам, причем прирост влагосодержания принимаем пропорциональным количеству испаренной в этой зоне влаги:

$$\text{Для первой зоны} \quad \Delta' d = \frac{49 \cdot 170}{413} = 20,20 \text{ г/кг воздуха}$$

$$\text{Для второй зоны} \quad \Delta'' d = \frac{49 \cdot 123,5}{413} = 14,64 \text{ " "}$$

$$\text{Для третьей зоны} \quad \Delta''' d = \frac{49 \cdot 82,6}{413} = 9,82 \text{ " "}$$

$$\text{Для четвертой зоны} \quad \Delta^{IV} d = \frac{40 \cdot 36,7}{413} = 4,35 \text{ " "}$$

Всего 49,00 г/кг воздуха

В масштабе влагосодержаний:

$$\frac{\Delta' d}{M_d} = D'C = \frac{20,2}{0,2} = 100,5 \text{ мм}$$

$$\frac{\Delta'' d}{M_d} = D''D' = \frac{14,64}{0,2} = 73,2 \text{ "}$$

$$\frac{\Delta''' d}{M_d} = D'''D'' = \frac{9,81}{0,2} = 49 \text{ "}$$

$$\frac{\Delta^{IV} d}{M_d} = DD''' = \frac{4,35}{0,2} = 21,8 \text{ "}$$

Всего 244,5 мм

Эти отрезки влагосодержаний откладываем на линии  $DC$  и из точек  $D'$ ,  $D''$ ,  $D'''$  проводим линии  $d = \text{const}$ .

Для построения действительного процесса в первой по ходу материала зоне по линии  $d = \text{const}$ , проходящей через точку  $C$ , откладываем отрезок  $CC_0 = \frac{\Delta_1}{IM_1}$ , где  $M_1$  — масштаб теплосодержания.

$$\frac{\Delta_1}{IM_1} = \frac{-52,5}{20,4 \cdot 0,1} = -25,7 \text{ мм}$$

(знак минус указывает, что отрезок должен быть отложен вверх). Из полученной точки  $C_0$  проводим линию  $J = \text{const}$  до пересечения с линией  $d = \text{const}$ , проходящей через точку  $D'$ . Полученную точку  $B'$  соединяем с точкой  $C$ . Действительный процесс сушки в первой зоне будет изображаться линией  $B_1C$ , у которой точка  $B_1$  находится на линии пересечения  $B'C$  с заданной изотермой  $t_1 = 80^\circ = \text{const}$ . Для нахождения процесса подогрева смеси в первой зоне из точки  $B_1$  проводим линию  $d = \text{const}$  до пересечения с изотермой  $t_2 = \text{const} = 50^\circ \text{C}$ .

Процесс смешения изобразится для этой зоны линией  $C''M'$ . Для второй по ходу материала зоны аналогично первой получим

$$\frac{\Delta_2}{IM_2} = \frac{8,25}{20,4 \cdot 0,1} = +4,05 \text{ мм}$$

(знак плюс указывает, что отрезок должен быть отложен вниз).

В этой зоне температура входящего воздуха  $t_1 = 70^\circ \text{C}$ . Все построение делается так же, как и для первой зоны. Процесс смешения так же, как и для первой зоны при  $t = \text{const} = 50^\circ$ , — по линии  $C'''M''$ . Для третьей по ходу материала зоны аналогичным способом получим

$$\frac{\Delta_3}{IM_3} = \frac{2,81}{20,4 \cdot 0,1} = +1,38 \text{ мм.}$$

Температура входящего в зону воздуха  $t_1''' = 60^\circ$ . Линия смешения  $M^{III}C^{IV}$ . Для четвертой по ходу материала зоны

$$\frac{\Delta_4}{IM_4} = \frac{2,17}{20,4 \cdot 0,1} = -1,06 \text{ мм.}$$

Температура воздуха, входящего в сушилку этой зоны,  $t_1^{IV} = 55^\circ$ . Процесс смещения здесь изобразится линией  $M^{IV}A$ . Точка  $M^{IV}$  находится в месте пересечения линии, соединяющей точку, соответствующую параметрам наружного воздуха, с точкой, соответствующей параметрам отработанного, с линией  $d = \text{const}$ , проведенной через точку  $B_4$ .

Часовой расход сухого отработанного или свежего воздуха для всей сушилки будет

$$L = l \cdot W = 20,4 \cdot 413 = 8450 \text{ кг/час.}$$

Коэффициенты циркуляции или количество кг сухого воздуха в отработанной смеси на 1 кг сухого свежего воздуха для каждой зоны будут:

$$n' = \frac{D_1' D_1'}{D_1' C} = \frac{49,5}{51,5} = 0,96, \quad n'' = \frac{D_1'' D_1''}{D_1'' D} = \frac{31,5}{42} = 0,75;$$

$$n''' = \frac{D_1''' D_1'''}{D_1''' D} = \frac{29,5}{19,5} = 1,51, \quad n^{IV} = \frac{DD_1^{IV}}{D_1^{IV} D} = \frac{12}{9,2} = 1,305.$$

Расход циркулирующего в каждой зоне воздуха:

$$\text{Для первой зоны } L_n' = (n' + 1) l \cdot W = \\ = (0,96 + 1) 20,4 \cdot 413 = 16500 \text{ кг/час сухого воздуха;}$$

$$\text{Для второй зоны } L_n'' = (n'' + 1) l \cdot W = \\ = (0,75 + 1) 20,4 \cdot 413 = 14750 \text{ " " "}$$

$$\text{Для третьей зоны } L_n''' = (n''' + 1) l \cdot W = \\ = (1,51 + 1) 20,4 \cdot 413 = 21200 \text{ " " "}$$

$$\text{Для четвертой зоны } L_n^{IV} = (n^{IV} + 1) l \cdot W = \\ = (1,305 + 1) 20,4 \cdot 413 = 19450 \text{ " " "}$$

Предполагая, что циркуляционные вентиляторы будут стоять после калорифера, будем иметь для каждой зоны подачу воздуха:

Первая зона

$$t_1 = 80^\circ \quad \varphi_1 = 13,4\% \quad v_0 = 1,09 \text{ м}^3/\text{кг} \quad V = L \cdot v_0 = 16500 \cdot 1,09 = 18000 \text{ м}^3/\text{час}$$

Вторая зона

$$t_1 = 70^\circ \quad \varphi_1 = 11,1\% \quad v_0 = 1,03 \text{ м}^3/\text{кг} \quad V = L \cdot v_0 = 14750 \cdot 1,03 = 15200 \text{ м}^3/\text{час}$$

Третья зона

$$t_1 = 60^\circ \quad \varphi_1 = 9,35\% \quad v_0 = 0,981 \text{ м}^3/\text{кг} \quad V = L \cdot v_0 = 21200 \cdot 0,981 = 20800 \text{ м}^3/\text{час}$$

Четвертая зона

$$t_1 = 55^\circ \quad \varphi_1 = 4,2\% \quad v_0 = 0,955 \text{ м}^3/\text{кг} \quad V = L \cdot v_0 = 19450 \cdot 0,955 = 18600 \text{ м}^3/\text{час}$$

Отработанный воздух

$$t_1 = 50^\circ \quad \varphi_1 = 60\% \quad v_0 = 1,009 \text{ м}^3/\text{кг} \quad V = L \cdot v_0 = 8450 \cdot 1,009 = 8510 \text{ м}^3/\text{час}$$

*Расход тепла на 1 кг испаренной влаги (по Jd-диаграмме)*

Из конечной точки процесса  $C$  проводим линию  $J = \text{const}$  до пересечения с линией  $d = \text{const}$ , проходящей через точку  $A$  (начальную точку процесса), и получаем точку  $B$ .

Расход тепла на 1 кг испаренной влаги будет

$$q = \frac{AB}{DC} m + \Delta = 500 \cdot \frac{449}{244,5} + 43,61 = 959,61 \text{ кал/кг} \text{ влаги, испаренной во всей сушилке.}$$

Часовой расход тепла на сушилку:

$$Q = 959,61 \cdot 413 = 396\,000 \text{ кал/час.}$$

Расход тепла в зонах:

$$Q'_к = m \frac{C''B'}{CD} W = 500 \frac{149,5}{244,5} \cdot 413 = 126\,800 \text{ кал/час}$$

$$Q''_к = m \frac{B''C'''}{CD} W = 500 \frac{86,5}{244,5} \cdot 413 = 73\,100 \text{ "}$$

$$Q'''_к = m \frac{B'''C^{IV}}{CD} W = 500 \frac{59}{244,5} \cdot 413 = 50\,000 \text{ "}$$

$$Q^{IV}_к = m \frac{B^{IV}A}{CD} W = 500 \frac{172,5}{244,5} \cdot 413 = 146\,000 \text{ "}$$

Всего . . . 395 900 кал/час

Это количество отличается от ранее подсчитанной величины на

$$\frac{396\,000 - 395\,900}{396\,000} \cdot 100 = 0,025\%$$

Проверяем аналитически этот расчет, сделанный по  $Jd$ -диаграмме:

$$\text{при } t_0 = -10,8^\circ \text{C, } \varphi_0 = 88\%, J_0 = -1,58 \text{ кал/кг, } d_0 = 1,35 \text{ г/кг.}$$

$$t_2 = 50^\circ \text{C, } \varphi_2 = 60\%, J_2 = 43,4 \text{ кал/кг, } d_2 = 50,6 \text{ г/кг.}$$

$$\text{Расход воздуха } l = \frac{1\,000}{d_2 - d_0} = \frac{1\,000}{50,6 - 1,35} = 20,4 \text{ кг/кг.}$$

$$\begin{aligned} \text{Расход тепла } q &= l (J_2 - J_0) + \Delta = 20,4 [43,4 - (-1,58)] + 43,61 = \\ &= 958,61 \text{ кал/кг.} \end{aligned}$$

Этот расход тепла отличается от определенного по  $Jd$ -диаграмме на следующую величину:

$$\frac{959,61 - 958,61}{958,61} \cdot 100 = 0,1\%$$

В качестве последней проверки составим баланс тепла на 1 кг испаренной влаги.

1. Расход тепла на испарение влаги

$$q_0 = i''_n - \vartheta_0 = 619,41 \text{ кал/кг влаги.}$$

Здесь  $\vartheta_0$  считаем равным нулю, а тепло, истраченное на нагрев сырого материала до  $0^\circ \text{C}$ , относим к  $q_{np}$ , так как тепловой баланс обычно составляется от  $0^\circ \text{C}$ .

2. Расход тепла на подогрев транспорта

$$q_{mp} = \frac{T}{W} c_{mp} (\vartheta''_{mp} - \vartheta'_{mp}) = \frac{800}{413} \cdot 0,12 \cdot 55 = 12,8 \text{ кал/кг влаги.}$$

3. Расход тепла на подогрев воздуха

$$\begin{aligned} q_2 &= l \left[ 0,24 (t_2 - t_0) + \frac{(i''_n - i'_n) d_0}{1\,000} \right] = \\ &= 20,4 \left[ 0,24 (50 - (-10)) + \frac{1,35 (619,4 - 590)}{1\,000} \right] = 295 \text{ кал/кг влаги.} \end{aligned}$$

4. Расход тепла на подогрев сухого продукта (и подогрев испаренной воды до  $0^\circ \text{C}$ )

$$q_{np} = 24,3 \text{ кал/кг влаги.}$$

5.  $q_5 = 6,69$  кал/кг влаги.

Всего  $q = q_0 + q_{mp} + q_2 + q_{np} + q_5 =$   
 $= 619,41 + 12,8 + 295 + 24,3 + 6,69 = 958,2$  кал/кг влаги.

Этот расход тепла отличается от расхода тепла, определенного по  $Jd$ -диаграмме, на

$$\frac{959,61 - 958,20}{959,61} \cdot 100 \approx 0,14\%$$

### ЛЕТНИЕ УСЛОВИЯ

Этот расчет аналогичен расчету сушилки для зимних условий. Все данные: емкость, производительность сушилки, количество испаренной влаги, вес транспорта, остаются те же, что и в прошлом расчете. Изменяется только температура и влажность окружающего воздуха  $t_0 = 18^\circ$ ,  $\varphi_0 = 70\%$  и начальная температура материала и транспорта, которые равны  $20^\circ$  С. Эти изменения прежде всего скажутся на потерях тепла сушилкой.

Подсчитывая потери по зонам, как и для зимних условий, получим:

	I	II	III	IV
$Q_5 =$	732,2	452,2	407,5	514 кал/час
$Q_{mp} =$	840	840	840	840 "
$Q_{np} =$	8 900	0	547	579 "
$\Delta =$	-17,15	+9,74	+4,27	-0,59 кал/кг влаги, испаренной во всей сушилке

Строим процесс в  $Jd$ -диаграмме аналогичным путем, как и в расчете для зимних условий, применяя соответственно иные значения для  $\Delta$  и изменив положение точки А.

Часовой расход сухого отработанного и свежего воздуха у всей сушилки

$$L = l \cdot W = 24,2 \cdot 413 = 10\,000 \text{ кг/час.}$$

Коэффициенты циркуляции для каждой зоны будут равны:

$$n' = \frac{D'D_1'}{D_1C} = \frac{26}{59} = 0,44, \quad n'' = \frac{D''D_1''}{D_1'D''} = \frac{18,5}{43,6} = 0,42;$$

$$n''' = \frac{D'''D_1'''}{D_1''D'''} = \frac{22}{20} = 1,1, \quad n^{IV} = \frac{DD_1^{IV}}{D_1^{IV}D'''} = \frac{11}{7,5} = 1,47.$$

Расход циркулирующего в каждой зоне воздуха:

Для первой зоны

$$L_n' = (n + 1) \cdot L \cdot W = (0,44 + 1) 24,2 \cdot 413 = 14\,400 \text{ кг/час сухого воздуха.}$$

Для второй зоны

$$L_n'' = (n + 1) \cdot L \cdot W = (0,42 + 1) 24,2 \cdot 413 = 14\,200 \text{ кг/час сухого воздуха.}$$

Для третьей зоны

$$L_n''' = (n + 1) \cdot L \cdot W = (1,1 + 1) 24,2 \cdot 413 = 21\,000 \text{ кг/час сухого воздуха.}$$

Для четвертой зоны

$$L_n^{IV} = (n + 1) \cdot L \cdot W = (1,47 + 1) 24,2 \cdot 413 = 24\,750 \text{ кг/час сухого воздуха.}$$

Предполагая, что циркуляционные вентиляторы будут стоять после калорифера, будем иметь для каждой зоны:

Первая зона

$$t_1 = 80^\circ, \varphi_1 = 12,9\% \quad v_0 = 1,088 \quad \text{м}^3/\text{кг} \quad V = 14\,400 \cdot 1,088 = 15\,200 \quad \text{м}^3/\text{час}$$

Вторая зона

$$t_1 = 70^\circ, \varphi_1 = 12,8\% \quad v_0 = 1,034 \quad \text{м}^3/\text{кг} \quad V = 14\,200 \cdot 1,034 = 14\,700 \quad \text{м}^3/\text{час}$$

Третья зона

$$t_1 = 60^\circ, \varphi_1 = 14,0\% \quad v_0 = 0,99 \quad \text{м}^3/\text{кг} \quad V = 21\,000 \cdot 0,99 = 20\,800 \quad \text{м}^3/\text{час}$$

Четвертая зона

$$t_1 = 55^\circ, \varphi_1 = 11,3\% \quad v_0 = 0,9655 \quad \text{м}^3/\text{кг} \quad V = 24\,750 \cdot 0,9655 = 23\,800 \quad \text{м}^3/\text{час}$$

Отработанный воздух

$$t_1 = 50^\circ, \varphi_1 = 60\% \quad v_0 = 1,009 \quad \text{м}^3/\text{кг} \quad V = 10\,000 \cdot 1,009 = 10\,090 \quad \text{м}^3/\text{час}$$

Расход тепла по зонам:

$$Q'_k = m \frac{C''B'}{CD} W = 500 \frac{112}{207} \cdot 413 = 118\,000 \quad \text{кал/час}$$

$$Q''_k = m \frac{B''C'''}{CD} W = 500 \frac{72}{207} \cdot 413 = 71\,900 \quad "$$

$$Q'''_k = m \frac{B'''C^{IV}}{CD} W = 500 \frac{50}{207} \cdot 413 = 50\,000 \quad "$$

$$Q^{IV}_k = m \frac{B^{IV}A}{CD} W = 500 \frac{101,5}{207} \cdot 413 = 101\,700 \quad "$$

Всего 335 400 кал/час

Расход тепла на 1 кг испаренной влаги

$$q = \frac{335\,400}{413} = 812,73 \quad \text{кал/кг.}$$

### ВЫБОР ОБОРУДОВАНИЯ СУШИЛКИ

Сопоставим результаты расчетов для зимних и летних условий.

	Зимние усло- вия	Летние усло- вия
<b>Воздух</b>		
1. Отработанный воздух . . . . .	8 510 м <sup>3</sup> /час	10 090 м <sup>3</sup> /час
2. Циркулирующий воздух		
первая зона . . . . .	18 000 "	15 200 "
вторая зона . . . . .	15 200 "	14 700 "
третья зона . . . . .	20 800 "	20 800 "
четвертая зона . . . . .	18 600 "	23 800 "
Средняя для четырех зон . . . . .	18 200 м <sup>3</sup> /час	18 650 м <sup>3</sup> /час
<b>Тепло</b>		
Расход тепла в первой зоне . . . . .	126 800 кал/час	118 000 кал/час
во второй зоне . . . . .	73 100 "	71 900 "
в третьей зоне . . . . .	50 000 "	50 000 "
в четвертой зоне . . . . .	146 000 "	101 700 "
Сумма . . . . .	395 900 кал/час	335 400 кал/час
Расход тепла на 1 кг испаренной влаги . . . . .	957,56 кал/кг	812,73 кал/кг

Из таблицы видно, что при летних условиях несколько увеличивается количество отработанного и циркулирующего воздуха и заметно уменьшается расход тепла. С целью обеспечить заданный режим при летних и зимних условиях, очевидно, производительность вентиляторов должна быть выбрана, исходя из расхода для летних условий, а поверхность нагрева калориферов, — исходя из зимних условий работы.

а) Вентилятор отработанного воздуха покрывает часть сопротивления первой зоны, сопротивление трубы отработанного воздуха, циклона и теплоуловителя. Ориентировочно это сопротивление оцениваем в 70 мм вод. ст. (после изготовления эскизного проекта это сопротивление должно быть проверено).

Оценивая присос воздуха через двери в месте загрузки материала в 15%, необходимая подача будет

$$V_0 = 10\,090 \cdot 1,15 = 11\,600 \text{ м}^3/\text{час}.$$

Предполагается поставить вентилятор № 6<sup>1</sup>/<sub>2</sub> с выходным отверстием 520 × 520 мм, тогда динамический напор будет

$$h_0 = \frac{\left(\frac{V}{F \cdot 3\,600}\right)^2 \gamma}{2g} = \frac{\left(\frac{11\,600}{0,27 \cdot 3\,600}\right)^2 \cdot 1,0}{2 \cdot 9,81} = 7,25 \approx 8 \text{ мм вод. ст.}$$

Здесь 1,0 — удельный вес воздуха.

Общий напор у вентилятора будет  $h_{cm} + h_0 = 70 + 7,25 \approx 77$ .

Потребная мощность для вращения вентилятора будет (стр. 361)

$$N_0 = \frac{h \cdot V}{3\,600 \cdot 75 \cdot 1,36 \eta_0 \eta_{np}} = \frac{11\,600 \cdot 77}{367\,200 \cdot 0,5 \cdot 0,80} \approx 6,2 \text{ квт.}$$

Здесь к. п. д. вентилятора, отнесенный к полному напору, оценен в 0,5, и к. п. д. механического привода и электромотора оценен в 0,8. Мотор ставим с запасом мощности на 15%, т. е. 7,0 квт. Это соответствует № БАО — 32/4 завода „Электросила“. Мотор делает 1 450 об/мин, а вентилятор должен делать согласно каталогу „Моссантехпромсоюза“ около 840 об/мин, следовательно, придется сделать ременную передачу. Имея согласно каталогу шкив у мотора 180 мм, шкив на вентиляторе будет 311 мм.

б) Вентиляторы циркуляционные установим одного номера для всех зон, причем для первых двух зон рассчитываем их на подачу 16 000 м<sup>3</sup>/час, а для третьей и четвертой зон на 20 000 м<sup>3</sup>/час. Предполагаем поставить осевой вентилятор ЦАГИ с диаметром крыла 850 мм. Сопротивление зоны оцениваем в 15 мм вод. ст. Динамический напор для заданной подачи будет

$$h_0 = \frac{\left(\frac{16\,000}{3\,600 \cdot 0,426}\right)^2 \cdot 1,0}{2 \cdot 9,81} = 5,55 \text{ мм вод. ст.}$$

Здесь 0,426 — площадь для прохода воздуха у вентилятора. Полный напор будет 15 + 5,55 ≈ 21,0 мм вод. ст.

Вентилятор ЦАГИ согласно каталогу „Осевые вентиляторы“, издание ЦАГИ, при полном напоре 21,0 и подаче 16 000 м<sup>3</sup>/час при 1 400 об/мин будет иметь к. п. д. 0,54, следовательно, потребная мощность на валу вентилятора будет

$$N_0 = \frac{16\,000 \cdot 21,0}{3\,600 \cdot 75 \cdot 1,36 \cdot 0,54} = 1,70 \text{ квт.}$$

Аналогичным образом подсчитывая для второй группы вентиляторов, получим  $N_0 = 2,56 \text{ квт}$  и число оборотов  $n = 1\,700 \text{ об/мин}$ .

Суммарная потребная мощность на вращение всех циркуляционных вентиляторов, принимая к. п. д. контрпривода 0,85, будет

$$\frac{2 \cdot 1,70 + 2 \cdot 2,56}{0,85} \approx 10,0 \text{ квт.}$$

Мотор выбираем с запасом мощности 15%, т. е.

$$1,15 \cdot 10 = 11,5 \text{ квт.}$$

Ближе всего подходит мотор МГ-62/4 с числом оборотов 1450 об/мин, с номинальной мощностью 12,0 квт.

в) Калориферы будут установлены паровые *пластинчатые со спиральной поверхностью* (с навитыми ребрами). Давление пара 2 атм. В каждом ряду будет поверхность нагрева 24 м<sup>2</sup>. При этом живое сечение калориферов будет 0,73 м<sup>2</sup>. Скорость воздуха в калорифере (между труб)

$$\frac{18000}{0,73 \cdot 3600} = 6,85 \text{ м/сек.}$$

Коэффициент теплопередачи подсчитывается по формуле

$$k = 8,6 v^{0,51} = 8,6 \cdot 6,85^{0,51} = 22,8 \text{ кал/м}^2\text{час}^\circ\text{С.}$$

Поверхность нагрева в первой зоне

$$\left. \begin{aligned} \Delta t_1 &= 132,9 - 50 = 82,9^\circ\text{С}, \\ \Delta t_2 &= 132,9 - 80 = 52,9^\circ\text{С}, \end{aligned} \right\} \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} = 0,638.$$

По кривой на фиг. 300 находим коэффициент

$$\frac{\Delta t_{cp}}{\Delta t_1} = 0,8; \Delta t_{cp} = 82,9 \cdot 0,8 = 66,3^\circ\text{С};$$

$$F = \frac{126800}{0,95 \cdot 66,3 \cdot 22,8} = 88,5 \text{ м}^2.$$

Здесь 0,95 — к. п. д. калорифера.

Следовательно, всего придется иметь  $\frac{88,5}{24} \approx 4$  ряда труб.

Производя аналогичные расчеты, получим поверхности нагрева для второй, третьей и четвертой зон соответственно 47,5; 30; 75 м<sup>2</sup>.

г) Часовой расход пара на сушилку (табл. 7)

$$\frac{qW}{\eta (i_n - i_k)} = \frac{395900}{0,95 (651,0 - 133,4)} \approx 800 \text{ кг/час.}$$

## РАСЧЕТ ХОЛОДИЛЬНИКА

Материал из сушилки выходит с довольно высокой температурой: 50° С. По выходе из сушилки вагонетки с материалом направляют в холодильник.

Наибольшее количество воздуха для охлаждения потребуется, очевидно, при самой высокой наружной температуре воздуха, поэтому расчет холодильника следует вести только на летние условия.

Для нашего случая заданными являются начальная температура материала, транспорта и воздуха. Заданными обычно являются, кроме того, необходимая степень охлаждения и подсушка материала в холодильнике, причем после расчета, когда будут известны изменения температуры и влажности воздуха в холодильнике, величина подсушки обычно проверяется по одной из формул динамики сушки.

Из предыдущего теплового расчета сушилки нам известно:

$$G_2 = 500 \text{ кг/час, } \vartheta_2 = 50^\circ, \vartheta_{mp} = 55^\circ, t_0 = 18^\circ\text{С и } \varphi_0 = 70\%.$$

Материал требуется охладить до 25° С; до той же температуры охладится и транспорт. В холодильнике материал подсохнет до 9%. Конечной температурой воздуха задаемся 25° С. Движение воздуха по отношению к материалу



в холодильнике противоточное. Количество испаренной влаги в холодильнике будет

$$W_x = G_2 \frac{w_2 - w_3}{100 - w_3} = 500 \frac{10 - 9}{100 - 9} = 5,5 \text{ кг/час.}$$

Вес материала после холодильника

$$G_3 = G_2 - W_x = 500 - 5,5 = 494,5 \text{ кг/час.}$$

Каждый час из сушилки выходит материал, размещенный на четырех вагонетках, т. е. суммарно выходит металла  $4 \times 200 = 800 \text{ кг/час}$ . Потерями тепла в окружающую среду мы пренебрегаем, поскольку средняя разница температур воздуха в холодильнике и окружающей среды меньше  $5^\circ \text{C}$ :

$$q_5 = \frac{\sum F \cdot k \cdot \Delta t}{W_x} = 0,$$

$$q_{np} = \frac{G_3 c_3}{W_x} (\vartheta_2 - \vartheta_3) = \frac{494,5 \cdot 0,272}{5,5} (50 - 25) = 610 \text{ кал/кг,}$$

$$c_3 = \frac{c_c (100 - w_3)}{100} + \frac{w_3}{100} = \frac{0,2 (100 - 9)}{100} + \frac{9}{100} = 0,272 \text{ кал/кг}^\circ \text{C,}$$

$$q_{mp} = \frac{T}{W_x} c_{mp} (\vartheta''_{mp} - \vartheta'''_{mp}) = \frac{800}{5,5} 0,12 (55 - 25) = 525 \text{ кал/кг.}$$

Здесь  $0,12$  — теплоемкость железа в  $\text{кал/кг}^\circ \text{C}$ . Далее строим процесс действительной сушилки, для чего раньше всего подсчитываем

$$\Delta = q_{np} + q_{mp} + \vartheta_2 - q_5 = 610 + 525 + 50 - 0 = 1185 \text{ кал/кг.}$$

Имея начальную точку процесса  $A_x$ , соответствующую  $J_0$  и  $\varphi_0$  (для летних условий) (фиг. 319), через нее проводим линию  $J = \text{const}$  и из произвольной точки  $e$  откладываем вверх отрезок

$$Ee = ef \frac{\Delta}{m} = 43,0 \frac{1185}{500} = 102 \text{ мм.}$$

Точку  $E$  соединяем с точкой  $A_x$ ; это будет направление процесса в холодильнике.

Конечные параметры процесса ( $c$ ) в нашем случае определяются заданной конечной температурой воздуха  $t_3 = 25^\circ \text{C}$ . Тогда расход воздуха

$$l = \frac{1000}{M_d \cdot CD} = \frac{1000}{0,2 \cdot 14,75} = 339 \text{ кг/кг,}$$

или часовой расход воздуха  $339 \cdot 5,5 = 1865 \text{ кг/час}$ .

Сделанное построение проверяем тепловым балансом

$$q_0 = (i''_n - \vartheta_2) = 608,17 - 50 = 558,17 \text{ кал/кг,}$$

$$\begin{aligned} q_2 &= l \left[ 0,24 (t_3 - t_0) + \frac{(i''_n - i''_n) d_0}{1000} \right] = \\ &= 339 \left[ 0,24 (25 - 18) + \frac{(608,17 - 604,99) 9,3}{1000} \right] = 580 \text{ кал/кг.} \end{aligned}$$

Приход тепла

$$q_{np} + q_{mp} = 610 + 525 = 1135 \text{ кал/кг.}$$

Расход тепла

$$q_0 + q_2 + q_5 = 558,17 + 580 + 0 = 1138 \text{ кал/кг.}$$

Приход тепла не увязан с расходом на

$$\frac{1138 - 1135}{1135} \cdot 100 \approx 0,3\%.$$

## Н. ПРИМЕР ТЕПЛООВОГО РАСЧЕТА СУШИЛКИ НА ДЫМОВЫХ ГАЗАХ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТЬЮ ПО ВЛАГЕ $W = 250$ кг/час. „НОРМАЛЬНЫЙ“ СУШИЛЬНЫЙ ПРОЦЕСС

Требуется рассчитать конвейерную сушилку для плит. Сушилка имеет подвод и отвод газов согласно фиг. 100, а; движение газов вдоль сушилки.

Подвеска плит — вертикальная, параллельно оси сушилки, шаг 100 мм.

*Задано*

Ширина сушилки  $b = 1,2$  м.

Размер плит  $1 \times 1 \times 0,03$  м.

Начальная влажность плиты  $w_1^a = 100\%$ ,  $w_1 = 50\%$ .

Конечная „ „ „  $w_1^a = 5,25\%$ ,  $w_2 = 5\%$ .

Удельный вес сырой плиты  $1,5$  кг/дм<sup>3</sup>.

„ „ „ абсолютно сухой плиты  $0,75$  кг/дм<sup>3</sup>.

Вес сырой плиты  $45$  кг/1 шт.

Топливо — мазут (механическое распыливание). Состав:

$$W^p = 3\%; C^p = 84,2\%; H^p = 12,2\%; O^p = 0,2\%; N^p = 0,2\%; S_x^p = 0,2\%.$$

Топка расположена вблизи сушилки  $\eta_T = 0,9$ .

Теплоемкость топлива  $c_T = 0,5$  кал/кг.

Температура „ „  $t_T = 20^\circ\text{C}$ .

Температура газов, поступающих в сушилку,  $t_1 = 150^\circ\text{C}$ .

„ „ „ уходящих из сушилки,  $t_2 = 60^\circ\text{C}$ .

Характеристика наружного воздуха  $t_0 = 20^\circ$ ,  $\varphi_0 = 66\%$ .

Потери тепла сушилкой  $\Delta = 200$  кал/кг влаги,  $d_0 = 9,8$  г/кг сухого воздуха,  $J_0 = 10,7$  кал/кг сухого воздуха.

*Определить расход дымовых газов, топлива и уточнить длительность сушки*

Принимаем при заданных параметрах воздуха длительность сушки  $Z \approx 15$  час.

Вес плит, поступающих в сушилку,

$$G_1 = W \cdot \frac{100 - w_2}{w_1 - w_2} = 250 \frac{100 - 5}{50 - 5} = 527,5 \text{ кг/час.}$$

Емкость сушилки по весу

$$Z \cdot G_1 = 15 \cdot 527,5 = 7912,5 \text{ кг,}$$

или по плитам

$$\frac{7912,5}{45} = 176 \text{ плит.}$$

Число плит в ряду

$$n_1 = \frac{b}{100} - 1 = 11 \text{ плит.}$$

Число рядов плит по длине сушилки

$$n_2 = \frac{176}{11} = 16 \text{ рядов.}$$

При зазорах между рядами 50 мм длина сушилки

$$16 \cdot 1,05 = 16,8 \text{ м.}$$

Площадь живого сечения с учетом зазоров для конвейера  $1,05$  м<sup>2</sup>.

Высшая теплотворная способность топлива

$$Q_s^p = 81 C^p + 300 H^p - 26 (O^p - S_x^p) = 81 \cdot 84,2 + \\ + 300 \cdot 12,2 - 26 (0,2 - 0,2) = 10470 \text{ кал/кг.}$$

Теоретическое количество сухого воздуха для горения [формула (60)]

$$L_0 = 0,115 C^p + 0,345 H^p + 0,043 (S_a^p - O^p) = 0,115 \cdot 84,2 + \\ + 0,345 \cdot 12,2 + 0,043 (0,2 - 0,2) = 13,91 \text{ кг/кг топлива.}$$

Общий избыток воздуха (на сжигание и подмесь в камере смешения), необходимый для получения газов с температурой  $150^\circ \text{C}$ , приняв

$$c_{c,z} = c_g = 0,24 \text{ и } i_n = 595 + 0,47 t_g = 595 + 0,47 \cdot 150 = 665,5 \text{ кал/кг,}$$

$$\alpha = \frac{Q_6^p \eta_T + c_T t_T - \left(1 - \frac{9H^p + W^p + A^p}{100}\right) c_{c,z} t_g - \frac{9H^p + W^p}{100} i_n}{L_0 \left(c_{c,z} \cdot t_g + \frac{i_n d_0}{1000} - J_0\right)} = \\ = \frac{10470 \cdot 0,9 + 0,5 \cdot 20 - \left(1 - \frac{9 \cdot 12,2 + 3,0}{100}\right) 0,24 \cdot 150 - \frac{9 \cdot 12,2 + 3}{100} 665,5}{13,91 (0,24 \cdot 150 + \frac{665,5 \cdot 9,8}{1000} - 10,7)} = 19,5.$$

Вес сухих газов и водяных паров [по формулам (64) и (65)]

$$G_{c,z} = 1 + \alpha L_0 - \frac{9H^p + W^p}{100} = 1 + 19,5 \cdot 13,91 - \frac{9 \cdot 12,2 + 3}{100} = \\ = 271,87 \text{ кг/кг топлива.}$$

$$G_n = \frac{9H^p + W^p}{100} + \frac{\alpha L_0 d_0}{1000} = \frac{9 \cdot 12,2 + 3}{100} + \\ + \frac{19,5 \cdot 13,91 \cdot 9,8}{1000} = 3,79 \text{ кг/кг топлива.}$$

Влагосодержание газов при входе в сушилку [формула (66)]

$$d_1 = \frac{1000 \cdot G_n}{G_{c,z}} = \frac{3,79 \cdot 1000}{271,87} = 13,92 \text{ г/кг сухих газов.}$$

Находим в  $Jd$ -диаграмме начальную точку процесса как пересечение изотермы  $t_1 = 150^\circ \text{C}$  с  $d_1 = \text{const} = 13,1$  (фиг. 320, точка  $B$ ). Проведя из точки  $B$  линию  $J = \text{const}$  и отложив вниз отрезок  $Ee = ef \frac{A}{m} = ef \frac{200}{500} = 0,4 ef$ , где  $m = 500$  для малой диаграммы, строим луч  $EC$  действительного процесса. Пересечение луча  $BC$  с заданной температурой  $t_2 = 60^\circ \text{C}$  дает точку  $C$  конечного состояния газов при выходе из сушилки  $\varphi_2 \approx 30\%$ .

Расход сухих дымовых газов с характеристикой точки  $B$

$$l = \frac{1000}{d_2 - d_1} = \frac{1000}{40,6 - 13,92} = 37,5 \text{ кг/кг влаги.}$$

Расход тепла на сушку (не учитывая  $\eta_T$ ) [формула (107)]

$$q = m \frac{AF}{DC} + A = 500 \frac{295}{133} + 200 = 1320 \text{ кал/кг.}$$

Объем смеси на 1 кг сухих газов (табл. 15 и 16)

а) при выходе газов из сушилки ( $t_2 = 60$ ,  $\varphi_2 = 30$ ) —  $v_0' = 1,02$ ;

б) при входе газов в сушилку ( $t_1 = 150$ ,  $d_1 = 13,92$ ) —  $v_0'' = 1,25$ .

Часовой объем газов

а) поступающий в сушилку  $V_1 = v_0' \cdot l \cdot W = 1,02 \cdot 37,5 \cdot 250 = 11750 \text{ м}^3/\text{час}$ ;

б) выходящий из сушилки  $V_2 = v_0'' \cdot l \cdot W = 1,25 \cdot 37,5 \cdot 250 = 9625 \text{ м}^3/\text{час}$ .

Удельный вес газов при входе в сушилку и выходе из нее

$$\gamma_{см}' = 0,805, \quad \gamma_{см}'' = 1,02 \text{ кг/м}^3.$$

Скорость газов между плитами

$$а) \text{ при входе в сушилку } v' = \frac{V_1}{3600 \cdot 1,05} = 3,11 \text{ м/сек};$$

$$б) \text{ при выходе из сушилки } v'' = \frac{V_2}{3600 \cdot 1,05} = 2,54 \text{ м/сек}.$$

Расход топлива мазута

$$B = \frac{l \cdot W}{G_{c.2}} = \frac{37,5 \cdot 250}{271,87} = 34,5 \text{ кг/час}.$$

Расход тепла топлива (выражая через  $Q_a^p$ ) в топке

$$q_{\text{топ}} = \frac{B}{W} Q_a^p = \frac{34,5 \cdot 10^4}{250} = 1440 \text{ ккал/кг влаги}.$$

#### Определение продолжительности сушки материала

Для вычисления продолжительности сушки материала помимо данных, определяемых статическим расчетом, необходимо знать:

а) критическую влажность материала в условиях, близких к заданным условиям сушки;

б) кривые равновесия влажность материала — относительная влажность воздуха при различных температурах, определяющие равновесную и гигроскопическую влажность материала;

в) коэффициент диффузии влаги в материале в зависимости от температуры и влажности материала.

Подсчитываем  $K$  — коэффициент скорости испарения — и  $(d_n - d)$  — сушильный потенциал воздуха, определяемый с помощью линий  $\vartheta = \text{const}$  в  $Jd$ -диаграмме. Проводя линии  $\vartheta = \text{const}$  через точки начального и конечного состояния воздуха в сушилке (фиг. 320), найдем:

$$t'_{m1} = 43,3^\circ; \quad d'_n = 60 \text{ г/кг}; \quad \kappa_1 = (d_n - d)_1 = 60 - 13,92 = 46,08 \text{ г/кг}.$$

$$t'_{m2} = 39,9^\circ; \quad d''_n = 49,8 \text{ г/кг}; \quad \kappa_2 = (d_n - d)_2 = 49,8 - 40,6 = 9,2 \text{ г/кг}.$$

Для вычисления  $K$ , принимая во внимание, что данный случай сушки можно рассматривать как случай обтекания системы плоских пластин при  $\frac{l}{s} = \frac{1}{0,07} \approx 14 < 30$  и  $Re = \frac{vl}{\nu} = \frac{3,11 \cdot 1}{0,294 \cdot 10^{-4}} = 1,06 \cdot 10^5$  (здесь  $v = 3,11 \text{ м/сек}$  — скорость воздуха при входе в сушилку;  $l$  — длина пластин в м;  $\nu = 0,294 \cdot 10^{-4}$  — кинематическая вязкость входящего воздуха при  $t = 150^\circ \text{C}$ ;  $s = 0,07$  — расстояние между пластинами), можно применить упрощенную формулу (127''')

$$K = 29,6 \frac{1 + 0,085 \frac{t_{cp}}{100} \left( \frac{\gamma v}{l} \right)^{0,5}}{1 + \frac{d_{cp}}{1000}}.$$

$$\text{Подставляя } t_{cp} = \frac{t_1 + t'_{m1}}{2} = \frac{150 + 43,3}{2} \approx 96,7^\circ \text{ для начала сушилки,}$$

$$t_{cp} = \frac{t_2 + t'_{m2}}{2} = \frac{60 + 39,9}{2} \approx 50^\circ \text{ для конца сушилки,}$$

$$d_{cp} = \frac{d'_n + d_1}{2} = \frac{60 + 13,92}{2} \approx 37 \text{ г/кг для начала сушилки,}$$

$$d_{cp} = \frac{d''_n - d_2}{2} = \frac{49,8 + 40,6}{2} \approx 45,2 \text{ г/кг для конца сушилки,}$$

$$\gamma' v' = 3,11 \cdot 0,805 = 2,50 \text{ для начала сушилки,}$$

$$\gamma'' v'' = 2,54 \cdot 1,02 = 2,59 \text{ для конца сушилки,}$$

$$l = 1 \text{ м (длина пластин),}$$

получим

$$K = 29,6 \frac{1 + 0,085 \frac{96,7}{100}}{1 + \frac{37}{1000}} \left(\frac{2,50}{1}\right)^{0,5} = 49 \text{ г/м}^2 \text{ час}$$

для начала сушилки,

$$K = 29,6 \frac{1 + 0,085 \frac{50}{100}}{1 + \frac{45,2}{1000}} \left(\frac{2,59}{1}\right)^{0,5} = 47,5 \text{ г/м}^2 \text{ час}$$

для конца сушилки.

Как видно,  $K$  изменяется по длине сушилки очень незначительно, и поэтому можно принять с достаточной точностью значение  $K$  по длине сушилки постоянным и равным

$$K = \frac{49 + 47,5}{2} = 48,2 \text{ г/м}^2 \text{ час.}$$

а) *Скорость сушки в стадии постоянной скорости сушки*

Скорость сушки в стадии постоянной скорости сушки определится из выражения

$$\frac{W}{ZF} = K (d_n - d) \text{ г/м}^2 \text{ час,}$$

где  $W$  — количество влаги, испаренной до критической влажности.

Для определения критической влажности материала в данных условиях сушки необходимо провести опыты сушки материала при температуре мокрого термометра, близкой к средним температурам в данных условиях сушки (т. е. приблизительно  $t'_m = 42^\circ \text{C}$ ), и соответствующих скоростях испарения. Пусть полученная из опытов зависимость критической влажности от скорости испарения в пределах  $1000 \div 2500 \text{ г/м}^2 \text{ час}$  такова:

$$\frac{W}{ZF} = 1100, 1400, 1760, 2400 \text{ г/м}^2 \text{ час}$$

соответственно

$$w_k^a = 40, 45, 50, 60\%.$$

Так как средняя скорость испарения в периоде постоянной скорости в рассматриваемом случае зависит от сушильного потенциала воздуха в конце периода постоянной скорости, а последний определяется соответствующим насыщением воздуха, а следовательно, зависит от критической влажности, приходится определять критическую влажность методом постепенного приближения.

Зададимся критической влажностью равной  $50\%$  абс., что соответствует скорости испарения  $1760 \text{ г/м}^2 \text{ час}$ . Влагосодержание воздуха, соответствующее этой влажности материала, определится из выражения (при параллельном токе материала и воздуха)

$$d_{кр} = d_1 + (d_2 - d_1) \frac{100 - 50}{100 - 5,25} = 13,92 + (40,6 - 13,92) \frac{50}{94,75} = 28,02 \text{ г/кг.}$$

Здесь  $100$  — начальная абсолютная влажность материала;

$50$  — критическая влажность;

$5,25$  — конечная абсолютная влажность материала.

Найдя на линии процесса сушки в  $Jd$ -диаграмме (фиг. 320) точку, соответствующую  $d = 28,02 \text{ г/кг}$ , и проведя через нее линию  $\vartheta = \text{const}$ , найдем аналогично вышеизложенному

$$t_{кр} = 101^\circ; \quad t'_m = 41,70; \quad d_n^k = 54,3 \text{ г/кг};$$

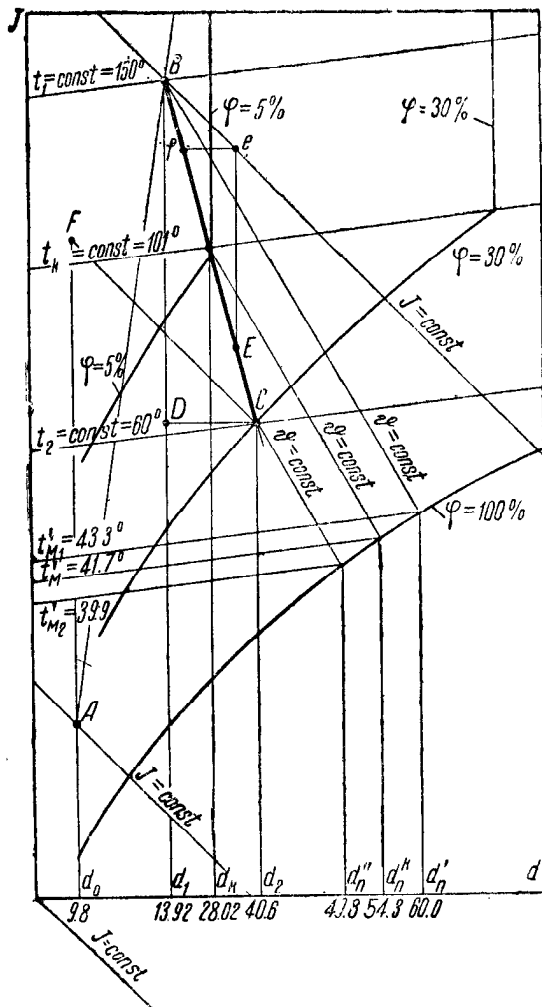
$$w_k = (d_n - d) = 54,3 - 28,02 = 26,28 \text{ г/кг.}$$

Среднее значение сушильного потенциала в периоде постоянной скорости будет

$$\kappa_{cp} = \frac{\kappa_1 + \kappa_2}{2} = \frac{46,08 + 26,28}{2} = 36,18 \text{ г/кг.}$$

Средняя скорость испарения составит  $W' = \frac{W}{ZF} = K(d_n - d)_{cp} = 36,18 \cdot 48,2 = 1740 \text{ г/м}^2 \text{ час}$ , что хорошо совпадает с заданной средней скоростью.

Примененная в опытах температура мокрого термометра (а следовательно, и материала)  $42^\circ \text{C}$  также близко подходит к действительной средней температуре мокрого термометра в сушилке в периоде постоянной скорости ( $\frac{43,3 + 41,7}{2} = 42,5^\circ \text{C}$ ).



Фиг. 320.

Сушильный потенциал воздуха  $\kappa_k - \kappa_2 = 26,28 - 9,2 \text{ г/кг}$ .

Температура материала  $41,7 - 60^\circ \text{C}$ .

Влажность материала  $50 \div 5,25\%$  абс. (температура материала в конце периода постоянной скорости равна температуре мокрого термометра  $41,7^\circ \text{C}$ ; к концу сушки температуру материала принимаем равной температуре воздуха).

Определив среднюю скорость испарения в периоде постоянной скорости и критическую влажность, можем вычислить продолжительность сушки материала в периоде постоянной скорости.

Вес одной пластины в начальном состоянии —  $45 \text{ кг}$  (см. выше).

Сухой вес

$$G_{аб. \text{ сух}} = \frac{45}{1 + \frac{w^a}{100}} = \frac{45}{1 + \frac{100}{100}} = 22,5 \text{ кг.}$$

Количество влаги, удаляемое из одной пластины в периоде постоянной скорости,

$$W = G_{аб. \text{ сух}} \frac{w_1^a - w_2^a}{2} = \frac{22,5 (100 - 50)}{100} = 11,25 \text{ кг} = 11250 \text{ г.}$$

Время сушки, считая поверхность пластины равной  $2 \text{ м}^2$ , пренебрегая пока испарением с торцевых сторон, составит

$$\frac{W}{W'F} = \frac{11,25}{2 \cdot 1,74} = 3,22 \text{ часа.}$$

#### б) Скорость сушки в стадии падающей скорости

Стадия падающей скорости протекает при следующих условиях:

$$t = 101 - 60^\circ \text{C} \text{ (см. } Jd\text{-диаграмму фиг. 320),}$$

$$\varphi = 5 - 30\%.$$

Продолжительность сушки плоского материала (в часах) в стадии падающей скорости, следующей за установившимся периодом постоянной скорости, <sup>1</sup> рассчитывается по формуле (158)

$$Z = \frac{s}{2} \left( \frac{2s}{\pi^2 D} + \frac{1}{\beta} \right) \ln \frac{1}{E}.$$

Здесь  $\frac{1}{E} = \frac{\omega_{уд.кр}}{\omega_{уд.кон}}$  — отношение удаляемых влажностей (выраженных в единицах объемной концентрации) в критической точке и в конце сушки; это отношение, если пренебречь усадкой, может быть заменено отношением соответствующих абсолютных удаляемых влажностей в процентах:  $\frac{w_{уд.кр}}{w_{уд.кон}}$ ;

$s$  — толщина материала в  $m$ ; пренебрегая усадкой, ее можно считать постоянной и равной начальной толщине, т. е.  $0,03 m$ ;

$D$  — коэффициент диффузии влаги в материале в  $m^2/час$ ;

$\beta$  — коэффициент скорости поверхностного испарения в  $m/час$ , равный скорости испарения в  $кг/м^2 час$ , отнесенной к концентрации удаляемой влаги на поверхности материала в  $кг/м^3$ .

Коэффициенты  $D$  и  $\beta$  будут, вообще говоря, изменяться в процессе сушки в зависимости от изменения состояния материала и воздуха. Ввиду отсутствия в настоящее время достаточно обоснованных методов приведения к средним величинам этих коэффициентов при переменном режиме сушки можно в первом приближении принимать значение коэффициента диффузии, соответствующее средней арифметической из начальной и конечной влажности материала и средней арифметической из начальной и конечной температуры материала, а значение коэффициента  $\beta$  — среднее арифметическое из значений его для начала периода падающей скорости и конца сушки.

В данном случае, таким образом, следует взять значение коэффициента диффузии при влажности  $\frac{50 + 5,25}{2} = 27,6\%$  и температуре  $\frac{41,7 + 60}{2} \approx 51^\circ C$ . Пусть это значение равняется для данного материала  $1,8 \cdot 10^{-4} m^2/час$ .

Значение коэффициента  $\beta$  в начале периода падающей скорости может быть определено по формуле (243)

$$K = \frac{d_n - d}{\omega_n - \omega_p},$$

причем согласно вышеприведенному

$$K(d_n - d) = 48,2 \cdot 26,28 = 1265 \text{ г/м}^2 \text{ час} = 1,265 \text{ кг/м}^2 \text{ час}.$$

$\omega_n$  можно принять равным гигроскопической влажности материала (см. выше); пусть эта последняя по имеющимся кривым равновесия равняется при  $t = 41,7^\circ C$   $25\%$  абс., или при удельном весе материала в абсолютно сухом состоянии  $750 \text{ кг/м}^3$   $\omega_n = 25 \frac{750}{100} = 187,5 \text{ кг/м}^3$  (усадкой материала мы, как и раньше, пренебрегаем),

$\omega_p$  — равновесная влажность материала при  $t$  воздуха  $101^\circ C$  и  $\varphi = 5\%$  пусть равняется по кривым равновесия  $1\%$  абс., или  $\omega_p = 1 \times 7,5 = 7,5 \text{ кг/м}^3$ .

Отсюда 
$$\beta = \frac{1,265}{187,5 - 7,5} = 0,702 \cdot 10^{-2} \text{ м/час}.$$

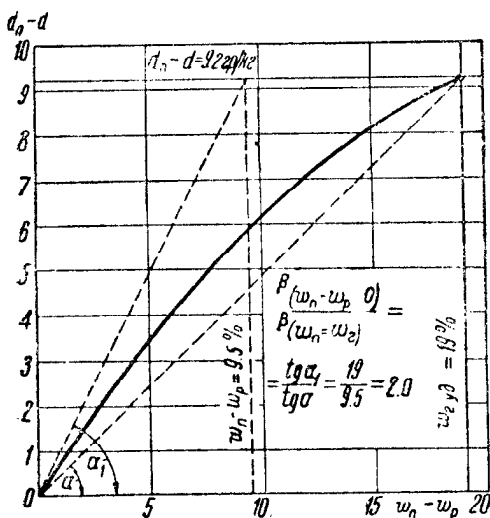
Значение  $\beta$  в конце сушки может быть определено на основе следующих соображений:

Пусть равновесная влажность материала в конце сушки при  $t = 60^\circ C$  и  $\varphi = 30\%$  по имеющимся кривым равновесия равна  $4\%$ . Так как конечная влажность материала равна  $5,25\%$ , очевидно, влажность на поверхности материала в конце сушки очень близка к равновесной влажности. Поэтому значение коэффициента  $\beta$

<sup>1</sup> Что период постоянной скорости будет установившимся, видно из того, что величина

$$\frac{D \cdot Z}{s^2} = \frac{1,8 \cdot 10^{-4} \cdot 3,22}{0,03^2} = 0,644 > 0,075 \text{ (см. выше)}.$$

в конце сушки может быть вычислено как предельное значение  $\beta$  при сушке материала при  $t = 60^\circ \text{C}$  и  $\varphi = 30\%$  и удаляемой влажности на поверхности, близкой к нулю. Построив по методу, описанному на стр. 134, кривую зависимости  $(d_n - d)$  от  $(w_n - w_p)$  для данного материала при режиме сушки  $t = 60^\circ$  и  $\varphi = 30\%$  (фиг. 321) и зная, что коэффициент  $\beta$  пропорционален тангенсу угла наклона секущей в соответствующей точке кривой, найдем, что для этого режима сушки коэффициент  $\beta$  в области удаляемых влажностей, близких к нулю, в два раза больше коэффициента  $\beta$  при  $w_n = w_2$  (гигроскопической влажности). Последняя по кривым равновесия при  $t = 60^\circ \text{C}$  равняется  $23\%$  абс., или  $23 \cdot 7,5 = 172,5 \text{ кг/м}^3$ . Так как равновесная влажность при  $t = 60^\circ \text{C}$  и  $\varphi = 30\%$  равна  $4\%$  абс. (см. выше), или  $4 \cdot 7,5 = 30 \text{ кг/м}^3$ , коэффициент  $\beta$  при  $t = 60^\circ$  и  $\varphi = 30\%$  равняется



Фиг. 321.

$$\beta_2 = \frac{K(d_n - d)}{w_2 - w_p} = \frac{48,2 \cdot 9,2}{172,5 - 30} = 0,395 \cdot 10^{-2} \text{ м/час.}$$

Коэффициент  $\beta$  в конце сушки, т. е. при  $w_2 - w_p$ , близких к нулю, согласно вышесказанному равняется  $2\beta_2$ , т. е.

$$\beta = 2 \cdot 0,395 \cdot 10^{-2} = 0,79 \cdot 10^{-2} \text{ м/час.}$$

Среднее значение коэффициента  $\beta$  равно

$$\beta_{cp} = \frac{0,702 + 0,79}{2} \cdot 10^{-2} = 0,746 \cdot 10^{-2} \text{ м/час.}$$

Подставляя найденные значения  $\beta$  и  $D$ , а также значение  $s = 0,03$ ,  $w_{уд.кр} = 50 - 1 = 49$ ,  $w_{уд.кон} = 5,25 - 4 = 1,25$  в формулу (158) (стр. 383) для продолжительности сушки, получим

$$Z = \frac{0,03}{2} \left( \frac{2 \cdot 0,03}{3,14^2 \cdot 1,8 \cdot 10^{-4}} + \frac{1}{0,746 \cdot 10^{-2}} \right) \cdot 2,3 \lg \frac{49}{1,25} = 9,2 \text{ часа.}$$

Общая продолжительность сушки материала получается равной

$$9,2 + 3,22 = 12,42 \text{ часа.}$$

В вышеприведенном расчете не было учтено еще ускорение сушки за счет испарения с торцевых поверхностей пластин. Считая, что это ускорение пропорционально приблизительно отношению поверхности торцевых сторон к общей поверхности пластины, получим величину его равной

$$\frac{4 \cdot 0,03}{2} = 0,06, \text{ или } 6\%.$$

Если учесть, однако, время нагрева материала до температуры мокрого термометра, которое также не было принято во внимание в расчете и порядок которого можно оценить примерно  $5-6\%$  от общего времени сушки, то действительная продолжительность сушки не будет отличаться от рассчитанной без учета испарения с торцевых поверхностей.

При выборе размеров сушилки, учитывая неизбежную практически неравномерность сушки, целесообразно увеличить расчетную продолжительность на  $20\%$ . Окончательно время сушки получается равным  $Z = 12,42 \cdot 1,2 = 15 \text{ час.}$ , что и было принято при статическом расчете.