РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

Допущено
Министерством высшего и среднего
специального образования СССР
в качестве учебного пособия
для студентов, обучающихся по специальности
„Промышленная теплоэнергетика"

ГОСУДАРСТВЕННОЕ ЭНЕРГЕТИЧЕСКОЕ ИЗДАТЕЛЬСТВО
МОСКВА 1963 ЛЕНИНГРАД

Книга посвящена тепловым расчетам и вопросам рационального проектирования сушильных установок, применяющихся в различных отраслях промышленности.

Рассматриваются многообразные способы подвода тепла к сушимым материалам: конвективный, контактный, радиационный, высокочастотный и различные комбинированные способы, а также новые способы сушки материалов: в жидких средах, в кипящем слое, в вихревом потоке, в глубоком вакууме (в замороженном состоянии или методом сублимации), под давлением и со сбросом давления и т. п.

Дается оценка различным способам сушки, устанавливается оптимальная область их применения, приводятся схемы, конструкции и расчеты сушилок. Дается описание вспомогательного оборудования, контрольно-измерительных приборов, элементов механизации и автоматизации, а также приводятся основы технико-экономических расчетов сушильных установок.

Книга предназначена для студентов специальности «Промышленная теплоэнергетика» энергетических и политехнических институтов, однако может быть использована инженерно-техническими работниками проектных организаций и промышленных предприятий.

6П2.27 *Лебедев Пантелеймон Дмитриевич*
Л 33 **Расчет и проектирование сушильных установок.** (Учеб. для высш. техн. учеб. заведений). М.—Л., Госэнергоиздат, 1962,
320 с. с черт.

6П2.27

* * *

Редакторы *Б. И. Леончик* и *М. В. Лыков* Техн. редактор *Г. Е. Ларионов*

Сдано в набор 2/X 1962 г. Подписано к печати 18/XII 1962 г.
Т-14340 Бумага 70×108 1/16 27,40 п. л. Уч.-изд. л. 31,2
Тираж 12 000 экз. Цена 1 р. 19 к. Зак. 2613

Типография Госэнергоиздата. Москва, Шлюзовая наб., 10

ПРЕДИСЛОВИЕ

Настоящая книга предназначается в качестве учебника по специальному курсу «Расчет и проектирование сушильных установок» и составлена по программе для специальности «Промышленная теплоэнергетика» специализации «Сушильные установки» Московского энергетического института, где для студентов этой специализации читаются также курсы «Теория сушки» и «Технология сушки».

Она является учебным пособием для всех студентов высших учебных заведений по специальности «Промышленная теплоэнергетика» специализации «Теплообменные и сушильные установки», так как в ней содержатся в необходимом объеме лекционных часов этой специализации вопросы теории и технологии сушки.

Книга является основным пособием по курсовому и дипломному проектированию сушильных установок. В ней наряду с основными вопросами теории сушки большое внимание уделяется изложению основ расчета и проектирования многообразных типов сушилок при различных способах подвода тепла. В соответствии с этим в книге рассматриваются различные конструкции сушилок, вспомогательное оборудование, контрольно-измерительные приборы и автоматика сушильных установок.

Изучение курса «Расчет и проектирование сушильных установок» базируется на предшествующих курсах: «Промышленная теплотехника», в котором даются общие понятия о сушке и сушильных установках, а также «Термодинамика», «Теплопередача», «Контрольно-измерительные приборы», «Автоматизация тепловых процессов», «Котельные установки».

Автор выражает большую благодарность рецензентам профессорам Н. М. Михайлову и А. С. Гинзбургу, а также профессорам А. В. Нетушилу и Н. Ф. Чистякову за сделанные ими существенные замечания и указания по рукописи, доцентам М. В. Лыкову и Б. И. Леончику за большой труд по научному редактированию и подготовке книги к выпуску ее в свет.

При работе над книгой автор стремился к простоте и доступности изложения, сохраняя при этом строго научную форму. Однако в настоящее время еще нет достаточно надежных инженерных методов расчета для многих сушильных процессов.

Приведенные в настоящей книге методики расчета нуждаются в дальнейшем совершенствовании.

Быстрое развитие науки и техники может повлиять на некоторые научные концепции или допущения, принятые в различных методиках, предлагаемых автором для расчета отдельных сушильных установок.

Автор будет благодарен за указания и советы, направленные на улучшение методической и технической сторон этой работы.

Автор

СОДЕРЖАНИЕ

Предисловие 3
Введение 7
Глава первая. **Основы проектирования сушильных установок** 9
1-1. Естественная и искусственная сушка материала и классификация сушильных установок . . . 9
1-2. Основные требования, предъявляемые к сушильному агрегату. Выбор конструкции и вспомогательного оборудования сушилки 12
1-3. Выбор сушильного агента и теплоносителя 15
Глава вторая. **Кинетика сушки материалов и основные уравнения тепло- и массообмена** 17
2-1. Механизм и кинетика сушки материалов 17
2-2. Тепло- и массообмен влажных материалов с окружающей средой 20
2-3. Массопередача в твердых телах при различных способах подвода тепла 25
2-4. Продолжительность сушки материалов 33
Глава третья. **Тепловой расчет с помощью *Id*-диаграммы и к. п. д. конвективных сушилок** 37
3-1. Сушка материалов горячим воздухом 37
3-2. Сушка материалов топочными газами 48
3-3. Тепловые балансы и к. п. д. сушилок 59
Глава четвертая. **Конвективные камерные и туннельные сушилки** 64
4-1. Камерные и туннельные вагонеточные сушилки 64
4-2. Порядок расчета камерных и туннельных вагонеточных сушилок 79
4-3. Туннельные ленточные, конвейерные и петлевые сушилки . . 81
4-4. Порядок расчета туннельных ленточных, конвейерных и петлевых сушилок 92
Глава пятая. **Конвективные шахтные, барабанные и трубчатые сушилки** 93
5-1. Шахтные сушилки 93
5-2. Барабанные сушилки 99
5-3. Трубчатые сушилки 113
Глава шестая. **Конвективные сушилки — пневматические, аэрофонтанные, с кипящим слоем и распылительные** 119
6-1. Пневматические сушилки. . . . 119
6-2. Аэрофонтанные сушилки. Сушка материалов в кипящем слое . . 132
6-3. Сушилки, работающие при распылении материала 141
Глава седьмая. **Терморадиационные сушилки с электрическим и газовым обогревом** 153
7-1. Преимущества, недостатки, область применения и классификация терморадиационных сушилок 153
7-2. Терморадиационные сушилки с электрическим обогревом . . . 155
7-3. Терморадиационные сушилки с газовым обогревом 161
7-4. Методика теплового расчета терморадиационных сушилок . . . 168
Глава восьмая. **Контактная сушка материалов** 177
8-1. Контактная сушка материалов нагретой поверхностью 177
8-2. Сушка материалов в жидких средах 192

Глава девятая. **Сушка материалов в замороженном состоянии сублимацией (молекулярная сушка)** 200
9-1. Механизм и схемы сублимационной сушки материалов . . . 200
9-2. Тепловой расчет основных аппаратов сублимационных сушилок 204
Глава десятая. **Сушка в электрическом поле высокой частоты и комбинированные способы сушки материалов** 210
10-1. Область применения высокочастотной сушки материалов и термические эффекты, возникающие в материале в высокочастотном поле 210
10-2. Расход электроэнергии и влияние влажности материалов и частоты электрического поля на интенсивность сушки токами высокой частоты 212
10-3. Генераторы для сушки токами высокой частоты и схемы высокочастотных сушилок 216
10-4. Комбинированные способы сушки материалов 222
Глава одиннадцатая. **Оборудование сушильных установок** 224
11-1 Транспортные устройства . . . 224
11-2. Пылеулавливающие устройства 228
11-3. Воздухоподогреватели и увлажнительные установки . . . 240
11-4. Топки для сушилок 246
11-5. Вентиляторы 250
Глава двенадцатая. **Контроль сушильных установок** . . . 260
12-1. Определение влажности материалов 260
12-2. Контроль за состоянием материала и равномерностью его сушки 265
12-3. Контроль за параметрами сушильного агента 267
Глава тринадцатая. **Автоматизация сушильных установок** 282
13-1. Классификация способов автоматизации 282
13-2. Автоматизация в сушилках непрерывного действия 285
13-3. Автоматизация в сушилках периодического действия 298
13-4. Динамические характеристики и моделирование автоматизации процесса сушки 299
Глава четырнадцатая. **Технико-экономические показатели сушильных установок и использование вторичных тепловых ресурсов** . . 306
14-1. Годовые эксплуатационные расходы и себестоимость сушки 306
14-2. Использование теплоты конденсата, отходящих газов и влажного воздуха сушильных установок 311
Литература 318
Алфавитный указатель 319

ВВЕДЕНИЕ

В нашей стране с ее богатейшими сырьевыми ресурсами, развитыми промышленностью и сельским хозяйством сушильная техника приобрела большое народнохозяйственное значение.

С постройкой мощных электростанций, многочисленных заводов и комбинатов машиностроительной, химической, лесообрабатывающей, керамической, пищевой и других отраслей промышленности, с развитием новых производств авто-, самолето- и радиостроения естественная неорганизованная сушка сырья, полуфабрикатов и изделий уступила место различным способам искусственной сушки и обезвоживания материалов.

В настоящее время трудно найти такое производство, где бы изделия или материалы в процессе их технологической обработки не подвергались сушке.

В ряде случаев сушка некоторых материалов неотделима от их полимеризации, и часто эти процессы совмещаются в одном агрегате.

Сушка является ответственным процессом, требующим глубокого понимания теории и знания современной техники. Благодаря широко развернувшейся научно-исследовательской работе в объеме, возможном только в нашей стране, сушка стала научной отраслью знаний.

Основы науки о сушке материалов в нашей стране были разработаны значительно раньше, чем за границей. Однако особенно большое развитие наука о сушке материалов получила после Великой Октябрьской социалистической революции, и в настоящее время нет такой области в рассматриваемой дисциплине, где бы наши советские ученые и работники промышленности не внесли решающего вклада. Многие научные исследования наших ученых проведены гораздо шире и выполнены на более высоком уровне, чем аналогичные работы за рубежом, а ряд конструкций отечественных сушильных установок по своим технико-экономическим показателям превосходит заграничные установки.

Так, например, основные принципы динамики процесса сушки были сформулированы впервые русским почвоведом проф. П. С. Косовичем.

Id-диаграмма влажного воздуха, имеющая большое значение для понимания и расчета процессов сушки, была создана и опубликована проф. Л. К. Рамзиным в 1918 г.

Удостоенная Государственной премии первой степени научная работа А. В. Лыкова «Теория сушки» основана на физико-математическом анализе сушильного процесса. Она обобщает различные способы сушки и дает возможность установить оптимальный режим сушки материалов при различных способах подвода тепла. Основные положения книги получили дальнейшее развитие в работах учеников его школы и завоевали мировое признание .

Сотрудники сушильной лаборатории Всесоюзного теплотехнического института А. П. Ворошилов, М. Ю. Лурье, Н. М. Михайлов, И. М. Федоров и др. провели большие научно-исследовательские ра-

боты по тепло- и массообмену при различных способах подвода тепла к сушимому материалу и разработали конструкции различных сушилок, а также предложили рациональную схему сушки материалов непосредственно топочными газами.

Важные работы по теории сушки древесины были проведены в ЦНИИМОД Б. А. Посновым, а также по созданию новых типов и усовершенствованию существующих конструкций лесосушилок И. В. Кречетовым.

В лаборатории промышленной теплотехники Ивановского энергетического института (ИВЭИ) проф. Г. К. Филоненко были проведены большие работы по исследованию скорости сушки различных текстильных материалов и торфа, а также по использованию тепла, воздуха, уходящего из сушилки.

Наша страна сделала огромный вклад в дело применения токов высокой частоты. Приоритет применения токов высокой частоты для сушки древесины принадлежит советскому ученому проф. Н. С. Селюгину.

Работы отечественных ученых и инженерно-технических работников промышленных предприятий в области науки и техники сушки получили высокую правительственную оценку, некоторые из них удостоены государственных премий.

В капиталистических странах разработка теории сушки ведется по заданиям отдельных фирм, заинтересованных лишь в решении частных задач своего производства. Изготовление сушилок разбросано по многим заводам.

В противоположность этому в СССР сушильная техника получила невиданное развитие на базе содружества науки и производства, объединения теории и практики, обобщения научных исследований применительно к группам или классам материалов, что позволяет переносить положительный опыт сушильной техники, полученный в одной отрасли, в другие отрасли народного хозяйства.

В нашей стране проблемы сушки разрабатываются в крупных, оснащенных первоклассной техникой лабораториях, к числу которых в первую очередь следует отнести сушильную лабораторию Энергетического института Академии наук БССР, сушильные лаборатории МЭИ, МТИПП, ЦНИИКП и многих других академических и научно-исследовательских институтов, в которых ведутся большие работы по сушке материалов.

В нашей промышленности применяются в основном типы и конструкции отечественных сушилок. Условия плановой социалистической системы хозяйства промышленных предприятий позволяют применять рациональные энергетические схемы сушильных установок с регенерацией и использованием отработавшего тепла для технологических нужд предприятий, которые не могли получить развития в капиталистических странах.

Дальнейшее развитие советской сушильной техники идет по пути укрупнения агрегатных мощностей, применения более высоких температур сушильного агента, мощных лучистых потоков при радиационной сушке материалов, а также применения новых комбинированных способов сушки, которые, требуя полной автоматизации, позволят резко увеличить производительность, не снижая требуемого качества сушки материалов.

ГЛАВА ПЕРВАЯ

ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

1-1. Естественная и искусственная сушка материала и классификация сушильных установок

Сушкой называется термический процесс удаления из твердых материалов или растворов содержащейся в них влаги за счет ее испарения или выпаривания. Этим сушка отличается от других методов удаления влаги, например путем поглощения ее химическими реагентами или механического отделения.

Изделия или материалы приходится сушить в зависимости от их назначения. Топливо, например, сушат для увеличения теплоты сгорания (улучшения процесса горения), древесину — для увеличения прочности, предохранения от загнивания и плесени, различные изделия — для увеличения долговечности, облегчения обработки и т. п. Ряд материалов подвергается сушке для уменьшения их веса и удешевления перевозки, для изменения физических свойств (например, уменьшения теплопроводности), с целью консервирования (пищевые продукты) и т. п.

Сушка материала может быть необходима перед его измельчением (размол углей и пр.). Перечень материалов, подвергающихся в промышленности сушке, чрезвычайно велик, а глубина сушки, определяемая конечным содержанием влаги, в каждом отдельном случае зависит от многих причин.

Сушка материалов может происходить естественным путем (на открытом воздухе) и искусственным путем (в сушилках).

При естественной сушке материал можно высушить только до влажности, близкой к равновесной, соответствующей параметрам окружающего воздуха и в ряде случаев не отвечающей требованиям последующей технологической обработки материалов.

Достоинством искусственной сушки материала по сравнению с естественной сушкой на открытом воздухе является значительно меньшая ее продолжительность.

Рассмотрение естественной сушки материалов, не требующей затрат тепла топлива, не входит в задачу настоящего курса, в котором излагаются основные теоретические и практические вопросы искусственной сушки материалов, получившей в последние годы большое развитие во всех отраслях народного хозяйства.

Применяя механические способы обезвоживания материалов (отжатие, центрифугирование, отсасывание влаги или фильтрование), можно удалить из них только часть влаги. Влага, которую можно удалить механическим способом, не имеет прочной связи с материалом. Механическое обезвоживание экономичнее тепловой сушки материала. Однако механическое обезвоживание обеспечивает только частичное удаление свободной влаги, поэтому обычно его комбинируют с последующей тепловой сушкой.

Остановимся на классификации сушильных установок.

1. По способу подвода тепла различают следующие типы сушилок:

а) конвективные, когда тепло, необходимое для испарения влаги из материала, передается от воздуха, топочных газов или перегретого пара сушимому материалу путем непрерывного или периодического соприкосновения, путем конвекции;

б) контактные, или кондукционные, когда тепло, необходимое для испарения влаги из материала, передается ему от горячей поверхности или от жидкости, соприкасающейся с материалом, имеющей обычно температуру выше 100° С;

в) сушка в поле токов высокой или промышленной частоты, когда температура внутри материала повышается и благодаря этому влага из внутренних слоев быстро продвигается к поверхности и испаряется в окружающую среду.

Кроме того, применяются комбинированные способы сушки: конвективно-контактная сушка, сушка токами высокой частоты в комбинации с конвективной, терморадиационной и т. п.

2. В зависимости от давления сушильного агента в рабочем пространстве различают атмосферные сушилки, в которых высушивание материала происходит при атмосферном или незначительно отличающемся от него давлении, и вакуумные сушилки, работающие при давлении в сушильной камере, значительно меньшем атмосферного.

3. По характеру работы различают сушилки периодического действия с периодической загрузкой и выгрузкой всего высушиваемого материала и непрерывного действия, в которых загрузка и выгрузка материала производятся непрерывно (ленточные, конвейерные и им подобные сушилки), или же через определенные промежутки времени с одной стороны загружается часть помещаемого в сушилку материала по мере выгрузки такой же части высушиваемого материала с другой стороны сушилки—коридорные сушилки.

4. В зависимости от применяемого сушильного агента различают сушилки, использующие воздух, и сушилки на топочных газах. Для материалов, которые при сушке не должны соприкасаться с кислородом воздуха, могут получить применение установки с использованием в качестве сушильного агента перегретого пара или других инертных газов.

5. По движению сушильного агента относительно высушиваемого материала различают сушилки, работающие прямотоком, когда направления движения высушиваемого материала и сушильного агента совпадают, работающие противотоком, когда направления эти противоположны, сушилки с перекрестным током, при котором направления движения материала и сушильного агента перпендикулярны одно другому, и, наконец, сушилки с реверсивным током, когда направление движения сушильного агента относительно материала переменно.

6. По принципу циркуляции сушильного агента различают установки с естественной циркуляцией, в которых движение сушильного агента внутри камеры происходит вследствие разности плотностей газа в различных частях камеры, и с искусственной циркуляцией, в которых движение сушильного агента осуществляется при помощи центробежных или осевых вентиляторов или струйных насосов-эжекторов.

7. По способу нагрева сушильного агента различают сушилки с паровым обогревом, в которых нагревание сушильного агента происходит в поверхностных подогревателях при помощи пара с давлением от 3 до 10 *ати*, причем сушильный агент (воздух) нагревается обычно до 60—145° С. Повышение температуры нагрева и, следовательно, необходимого давления греющего пара еще больше удорожает оборудование сушилок. В последние годы ведутся работы по изысканию новых высококипящих теплоносителей, которые могли бы позволить подогревать сушильный агент до высоких температур (300—400° С)

Таблица 1-1

Классификация сушилок

Признак классификации	Типы сушилок
Способы подвода тепла к материалу	Конвективные, контактные (сушка на горячих поверхностях), радиационные (сушка инфракрасными лучами), электрические (сушка в электрическом поле)
Давление в рабочем пространстве	Атмосферные, вакуумные
Способ действия	Периодического или непрерывного действия
Сушильный агент	Воздух, топочные газы, смесь воздуха с топочными газами, перегретый пар и инертные газы
Направление движения сушильного агента относительно материала	С прямотоком, противотоком, перекрестным током и реверсивные
Характер циркуляции сушильного агента	С естественной и принудительной циркуляцией
Способ нагрева сушильного агента	С паровыми воздухоподогревателями, огневыми воздухоподогревателями, путем смешения с топочными газами, с электронагревом
Схема нагрева сушильного агента	С централизованным подогревом, с подогревом индивидуальными агрегатами и с промежуточным подогревом
Кратность использования сушильного агента	Однократные и с рециркуляцией
Способ удаления влаги из сушилки	С воздухообменом, конденсационные и с химическим поглощением влаги
Конструкция сушилки	Коридорная, камерная, шахтная, ленточная, конвейерная, барабанная, трубчатая и т. п.

в поверхностных подогревателях, работающих при давлении не более 10 *ата*. Полученные в этом направлении результаты позволяют надеяться, что эта проблема будет разрешена в ближайшем будущем.

В тех случаях, когда требуется подавать в сушилку чистый воздух с температурой 300—350° С, применяется подогрев воздуха в газовых рекуперативных подогревателях (обычно в трубчатых). Греющим теплоносителем служат топочные газы от специальной топки.

Если допускается некоторое загрязнение сушимого материала, то применяют сушку смесью топочных газов с воздухом. Установки с электрическим нагревом сушильного агента в настоящее время применяются почти исключительно в лабораторных условиях.

8. Сушильный агент — воздух или другой газ — может подогреваться в самой сушильной камере или в выносных подогревателях до ввода его в сушилку. Если материал не выдерживает высоких начальных температур, применяется схема с промежуточным подогревом сушильного агента — между отдельными зонами сушилки.

9. По кратности использования сушильного агента в рабочей камере различают сушилки с однократным использованием сушильного агента и с рециркуляцией. В сушилках с рециркуляцией происходит частичный возврат отработавшего сушильного агента в сушильную камеру для повторной циркуляции. При этом производятся частичный выхлоп влажного и присос свежего воздуха.

10. Сушилки, в которых производится полная или частичная замена отработавшего — влажного — воздуха сухим, называются сушилками с воздухообменом. Существуют сушилки, которые работают без воздухообмена, или, как говорят, с замкнутой циркуляцией сушильного агента. Постоянная влажность воздуха в этих сушилках достигается непрерывной осушкой воздуха при помощи контактного или поверхностного теплообменника — конденсатора. Такие сушилки называются иногда конденсационными.

11. По конструктивным признакам различают камерные, коридорные, шахтные, ленточные, конвейер-

ные, барабанные, трубчатые и многие другие конструкции сушилок.

Рассмотренная классификация сушилок сведена в табл. 1-1.

1-2. Основные требования, предъявляемые к сушильному агрегату. Выбор конструкции и вспомогательного оборудования сушилки

Развитие советской сушильной техники неразрывно связано с развитием техники ведущих отраслей народного хозяйства.

Главной ее задачей является создание новых высокопроизводительных и высокоэкономичных установок, а также совершенствование существующих путем применения новых методов и режимов сушки, обеспечивающих максимальную интенсификацию технологического процесса, при улучшении качества готовых изделий или материалов.

а) В соответствии с этими задачами сушильной техники перспективным является применение сушильных установок непрерывного действия, обеспечивающих комплексную автоматизацию всего технологического процесса производства.

Практика показывает, что если при автоматизации большинства технологических процессов производства на отдельных участках применяется низкопроизводительный ручной труд, т. е. если автоматизация не охватывает все производственные цехи и процессы, то именно они являются узким местом и сдерживают рост производительности труда. Это условие в ряде случаев требует не приспособления автоматики к существующим типам сушилок, а ломки исторически сложившихся приемов и способов сушки материалов, перехода на новые непрерывные высокопроизводительные методы сушки, создания новых конструкций высокопроизводительных сушильных агрегатов.

Современные сушильные агрегаты должны обеспечивать возможность полной механизации и комплексной автоматизации сопутствующих процессов (загрузки, нагрева, выгрузки, охлаждения материала и т. п.).

б) Важнейшим условием создания рациональных сушильных установок является увеличение единичных мощностей агрегата. Например, крупные отечественные действующие лесосушильные цехи имеют производительность до 300 тыс. $м^3$ в год сухой древесины, торфобрикетные заводы — до 500 тыс. *т* сухого брикета; барабанные сушилки, применяющиеся в настоящее время на наших электростанциях, имеют производительность до 150 *т/ч* и т. п. В настоящее время проектируются зерносушилки производительностью до 100 *т/ч*.

в) Дальнейшим условием создания высокопроизводительных сушильных установок является применение оптимальных параметров теплоносителей, в том числе интенсификация процесса сушки за счет увеличения потенциала агента сушки, т. е. повышения его температуры. Этот способ интенсификации хорошо известен и дал во многих случаях положительные результаты. Например, применение топочных газов с повышенной температурой в специально сконструированных устройствах по предложению ВТИ имени Ф. Э. Дзержинского дало положительные результаты при сушке льна, картона и других материалов. Использование агента сушки высокого потенциала дало особо положительные результаты при сушке диспергированных материалов (сушке в «кипящем» слое, пневмосушке и сушке распылением).

Но не всегда и не везде этот способ интенсификации применим. Например, при сушке тонких гибких материалов в ленточных конвективных сушилках его можно использовать в довольно ограниченных пределах, так как при этом снижается надежность эксплуатации сушилки, увеличивается вероятность получения брака материала и т. д.

г) Другим способом интенсификации процесса является диспергирование материалов перед сушкой. Благодаря ему увеличиваются поверхности тепло- и массообмена

сушки и съем влаги с 1 $м^3$ установки. При этом обеспечивается лучшее использование тепла агента сушки, т. е. увеличивается термический к. п. д. установки.

Этот способ интенсификации больше применим для зернистых, жидких и пастообразных материалов.

д) При проектировании и эксплуатации сушилок большое значение имеют применение наиболее рациональных способов подвода тепла к сушимому материалу: конвективного, радиационного контактного, высокочастотного и их комбинирование с таким расчетом, чтобы недостатки одного компенсировать преимуществами другого; например, применяя при конвективной сушке высокочастотный нагрев, можно устранить отрицательное влияние градиента влажности, возникающего в сушимом материале, и тем самым ускорить процесс сушки, не увеличивая механических напряжений в материале.

Еще больший эффект в ряде случаев дает комбинирование терморадиационного способа подвода тепла с сушкой в поле токов высокой частоты.

е) Весьма перспективными средствами интенсификации технологических процессов являются совмещение в одном агрегате процесса сушки с другими технологическим процессами, например сушки и обжига (кирпича), сушки и вулканизации (резиновых изделий), помола и сушки, фильтрации и сушки, а также комплексное применение различных типов сушилок, например формующей и цилиндрической, формующей и барабанной и т. п.

Большое влияние на экономику сушки материалов оказывают также рациональное включение сушильной установки в тепловую схему промышленного предприятия, использование вторичных энергоресурсов, возврат конденсата, борьба с тепловыми потерями и т. п. При всех прочих условиях проектирования или эксплуатации сушильных установок необходимо:

обеспечить гигиеничные и безопасные условия труда для обслуживающего персонала (строго выполнять все правила техники безопасности);

кроме того — это главное — при необходимом качестве продукта получить наилучшие технико-экономические показатели, обеспечивающие минимальную стоимость сушки, в том числе и минимально возможные капитальные затраты; этому должны соответствовать минимальное количество обслуживающего персонала, наименьшие удельные расходы тепла и электроэнергии, минимально возможные габариты установки и т. п.

Сушилка должна работать так, чтобы сушимый материал или изделия равномерно высыхали во всем объеме сушильной камеры. Для этого необходимо точно поддерживать соответствующий оптимальный режим сушки, т. е. устанавливать вполне определенные, наивыгоднейшие при данных условиях значения температуры влажности и скорости движения сушильного агента. Необходимо также по всему объему сушильной камеры иметь возможность регулировать перечисленные параметры процесса.

Компактность установки, удобство ее обслуживания и т. п. также являются требованиями, которые должны быть учтены при проектировании и сооружении сушильного устройства.

Для проектирования сушильной установки необходимо иметь следующие основные данные: вид сырого сушимого материала (твердый кусковой, пылевидный или ленточный материал, паста или жидкий раствор); производительность сушильной установки; физико-химические свойства материала, подвергаемого сушке; начальную и конечную влажность материала; кривые скорости сушки этого материала и его максимально допустимую температуру.

На основании технико-экономических подсчетов выбираются способ подвода тепла к материалу (контактный, конвективный или лучистый) и оптимальный режим сушки (t, v и φ сушильного агента). Далее, определяют конструкцию

агрегата, а также соответствующее вспомогательное оборудование, контрольно-измерительные приборы и автоматику сушилки.

Выбрав тип сушилки и теплоноситель, составив принципиальную технологическую схему и предварительный эскиз, приступают к ее расчету. На основе кривых скорости сушки и заданного режима сушки определяют по эмпирическим формулам или по опытным данным продолжительность сушки материала. Для многих материалов продолжительность сушки определяется по нормативным данным с учетом режима сушки. Затем составляют материальный баланс сушилки, определяющий количество испаренной влаги, производят тепловой расчет, на основе которого устанавливают расход тепла и размеры подогревателя, топки или других нагревательных устройств, и, наконец, определяют геометрические размеры сушильной камеры.

Для сушилок, работающих под давлением или вакуумом, необходимо выполнить еще механический расчет, т. е. расчет на прочность сушильной камеры и отдельных ее элементов. Решив все указанные вопросы, приступают к выбору и расчету вспомогательного оборудования сушильного агрегата (транспортных приспособлений, пылеуловителей, форсунок, горелок, эжекторов и т. п.). После этого производят аэродинамический расчет, на основе которого выбирают тип и номер вентилятора, мощность и тип электродвигателя к нему, определяют расход электроэнергии.

Следует отметить, что в некоторых случаях необходимо выполнять большое число перечисленных расчетов для ряда возможных вариантов сушки материала с учетом их технико-экономических показателей, анализ которых и определяет оптимальный тип сушилки и способ сушки материала.

При проектировании сушильных установок следует руководствоваться ГОСТ 1324-47, содержащим исходные нормы и правила. При проектировании камерных или туннельных сушилок должное внимание следует уделять уровню подпочвенных вод, так как возможное проникновение и испарение их в камерах или каналах онижают температуру и увеличивают влажность сушильного агента (воздуха или топочных газов). Для устранения возможности проникновения воды необходимо пол бетонировать и покрывать слоем гидроизоляции. Стены камерных сушилок, расположенных вне цеха, в большинстве случаев выполняют из кирпича. Деревянные ограждения промышленных сушил не рекомендуются, так как они быстро разрушаются. Если сушилки работают при влажных режимах, то рекомендуется тщательная влагоизоляция их, так как они в первый период сушки материала увлажняются, а затем отдают влагу. Эффективным, но дорогим способом является покрытие стен и потолка камер алюминиевыми листами. Покрытие стен и потолка двумя слоями пергамина, пропитанного битумом, не может служить их надежной влагоизоляцией. Ограждения сушилок следует тщательно изолировать и герметизировать, чтобы устранить неорганизованные присосы холодного воздуха или утечки горячего влажного сушильного агента.

Многие конвейерные, ленточные и камерные сушилки, установленные в производственных помещениях, имеют ограждения в виде металлического каркаса с панелями, которые заполняются теплоизоляционными матами. Композиция материалов, применяемых для изготовления теплоизоляционных матов, и их конструктивное оформление могут быть самыми различными.

Двери сушилок должны быть уплотнены прокладками и плотно пригнаны. Следует иметь несколько затворов у каждой двери, чтобы она плотно закрывалась и вверху и внизу.

Конвейерные и другие сушилки, не имеющие дверей, должны иметь на входе и выходе изделий из них воздушные завесы для исключения возможности проникновения холодного воздуха в сушилку.

Для чистки пластинчатых подогревателей должны быть устроены плотно закрывающиеся люки в диффузорах и конфузорах с обеих сторон подогревателя.

Для обеспечения равномерной температуры в сушильных камерах периодического действия расчет подогревателей следует вести без учета переохлаждения конденсата и при установке в сушильной камере длинных трубчатых подогревательных систем разбивать их на короткие последовательно включенные в паровую магистраль участки, а также обеспечивать надежный отвод конденсата.

1-3. Выбор сушильного агента и теплоносителя

Выбор сушильного агента (воздуха или топочных газов) и теплоносителя для подогрева воздуха в сушилках имеет большое значение, так как стоимость расходуемого тепла значительно сказывается на экономичности сушильных установок. Выбор теплоносителя для сушильной установки следует делать с учетом тепловой схемы всего предприятия.

Применение водяного пара. Наибольшее применение получила сушка материалов воздухом, который нагревается в паровых подогревателях. Пар необходим также в тех случаях, когда сушка материалов должна вестись во влажном воздухе и когда необходимо производить пропарку материала, что легко осуществить, подавая водяной пар внутрь камер. Однако с помощью паровоздушных подогревателей, используя пар давлением 4—7 *ата*, обычно нагревают воздух до температуры не выше 120—145° С. Повышение температуры нагрева воздуха, а следовательно, необходимого давления пара удорожает подогреватели и усложняет оборудование сушилки.

На рис. 1-1 показана схема возможных вариантов пароснабжения сушилок. Вариант *а* предусматривает снабжение сушилки паром из котельной от котлов высокого давления; пар дросселируется до требуемого давления. Так как этот пар

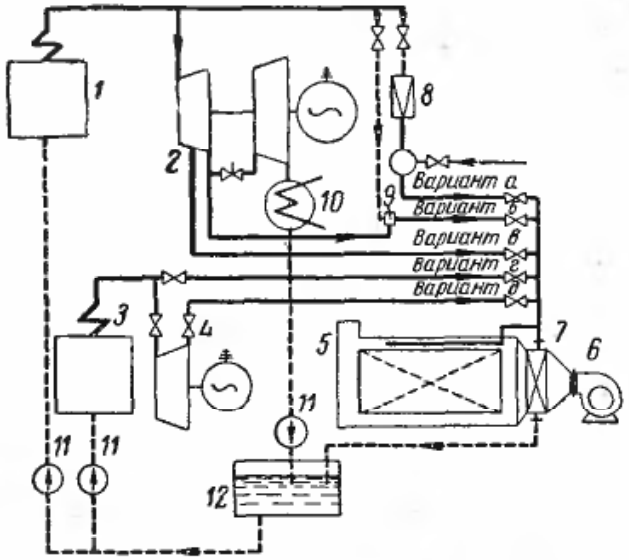


Рис. 1-1. Схема вариантов пароснабжения сушилок.

1 — котел высокого давления; *2* — турбина конденсатная с двумя регулируемыми отборами; *3* — паровой котел низкого давления; *4* — турбина с противодавлением; *5* — сушилка; *6* — вентилятор; *7* — воздухоподогреватель; *8* — дроссельно-увлажнительная установка; *9* — струйный термокомпрессор; *10* — конденсатор турбины; *11* — конденсатные насосы; *12* — конденсатный бак.

имеет высокую температуру перегрева, то после редуктора *8* он охлаждается до нужной температуры увлажняющим его конденсатом. Такой способ снабжения паром невыгоден.

Вариант *в* предусматривает снабжение паром сушилки из регулируемого отбора турбины *2*, что весьма рационально, так как при этом за счет пара, расходуемого в сушилке, вырабатывается электроэнергия.

Вариант *г* предусматривает снабжение сушилки из котельной низкого давления (с котлами, имеющими почти такое же или незначительно превышающее его давление, которое требуют сушилки). Этот вариант в ряде случаев оказывается рациональнее первого варианта, несмотря на то, что к. п. д. котельной низкого давления ниже к. п. д. котельной высокого давления. Целесообразность такого варианта определяется тем, что котельные низкого давления в большинстве случаев работают на отбросном топливе. Однако этот вариант ни в какой мере не может конкурировать со вторым вариантом.

Очень часто может оказаться целесообразным вариант *б* — применение струйного термокомпрессора,

а именно в том случае, если давление пара из отбора турбины недостаточно для сушилки. Поэтому пар на сушильную установку берется из котельной, а отбор теплофикационной турбины остается недогруженным. На рис. 1-1 (вариант *б*) показана принципиальная схема работы струйного компрессора *9*; в компрессоре происходит подсос пара из отбора турбины, и за счет использования некоторого количества пара непосредственно из котлов (более высокого давления) происходит повышение давления до необходимого для работы сушилки *7*; по этой схеме может быть использован не только пар из отбора турбины, но и другой отработавший пар низкого давления, имеющийся на производстве. Однако схемы со струйным компрессором могут применяться в том случае, если давление пара низкого давления незначительно отличается от давления, требуемого в сушилке; в противном случае применение схемы становится нерациональным [1].

Для сушильных цехов, потребляющих значительное количество пара, в том случае, когда расход пара на сушилки в течение года относительно равномерен, может быть рациональным применение турбины с противодавлением, в которой за счет пара, расходуемого в сушилках, вырабатывается электроэнергия (вариант *д*).

В схемах пароснабжения конденсат из воздухоподогревателей сушилок должен собираться в сборный конденсатный бак *12* и возвращаться в котельную.

Если в сушилках расходуется пар для пропарки материала, то естественно, что в котельной приходится восполнять эту безвозвратную потерю конденсата химически очищенной водой или дистиллятом от многоступенчатой испарительной установки на электростанции. Никаких паропреобразователей в сушильном цехе для восполнения потерь конденсата делать не следует.

Применение горячей воды. Горячая вода, получаемая из теплофикационных сетей, не нашла применения в качестве теплоносителя для сушильных установок, так как в тепловых сетях предусматривается качественное регулирование, при котором температура воды в сетях поддерживается в зависимости от температуры наружного воздуха; в холодные зимние дни она может доходить до 130° С и более, а в теплые снижается до 70° С. Так как в большинстве случаев температура сушильного агента в сушилке должна быть постоянной или мало изменяющейся и эта температура превышает 70° С, то использовать воду из тепловых сетей для сушилок не представляется возможным.

Повышение температуры воды в теплофикационных системах и перевод их на количественное регулирование (без пропусков) могут в ближайшие годы открыть возможность присоединения сушильных установок к тепловым сетям. Применение обогрева сушилок водой, нагреваемой в змеевиках, часть которых помещена в самостоятельные топки, а часть находится в сушилке, не получило также широкого распространения вследствие эксплуатационных недостатков этих установок.

Применение топочных газов от специальных топок. Для сушки материалов, не боящихся загрязнения, во многих случаях целесообразно применять в качестве сушильного агента топочные газы или их смесь с воздухом.

Преимуществами сушилок, работающих на смеси топочных газов с воздухом, по сравнению с сушилками, где теплоносителем является водяной пар, являются следующие: отсутствие паровых котлов, трубопроводов и паровых воздухоподогревателей; меньшая потребность в топливе и металле на оборудование сушилки; в ряде случаев меньшая себестоимость сушки.

Сушилки на топочных газах (с собственными отдельными топками) могут быть построены практи-

[1] Расчет таких пароструйных компрессоров (для небольших ступеней сжатия) рассмотрен в книге П. Д. Лебедева и А. А. Щукина «Промышленная теплотехника» (Госэнергоиздат, 1956, стр. 229).

чески на любую мощность и расположены в соответствии с технологическим потоком. Неудобство этих сушилок заключается в том, что в большинстве случаев для них нужно устраивать отдельное от общезаводской котельной топливоснабжение.

В настоящее время обогрев топочными газами широко применяется в тех случаях, когда сушка должна происходить при температурах сушильного агента выше 120° С (иногда необходимы температуры до 800—1 000° С).

Если рациональность применения сушилок на топочных газах для высоких температур сушильного агента является бесспорной, то применение их при температурах сушки, меньших 100° С, при наличии ТЭЦ, имеющей турбины с соответствующим отбором пара, требует технико-экономических сравнений различных тепловых схем. Для массовой сушки лесоматериалов наименьшая себестоимость сушки древесины получается в большинстве случаев при использовании пара из отбора турбин, причем она снижается при повышении давления пара, поступающего к турбинам.

Применение высококипящих теплоносителей и электронагрев. В терморадиационных сушилках для нагрева излучающих панелей перспективным является применение новых высококипящих веществ, стойких при температурах порядка 400—450° С, в качестве которых, например, с успехом могут быть применены некоторые высокополимеры.

В настоящее время в терморадиационных сушилках применяют электронагрев излучающих панелей.

Применение электроэнергии для нагрева воздуха в конвективных сушилках в ближайшие годы следует считать мало перспективным.

В некоторых случаях может представиться возможность кратковременного или периодического использования для целей сушки электроэнергии в ночные часы, однако в условиях нормального технологического процесса предприятия в большинстве случаев это оказывается неприменимым. В том случае, если в промышленности встречаются конвективные, радиационные или другие сушилки с электронагревом, часто представляется целесообразным заменить дорогой электрообогрев каким-либо другим, более дешевым способом обогрева.

ГЛАВА ВТОРАЯ

КИНЕТИКА СУШКИ МАТЕРИАЛОВ И ОСНОВНЫЕ УРАВНЕНИЯ ТЕПЛО- И МАССООБМЕНА

2-1. Механизм и кинетика сушки материалов

Механизм сушки влажных материалов определяется в основном формой связи влаги с материалом и режимом сушки или условиями испарения влаги с поверхности материала в окружающую среду. За основу классификации форм связи влаги с материалом в настоящее время принята схема, предложенная акад. П. А. Ребиндером, согласно которой различают: 1) химическую связь влаги с материалом, 2) физико-химическую связь и 3) физико-механическую связь. Химически связанная влага удерживается наиболее прочно и удаляется при нагревании тел до температур выше 120—200° С.

При сушке обычно удаляется только влага, связанная физико-механически и физико-химически. Удаление химически связанной влаги, как правило, сопровождается изменением молекулярной структуры материала.

При нахождении материала в воздухе с постоянными параметрами в течение времени, достаточного для того, чтобы процессы сорбции закончились полностью, материал приобретает такую влажность, при которой давление водя-

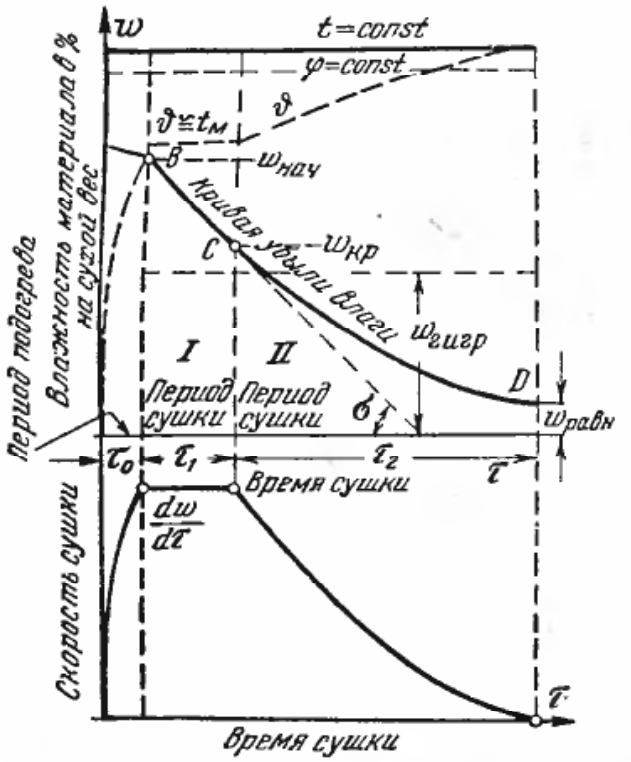


Рис. 2-1. Кривые убыли влаги и скорости сушки, изменения влажности материала и его температуры при постоянных параметрах сушильного агента.

ного пара над материалом будет равно парциальному давлению водяного пара в окружающем воздухе. Эта влажность материала называется равновесной влажностью $w_р$.

Давление p водяного пара над материалом является функцией его влажности $w_р$. Поэтому для различных влажностей воздуха будет соответственно изменяться влажность материала. Кривая зависимости равновесной влажности от влажности воздуха при постоянной температуре называется изотермой сорбции.

Кроме того, равновесная влажность материала является функцией температуры воздуха.

Равновесная влажность, соответствующая $p_п/p_н=1$ (или $\varphi=100\%$), называется гигроскопической влажностью $w_г$; она является границей между влагой связанной и свободной. При влажности материала, большей, чем гигроскопическая, давление водяного пара над материалом равно давлению над чистой водой и не зависит от влажности (большей, чем $w_г$) и от свойств материала.

На рис. 2-1 представлена кривая сушки, показывающая изменение влажности материала w (средней по объему) в течение сушки, характерная для мягких режимов.

В начальный, сравнительно кратковременный период τ тепло, воспринятое материалом от сушильного агента (горячего воздуха или топочных газов) или от радиационного источника тепла, расходуется на подогрев материала; влажность материала за это время обычно уменьшается незначительно. На участке BC скорость сушки постоянна и линия BC — прямая. Этот период называется первым, или периодом постоянной скорости сушки. После точки C температура материала начинает повышаться, а скорость сушки уменьшается. При достижении материалом равновесной влажности $w_р$ (в точке D) скорость сушки будет равна нулю. Второй период (участок CD) является периодом уменьшающейся или падающей скорости сушки.

Средняя интегральная влажность материала, соответствующая точке C, когда на поверхности его достигается значение гигроскопической влажности, называется критической влажностью $w_{кл}$.

Скорость сушки может быть определена методом графического дифференцирования как тангенс угла наклона касательной в любой точке кривой сушки:

$$\frac{dw}{d\tau}=\operatorname{tg}\sigma.$$

При равновесной влажности $w_р$ угол $\sigma=0$ и скорость сушки равна нулю. Наибольшая скорость сушки будет в период постоянной скорости:

$$\left(\frac{dw}{d\tau}\right)_{макс}=\operatorname{tg}\sigma_{макс}\approx\frac{\Delta w}{\Delta\tau}=N.$$

Проф. М. Ф. Казанский экспериментальным путем подтвердил и несколько уточнил классификацию видов связи, предложенную П. А. Ребиндером.

На основе теплофизического эксперимента, измерив с большой точностью разность температур $\Delta\theta$ поверхности тонкого образца сушимого материала и окружающего его воздуха, он построил термограмму

процесса сушки, которую совместил с кривой сушки $w=f(\tau)$, как это показано на рис. 2-2.

Проектируя сингулярные точки термограммы на соответствующую кривую сушки, М. Ф. Казанский установил последовательность удаления из материала влаги различных форм и видов ее связи с веществом. В первую очередь из материала удаляются три вида влаги, связанной физико-механически: а) капиллярная влага в макропорах; б) стыковая влага и в) капиллярная влага в микропорах. Затем удаляются последовательно два вида физико-химической влаги полимолекулярной адсорбции и мономолекулярной адсорбции.

Осмотически связанная влага, являющаяся также физико-химически связанной влагой, но имеющая очень слабую связь с веществом материала, удаляется в начале процесса сушки вместе с капиллярной влагой, заключенной в макропорах материала.

Радиус грубых капилляров и стыков $r>10^{-5}$ *см*.

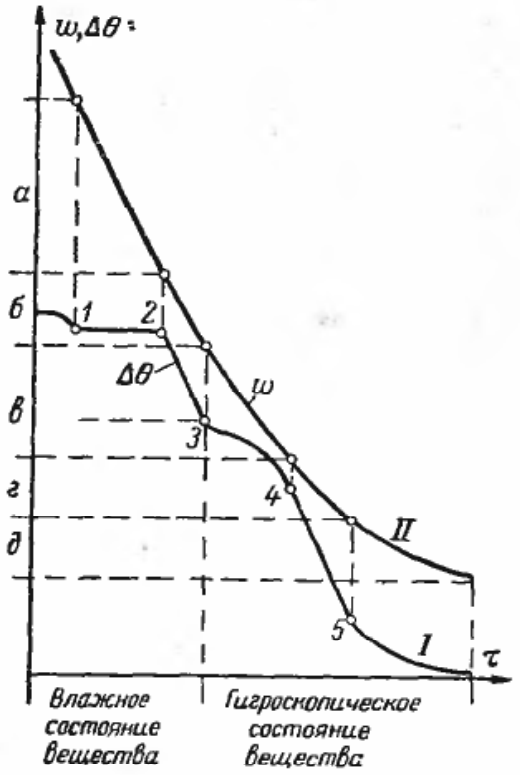


Рис. 2-2. Схема кинетики последовательного испарения влаги при сушке тонких капиллярно-пористых материалов.

I — термограмма; *II* — кривая сушки. Виды связи влаги: *а* — осмотическая влага коллоидного тела или влага капиллярного состояния в порах; *б* — стыковая влага пор; *в* — капиллярная влага микропор; *г* — влага полимолекулярной адсорбции; *д* — влага мономолекулярной адсорбции; *а*, *б* — при $r>10^{-5}$ *см*; *в* — при $r<10^{-5}$ *см*.

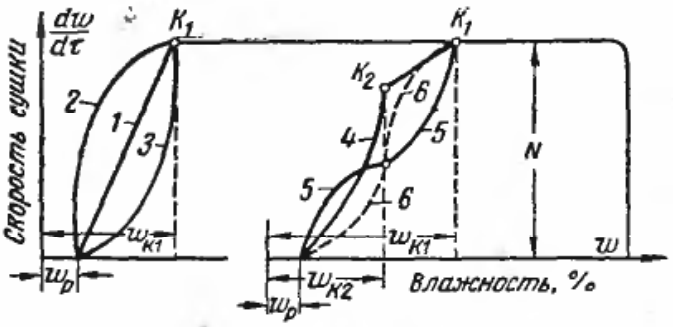


Рис. 2-3. Типичные кривые скорости сушки влажных материалов.

Радиус микропор $r<10^{-5}$ *см*.

М. Ф. Казанский получил эти результаты для тонкого материала; для толстого материала, вероятно, последовательность удаления влаги будет той же, но удаление влаги по слоям будет смещаться по времени. Большинство материалов, подвергающихся сушке, являются коллоидными капиллярно-пористыми телами и у них имеют место все указанные виды связи влаги.

А. В. Лыков различает шесть возможных форм кривых скорости сушки, которые показаны на рис. 2-3, и дает им следующее объяснение.

Кривая *1* — прямая линия — возможна для тонких грубошерстных материалов. Кривая *2*, обращенная выпуклостью к оси ординат, получается при сушке коллоидных тел, содержащих влагу адсорбционную и осмотически поглощенную. Кривая *3*, обращенная выпуклостью к оси абсцисс, характерна для керамических пористых тел, содержащих капиллярную влагу. Эти три кривые не имеют точек перегиба.

Кривые *4*, *5* и *6* имеют точки перегиба, определяющие вторую критическую влажность. Точка k_2 на кривой *4* указывает на углубление поверхности испарения внутрь материала; эта точка не всегда ясно выражена; иногда она совпадает с точкой k_1, и тогда кривая *4* имеет вид кривой *3*. Кривая *5* верхней своей частью характеризует испарение капиллярной влаги; в нижней части после точки перегиба происходит удаление адсорбционно связанной влаги. Кривая *6* встречается редко. Наиболее часто встречаются кривые скорости сушки *2*, *3* и *5*.

2-2. Тепло- и массообмен влажных материалов с окружающей средой

Исследование процессов тепло- и массообмена влажных материалов с внешней средой представляет собой сложную теплофизическую задачу. Для весьма приближенных расчетов и при малых перепадах температур интенсивность испарения воды с влажной поверхности материала может быть подсчитана по формуле (12-4), полученной на основе закона Дальтона:

$$q_m = 0{,}0407\sqrt{\omega}^{0,8}(p_{нас} - p_п)\ кг/м^2 \cdot ч, \quad (2\text{-}1)$$

где ω — скорость воздуха над материалом, $м/сек$;

$p_{нас}$ и $p_п$ — давления насыщенного водяного пара в воздушной пленке над материалом и в проходящем воздухе, $мм\ рт.\ ст.$

Значение $p_{нас}$ берется по таблицам параметров водяного пара для температуры мокрого термометра; $p_п$ определяется с помощью Id-диаграммы или расчетом по таблицам.

Согласно существующей гипотезе при неизотермических условиях полный поток вещества во влажном воздухе, рассматриваемом как бинарная смесь, равен сумме диффузионного, термодиффузионного и молярного потоков [Л. 14]:

$$q_m = q_{mд} + q_{mт} + q_{mм},$$

или соответственно

$$q_m = -D\nabla w_1 - \frac{D}{T}\left[w_1 + k_T\left(w_1 + \frac{\mu_1}{\mu_2}w_2\right)\right]\nabla T + vw_1, \quad (2\text{-}2)$$

где D — коэффициент диффузии, $м^2/ч$;

w_1, w_2 — концентрации влаги, $кг/м^3$;

T — температура, °К;

k_T — термодиффузионный коэффициент;

μ_1 и μ_2 — молекулярные веса паров жидкости и газа;

v — скорость молярного потока в направлении нормали к поверхности, $м/ч$.

Наибольшее количество влаги (от 90 до 83%) переносится за счет молекулярной диффузии вследствие разности концентраций молекул пара у поверхности влажного материала и в окружающей среде или разности парциальных давлений водяных паров у поверхности и в окружающей среде; величина молярной составляющей потока пара от поверхности материала в окружающую среду достигает 16%, а доля термодиффузионного потока влаги, обусловленного разностью температур в пограничном слое, составляет всего лишь около 1%.

С повышением температуры материала количество влаги за счет молярной составляющей потока пара увеличивается и при температуре 100° С при атмосферном давлении достигает 100%; термодиффузионный поток и в этом случае имеет малое значение.

Без учета термодиффузионного потока уравнение (2-2) приобретает следующий вид:

$$q_m = -D\nabla w_1 - D\frac{w_1}{T}\nabla T + vw_1 = -D\nabla w_1 + v\frac{\mu_1 p_1}{RT} = -\frac{p}{p - p_1}D_p\nabla p_1, \quad (2\text{-}3)$$

где $p = p_1 + p_2$ — общее давление бинарной смеси (влажного воздуха), $кГ/м^2$;

$D_p = D\frac{\mu}{RT}$ — коэффициент диффузии, отнесенный к разности парциальных давлений.

Анализ формулы (2-3) показывает, что в этом случае потенциалом переноса является разность парциальных давлений. При изотермической диффузии перенос тепла будет определяться теплопроводностью газовой смеси, термодиффузионным и молярным потоками вещества. Плотность потока тепла будет равна:

$$q = -\lambda\nabla T + \dot{I}v + \frac{k_T}{A}p(u_1 - u_2), \quad (2\text{-}4)$$

где $\dot{I}$ — средняя объемная энтальпия смеси, $ккал/м^3$;

A — механический эквивалент тепла, *кг·м/ккал*;

u_1 и u_2 — средние линейные скорости переноса, *м/ч*.

Модель молекулярного механизма внешнего теплообмена, не осложненного массообменом, можно представить таким образом: вблизи поверхности теплообмена наблюдается ламинарный слой (ламинарный подслой), в котором передача тепла обусловлена только молекулярной теплопроводностью.

Затем имеется переходная область, в которой передача тепла происходит как теплопроводностью, так и конвекцией (ламинарный слой со слабо выраженной турбулентностью), и, наконец следует турбулентное ядро потока, в котором передача тепла происходит путем гидродинамического перемешивания (молярный теплообмен).

В случае теплообмена, сопровождающегося массообменом, механизм процесса меняется. Наличие потока вещества по направлению нормали к поверхности испарения в ряде случаев ускоряет молекулярный перенос тепла, что вызывает увеличение коэффициента теплообмена.

Влияние массообмена на теплообмен можно выразить критериальной зависимостью, полученной путем преобразования системы дифференциальных уравнений, описывающих процесс теплообмена на поверхности тела и температурное поле воздуха, омывающего поверхность.

Рассмотрим вначале теплоотдачу при отсутствии испарения. Представим, как это показано на рис. 2-4, что между сухим материалом и окружающим его воздухом происходит теплообмен. Для этого случая можно написать следующее уравнение (граничное условие):

$$q = \alpha \Delta t = \lambda \frac{\Delta t}{\delta} = v \Delta t' \gamma_в c \cdot 1, \quad (2\text{-}5)$$

где v — скорость газового потока;

δ — толщина ламинарного пограничного слоя;

$$\Delta t = t_с - t_м; \quad \Delta t' = t''_с - t''_м.$$

Из уравнения (2-5) имеем:

$$\frac{\alpha \delta}{\lambda} = \frac{v \Delta t' \gamma_в c \delta}{\Delta t \lambda}, \quad (2\text{-}6)$$

или

$$\mathrm{Nu} = \frac{\nu}{a} \frac{vL}{\nu} \frac{\Delta t'}{\Delta t},$$

где $\frac{\nu}{a}$ — критерий Прандтля;

$\frac{vL}{\nu}$ — критерий Рейнольдса;

$\frac{\Delta t}{\Delta t'}$ — параметрический критерий (температурный фактор).

Уравнение (2-6) в критериальной форме имеет вид:

$$\mathrm{Nu} = A \mathrm{Pr} \mathrm{Re}^m \theta^к. \quad (2\text{-}7)$$

Температурный фактор θ однозначно определяется скоростью потока v.

Для газов при значительных скоростях потока уравнение (2-17) имеет общеизвестный вид:

$$\mathrm{Nu} = A \mathrm{Re}^m. \quad (2\text{-}8)$$

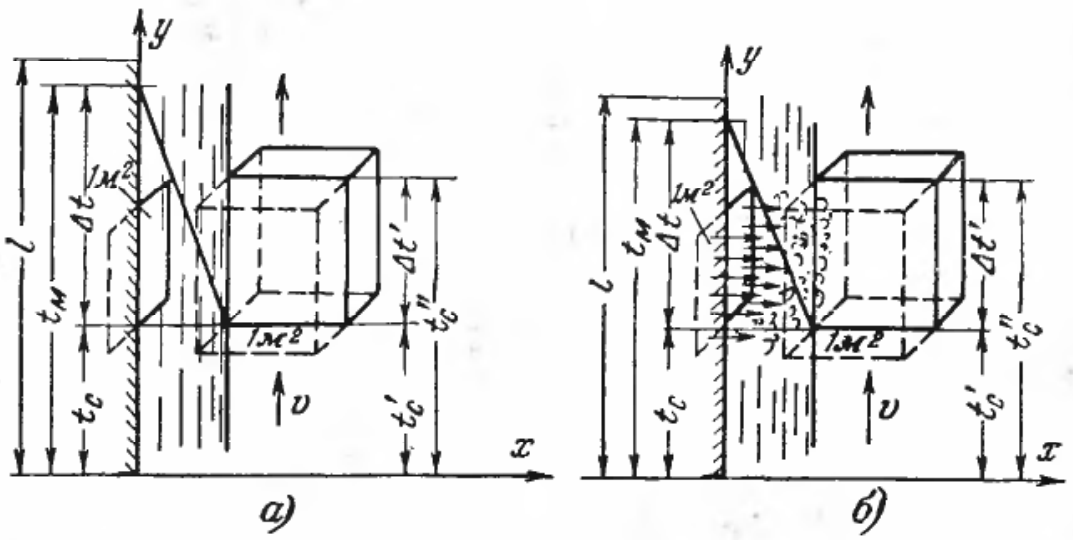


Рис. 2-4. Графики к расчету влияния массообмена на теплообмен.
а — сухой материал; *б* — влажный материал.

Рассмотрим теперь теплоотдачу при наличии испарения (массообмена). Представим себе, как это изображено на рис. 2-4,*б*, что с поверхности происходит испарение влаги с интенсивностью m *кг/м²·ч*. Образующийся пар движется со скоростью $v_{м.п}$, которая может быть названа скоростью молярного движения пара от поверхности и направлена перпендикулярно ей. Величина этой скорости составляет:

$$v_{м.п} = \frac{m}{\gamma_п},$$

где $\gamma_п$ — удельный вес пара, *кг/м³*;
m — интенсивность испарения, *кг/м²·ч*.

Этот пар, находясь в смеси с воздухом, участвует в переносе тепла от поверхности, т. е. создает как бы дополнительный поток тепла. Интенсивность этого потока равна:

$$q = v_{м.п} c \gamma_п \Delta t = \frac{m}{\gamma_п} c \gamma_в \Delta t. \qquad (2\text{-}9)$$

В этом случае граничное условие (2-5) принимает более сложный вид:

$$q = \alpha \Delta t = \lambda \frac{\Delta t}{\delta} + \frac{m}{\gamma_п} c \gamma_в \Delta t =$$

$$= v \Delta t' \gamma_в c 1, \qquad (2\text{-}10)$$

где $\gamma_в$ — удельный вес влажного воздуха, *кг/м³*.

Из предыдущего вывода известно, что при наличии в правой части лишь первого слагаемого уравнение (2-5) приводит для Nu к формуле (2-7).

Определив структуру дополнительного критерия в правой части уравнения, к которому приводят слагаемые $\lambda \frac{\Delta t}{\delta}$ и $\frac{m}{\gamma_п} c \gamma_в \Delta t$, получим:

$$\frac{m}{\gamma_п} \cdot \frac{c \gamma_в l}{\lambda}.$$

Из сопоставления членов уравнения (2-10) можно получить следующую зависимость:

$$\mathrm{Nu} = \frac{m}{\gamma_п} \cdot \frac{c \gamma_в \Delta t L}{\lambda \Delta t} = \frac{mL}{\gamma_п} \cdot \frac{\nu}{a} \frac{1}{\nu}, \qquad (2\text{-}11)$$

так как кинематическая вязкость влажного воздуха определяется формулой

$$\nu = \frac{\mu g}{\gamma_в} \; м^2/сек.$$

Учитывая, что для воздуха $\frac{\nu}{a} = \mathrm{Pr}$ — величина постоянная, отношение $\gamma_в/\gamma_п$ принимаем также величиной постоянной. В этом случае критерий, учитывающий массообмен, принимает следующий вид:

$$\mathrm{K} = \frac{mL}{\mu g}. \qquad (2\text{-}12)$$

Nu может быть представлено как функция двух критериев:

$$\mathrm{Nu} = A \mathrm{Re}^n (1 + \mathrm{K})^m. \qquad (2\text{-}13)$$

При $\mathrm{K} = 0$ (отсутствие испарения) получим выражение (2-8):

$$\mathrm{Nu} = A \mathrm{Re}^n,$$

т. е. обычное выражение Nu для сухого материала.

Наличие единицы в сомножителе $(1+\mathrm{K})$ придает формуле (2-13) универсальность, поскольку при $\mathrm{K}=0$ сомножитель $(1+\mathrm{K})$ не обращается нуль. В то же время порядок величины K обычно такой (до 13 500), что единица является пренебрежимо малой величиной.

Преимущество данной формулы состоит в том, что она справедлива для любого способа сушки и для всего периода ее. С этой точки зрения она может быть широко использована при теплофизических исследованиях процесса сушки, а также при анализе и обобщении работы действующих сушилок. Применение этой формулы при проектировании новых сушилок для новых материалов исключается тем, что необходимо заранее знать величину интенсивности сушки m, которая обычно является искомой величиной.

В ранних работах по тепло- и массообмену допускалась полная аналогия процессов теплообмена и массообмена, т. е. процессов передачи тепла от окружающей среды к поверхности испарения и переноса паров от свободной поверхности в окружающую среду.

Аналогичное протекание этих процессов возможно только в том случае, если существует линейный характер распределения температуры и концентрации пара в пограничном слое и если разность концентраций у поверхности испарения и в окружающей среде мала. Для условий идентичности дифференциальных уравнений переноса тепла и массы, а также граничных условий степенной вид функций массообмена должен быть одинаковым со степенным видом функций теплообмена, не осложненного массообменом, и может быть представлен для естественной и вынужденной конвекции следующими уравнениями:

$$\mathrm{Nu} = A_1 (\mathrm{GrPr})^n$$

или

$$\frac{\alpha L}{\lambda} = A_1 \left(\frac{L^3 g \Delta t}{\nu^2 T_{ср}} \frac{\nu}{a} \right)^n; \quad (2\text{-}14)$$

$$\mathrm{Nu} = A_2 \mathrm{Re}^m \mathrm{Pr}^к$$

или

$$\frac{\alpha L}{\lambda} = A_2 \cdot \left(\frac{vL}{\nu} \right)^m \left(\frac{\nu}{a} \right)^к; \quad (2\text{-}15)$$

$$\mathrm{Nu}_m = A_3 (\mathrm{Gr}_m \mathrm{Pr}_m)^n$$

или

$$\frac{\alpha_m L}{\lambda_m} = A_3 \left(\frac{L^3 g \Delta t}{\nu^2 T_{ср}} \cdot \frac{\nu}{D} \right)^n; \quad (2\text{-}16)$$

$$\mathrm{Nu}_m = A_4 \mathrm{Re}^m (\mathrm{Pr}_m)^к$$

или

$$\frac{\alpha_m L}{\lambda_m} = A_4 \left(\frac{vL}{\nu} \right)^m \left(\frac{\nu}{D} \right)^к, \quad (2\text{-}17)$$

где α — коэффициент теплообмена, *ккал/м²·ч·град*;

α_m — коэффициент массообмена, отнесенный к разности парциальных давлений, *кг/м²·ч·мм рт. ст.*;

v — скорость газа, *м/сек*;

D — коэффициент диффузии, *м²/ч*;

a — коэффициент температуропроводности, *м²/ч*;

L — определяющий размер поверхности испарения, *м*;

ν — коэффициент кинематической вязкости, *м²/сек*;

g — ускорение силы тяжести, *м/сек²*;

λ — коэффициент теплопроводности, *ккал/м·ч·град*;

λ_m — коэффициент массопроводности, *кг/м·ч·мм рт. ст.*;

$$T_{ср} = 273 + \frac{\Delta t}{2} \,^\circ\mathrm{K};$$

$$\Delta t = t_п - t_0 \,^\circ\mathrm{C};$$

$\mu_п$, μ_0 — молекулярные веса паровоздушной смеси на поверхности воды и в окружающей среде.

В приведенных формулах принималось, что в пограничном слое поле температур подобно полю концентрации. При $a = D$ это приводит к равенству указанных критериев Нуссельта, т. е.

$$\frac{\alpha L}{\lambda} = \frac{\alpha_m L}{\lambda_m} \text{ или } \frac{\alpha}{\lambda} = \frac{\alpha_m}{\lambda_m}.$$

Так как $\lambda_m = \frac{\mu_п}{\mu_0} D\gamma$ и $D = a$, то

$$\alpha_m = \alpha \frac{\mu_п}{\mu_0} a \frac{\gamma}{\lambda}.$$

Но $\frac{\mu_п}{\mu_0} = c_m$ — величина удельной массоемкости, аналог удельной теплоемкости, поэтому получим:

$$\frac{\alpha}{\alpha_m} = \frac{c_p}{c_m} \quad (2\text{-}18)$$

— соотношение Льюиса.

Если же воспользоваться понятием коэффициента массообмена, отнесенного к разности концентраций пара $\alpha_{mк}$, то, учитывая [Л. 14], что $\alpha_{mк} = \frac{\alpha_m}{c_m \gamma}$, получим соотношение Льюиса в следующем виде:

$$\frac{\alpha}{\alpha_{mк}} = c_p \gamma.$$

В последующих работах по сушке влажных материалов И. М. Федоровым, Шервудом, Фабрициусом и др. были сделаны попытки использовать соотношение Льюиса, полученное из аналогии процессов тепло- и массообмена, но с введением в него некоторых поправок. Практика не подтвердила универсального характера соотношения Льюиса. Попытки внести поправки в это соотношение также не имели

успеха, так как расчетные формулы не всегда давали правильные результаты. Следует заметить, что соотношение Льюиса при турбулентном тепло- и массообмене несправедливо, если $a \neq D$.

В последующих работах учеников школы А. В. Лыкова было предложено учитывать влияние массообмена на коэффициент теплообмена при конвективной сушке критерием Гухмана, характеризующим отношение потенциала сушки к потенциалу переноса тепла. На основе экспериментальных работ А. В. Нестеренко предложил определять коэффициент теплоотдачи для испарения воды со свободной поверхности по следующей формуле:

$$Nu_f = Nu_0 + A Re_f^n Pr_f^{0,33} Gu^{0,135}, \qquad (2\text{-}19)$$

где Nu_0 — величина критерия Нуссельта при $Re = 0$; Pr — критерий Прандтля; критерий Гухмана $Gu = \frac{T_c - T_м}{T_c}$, где T_c и $T_м$ — температуры среды и поверхности испаряющейся воды, °К.

Индекс f у критериев, входящих в формулу (2-19), показывает, что их значения следует брать при средней температуре газового потока.

Для значения $Nu > 80$ величиной $Nu_0 = 2$ [при $Re \approx 0$] можно пренебречь.

Постоянные A и n зависят от критерия Re:

Re	A	n
1 — 200	1,05	0,5
200 — 25 000	0,385	0,57
25 000 — 70 000	0,102	0,73
70 000 — 315 000	0,025	0,90

Критериальные уравнения могут содержать не только критерии, полученные методом теории подобия из основного дифференциального уравнения и краевых условий, но и параметрические критерии, выбор которых может быть произведен на основе теории размерности, исходя из физической сущности процесса.

Исходя из этих условий, нами было предложено универсальное уравнение для определения коэффициента конвективного теплообмена, пригодное для любого способа подвода тепла к материалу (конвективного, радиационного, контактного и т. п.), охватывающего весь процесс сушки (оба периода):

$$Nu = A Re^n K^m \theta^к \left(\frac{w}{w_к}\right)^\sigma \left(\frac{p}{B}\right)^x. \qquad (2\text{-}20)$$

В этом уравнении критерий К, как и параметрический критерий Gu в уравнении (2-19), определяет увеличение коэффициента теплоотдачи за счет турбулизации воздушного потока парами, образующимися у поверхности материала:

$$K = \frac{T_м}{T_c},$$

где T_c — температура среды, °К;
$T_м$ — температура мокрого термометра, °К.

Параметрический критерий $\theta = \frac{T_и}{T_c}$ в уравнении определяет увеличение коэффициента теплоотдачи за счет уменьшения толщины пограничного слоя с повышением температуры поверхности излучателя при радиационной сушке.

Параметрический критерий $w/w_к$ представляет собой отношение влажности материала в периоде падающей скорости сушки к критической влажности материала и учитывает уменьшение коэффициента теплоотдачи с уменьшением влажности материала в этот период.

Следует отметить, что более правильно было бы вместо критерия $\frac{w}{w_к}$ ввести критерий $\frac{u}{u_к}$, где u — влажность на поверхности образца в рассматриваемый момент (в период падающей скорости); $u_к$ — критическая влажность на поверхности образца.

Это вытекает из тех соображений, что отношение средних влажностей образца в рассматриваемый момент времени в меньшей степени характеризует процесс тепло- и массообмена, протекающий на поверхности материала, чем отношение значений влажности на его поверхности.

Однако с точки зрения практического приложения формулы (2-20) критерий $w/w_к$ имеет значительное преимущество, так как в процессе сушки гораздо легче и быстрее определить среднюю влажность материала, чем влажность на его поверхности. Кроме того, при малых градиентах влажности в образце, например, при комбинированной сушке токами высокой частоты и радиацией, разница между $w/w_к$ и $u/u_к$ может быть незначительной.

Последний симплекс уравнения (2-20) $\left(\frac{p}{B}\right)^x$ учитывает условия сложного тепло- и массообмена при вакуумной сушке материалов и представляет собой отношение давления окружающей среды к барометрическому давлению.

При сублимационной радиационной сушке материалов роль конвективного теплообмена незначительна и значения Re^n, K^m могут быть приняты постоянными. Тогда уравнение (2-20) в данном частном случае может иметь следующий вид:

$$Nu = A\theta^к \left(\frac{w}{w_к}\right)^\sigma \left(\frac{p}{B}\right)^x. \quad (2\text{-}21)$$

В результате обработки экспериментальных данных для всего процесса комбинированной атмосферной сушки в лабораторных условиях и небольших единичных образцов материалов соответственно уравнению (2-20) были получены следующие формулы:

для древесины

$$Nu = 0{,}5Re^{0{,}5}\left(\frac{T_с}{T_м}\right)^2\left(\frac{T_и}{T_с}\right)^{0{,}4}\left(\frac{w}{w_к}\right)^{0{,}3}; \quad (2\text{-}20а)$$

для глины

$$Nu = 0{,}45Re^{0{,}5}\left(\frac{T_с}{T_м}\right)^2\left(\frac{T_и}{T_с}\right)^{0{,}4}\left(\frac{w}{w_к}\right)^{0{,}9} \quad (2\text{-}20б)$$

и для песка

$$Nu = 0{,}65Re^{0{,}5}\left(\frac{T_с}{T_м}\right)^2\left(\frac{T_и}{T_с}\right)^{0{,}4}\left(\frac{w}{w_к}\right)^{1{,}8}. \quad (2\text{-}20в)$$

Различные значения коэффициентов A и показателей степени σ у параметрического критерия $w/w_к$ учитывают различные формы связи влаги с материалом в период падающей скорости сушки, а также различия геометрической и истинной поверхностей испарения.

2-3. Массопередача в твердых телах при различных способах подвода тепла

Процесс сушки материалов, как известно, состоит из перемещения влаги внутри материала и ее испарения с его поверхности в окружающую среду. В большинстве случаев скорость сушки существенно зависит от интенсивности перемещения влаги в материале к его поверхности.

В ранних работах приводилась аналогия процессов переноса тепла и массы. Поэтому аналогично уравнению теплопроводности Фурье $q = -\lambda \nabla t$ записывалось уравнение массопроводности:

$$q_m = -\lambda_m \nabla u = -a_m \gamma_0 \nabla u, \quad (2\text{-}22)$$

где q_m — плотность потока вещества или количество жидкости (иногда парожидкостной эмульсии, перемещаемой внутри тела), $кг/м^2 \cdot ч$;

∇u — градиент влагосодержания (влажности на сухой вес; ∇ — оператор Гамильтона):

$$\nabla u = \frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial u}{\partial z}.$$

λ_m — коэффициент массопроводности, $кг/м \cdot ч$;

a_m — коэффициент потенциалопроводности вещества, $м^2/ч$;

γ_0 — удельный вес сухого материала, $кг/м^3$.

Соответственно этому дифференциальное уравнение массопроводности имело вид:

$$\frac{\partial u}{\partial \tau} = a_m \nabla^2 u, \quad (2\text{-}23)$$

где τ — время, $ч$;

∇^2 — оператор Лапласа;

$$\nabla^2 u = \frac{\partial^2 u}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial z^2};$$

В 1934 г. А. В. Лыковым было открыто явление термодиффузии жидкой влаги, или термовлагопроводности, и установлен новый фактор, вызывающий перемещение влаги в материале, — температурный

градиент и соответствующий ему коэффициент термовлагопроводности, или термоградиентный коэффициент.

Вначале этому фактору не придавалось должного значения, так как при низкотемпературной конвективной сушке многих материалов он не оказывает существенного влияния на скорость сушки материала. Интенсификация процессов тепло- и массообмена и, в частности, применение высокочастотной сушки материалов показали огромную роль этого фактора.

Уравнение переноса массы в этом случае имеет следующий вид:

$$q_m = -a_m\gamma_0\nabla u - a_m\gamma_0\delta\nabla t = q_{mu} + q_{mt}, \qquad (2\text{-}24)$$

где δ — термоградиентный коэффициент, 1/°С;

q_{mu} и q_{mt} — потоки влаги, обусловленные влагопроводностью и термовлагопроводностью, *кг/м²·ч*;

∇t — градиент температуры, °С/*м*.

Дифференциальное уравнение массопроводности для одномерной задачи имеет следующий вид:

$$\frac{\partial u}{\partial \tau} = a_m \frac{\partial^2 u}{\partial x^2} + a_m\delta \frac{\partial^2 t}{\partial x^2}; \qquad (2\text{-}25)$$

дифференциальное уравнение теплопроводности

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\varepsilon r}{c} \cdot \frac{\partial u}{\partial t}. \qquad (2\text{-}26)$$

Здесь второй член учитывает влияние испарения влаги внутри тела на изменение поля температур.

ε — коэффициент внутреннего испарения влаги; при $\varepsilon = 0$ вся влага перемещается в виде жидкости; при $\varepsilon = 1$ — только в виде пара;

r — теплота фазового перехода, *ккал/кг*;

c — приведенная теплоемкость материала, равная $c_0 + c_в \times w$ *ккал/кг·град*, где c_0 и $c_в$ — теплоемкости сухого материала и воды;

a — коэффициент температуропроводности, *м²/ч*.

Коэффициенты a_m и δ зависят от температуры и влажности материала. При высокой влажности ($w \geqslant w_к$) и постоянной температуре материала коэффициент a_m остается примерно постоянным, что соответствует перемещению в виде жидкости осмотически связанной и капиллярной влаги. При дальнейшем удалении влаги из более мелких капилляров она может перемещаться не только в форме жидкости, но и частично в парообразном состоянии; в этом случае коэффициент a_m уменьшается. Еще большее уменьшение a_m наблюдается, когда влага перемещается главным образом в паровой фазе (влага полимолекулярной или мономолекулярной адсорбции).

Иной характер зависимости от влажности и температуры имеет коэффициент δ. Он уменьшается с повышением температуры. При больших количествах капиллярной влаги в материале коэффициент δ с уменьшением средней влажности материала увеличивается за счет благоприятного влияния на перемещение влаги в капиллярах защемленного воздуха и достигает максимума.

Далее, при уменьшении влажности (и достижении критической влажности) часть влаги может перемещаться в паровой фазе и вследствие относительной термодиффузии пара и воздуха δ уменьшается. При наличии в материале только адсорбционно связанной влаги δ становится отрицательным, так как пар стремится переместиться в направлении, противоположном направлению теплового потока.

На рис. 2-5 представлены изменения a_m и δ для древесины в зависимости от ее влажности и температуры.

Рассмотрение уравнения (2-24) показывает, что чем больше разности температур, концентраций влаги, влагосодержаний внутри и у поверхности материала, тем больше скорость его сушки.

Если температура или влажность в поверхностных слоях материала будет больше, чем во внутренних, то это может или затормо-

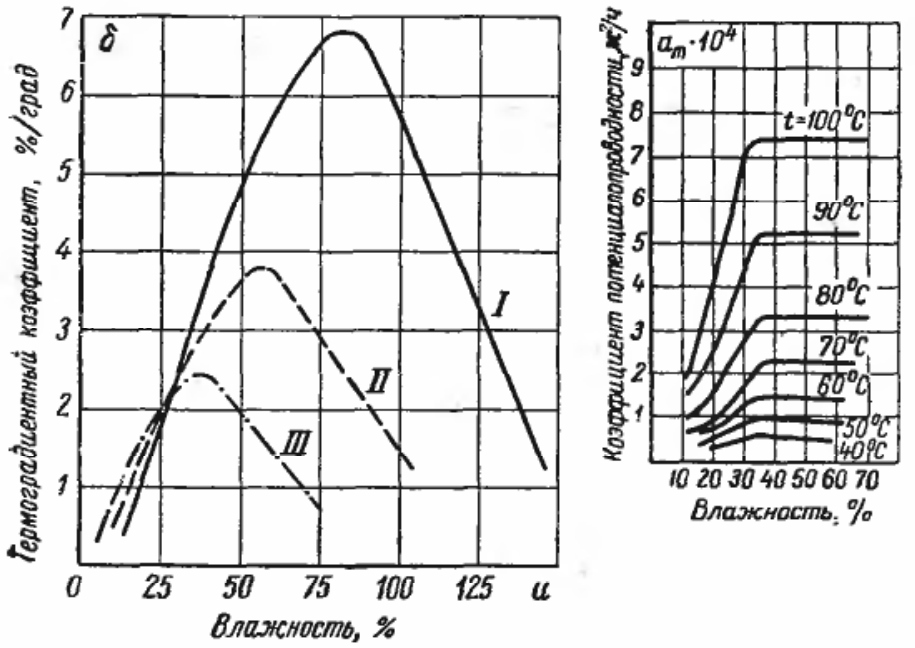


Рис. 2-5. Зависимость термоградиентного коэффициента δ и коэффициента потенциалопроводности a_m от влажности и температуры древесины (сосны).

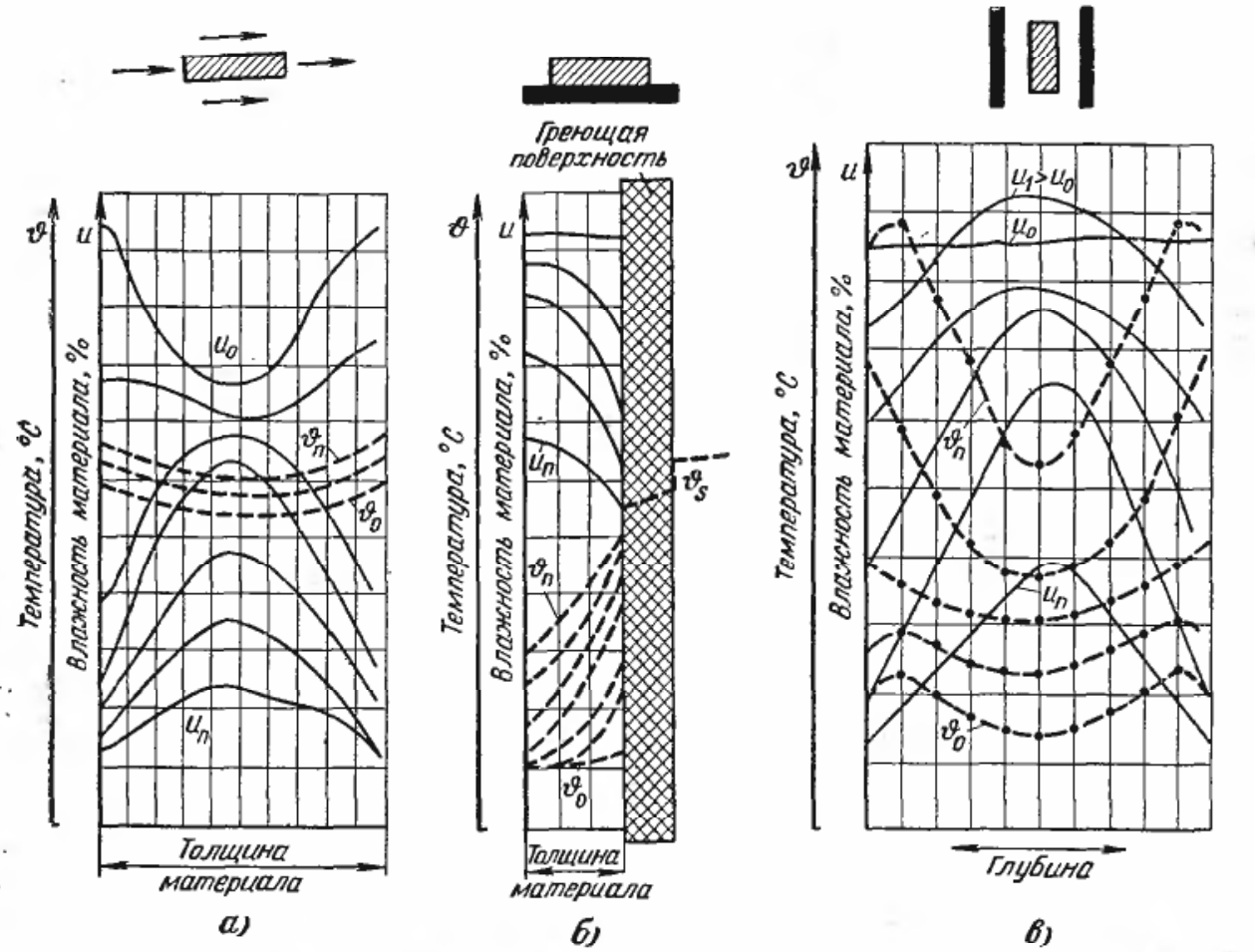


Рис. 2-6. Типичные кривые распределения влажности и температуры при различных способах подвода тепла.

а — конвективный; *б* — при контактной сушке на горячей поверхности; *с* — при терморадиационной сушке с двусторонним облучением материала.

зить перемещение влаги к поверхности материала, или даже вызвать обратное перемещение влаги к внутренним слоям материала.

В соответствии с этим градиенты влагосодержания и температуры могут иметь как положительный, так и отрицательный знак. Отрицательный знак показывает, что направление вектора потока влаги не совпадает с направлением градиента и соответствует перемещению влаги из внутренних слоев материала к его поверхности.

При конвективной сушке материал находится в потоке воздуха или топочных газов, которые, соприкасаясь с высушиваемым материалом, передают ему тепло и воспринимают испаряющуюся влагу.

На рис. 2-6 приведены кривые распределения по толщине и изме-

нения во времени влагосодержания и температуры плоского материала в процессе его конвективной сушки.

Основным недостатком конвективного способа сушки, приводящим к его сравнительно низкой интенсивности, является движение влаги внутри материала к его поверхности только за счет перепада между влажностями во внутренних и наружных слоях материала. В этом случае температура в центре меньше, чем на поверхности, поэтому перепад температур имеет отрицательное влияние и затормаживает движение влаги в материале.

Рассмотрение уравнения (2-24) для анализа различных процессов сушки также показывает, что при конвективной сушке (рис. 2-6,*а*) перемещение влаги к поверхности происходит за счет градиента влажности; градиент температур, наоборот, затормаживает перемещение влаги; в этом случае

$$q_m = q_{mu} - q_{mt}.$$

Перепад влажностей в материале создается за счет ее испарения с поверхности материала. Это у многих материалов сопровождается усадкой (сокращением размеров). Последнее вызывает растяжение наружных и сжатие внутренних слоев материала в начале сушки и обратное распределение напряжений стойкого характера в конце сушки. В процессе сушки разность влажностей в центральной и периферийных зонах материала увеличивается. Поэтому между интенсивностью сушки и величиной напряжений устанавливается весьма невыгодная связь: чем интенсивнее сушка, тем больше напряжения. Сопротивляемость материала растягивающим напряжениям, вызываемым усадкой и могущим вызвать появление трещин и брак материала, лимитирует скорость сушки. Обычно в конвективных сушилках (за исключением сушки диспергированных материалов) процесс сушки осуществляется медленно и продолжается иногда сотни часов (сушка дубовых досок).

При односторонней контактной сушке (рис. 2-6,*б*) перемещение влаги к поверхности определяется, так же как и в большинстве случаев высокочастотной сушки (рис. 2-7,*б*), градиентом температур, а градиент влажности, наоборот, оказывает затормаживающее влияние:

$$q_m = q_{mt} - q_{mu}.$$

При сушке коллоидных капиллярно-пористых влажных материалов при радиационном способе подвода тепла может наблюдаться интенсивное перемещение влаги в начале процесса внутри материала. Особенно наглядно это заметно при начальном равномерном распределении влаги в сушимом образце (рис. 2-6,*в*, $u_1 > u_0$). Перемещение влаги происходит благодаря закону термовлагопроводности, согласно которому влага движется в направлении теплового потока. Через некоторое время в центральных слоях материала устанавливается бо́льшая влажность, чем на поверхности, создается градиент влажности, под действием которого влага начинает перемещаться в обратном направлении, т. е. от центра к поверхности, с которой она и испаряется в окружающую среду. В этом случае градиент температур как бы создает градиент влажности, под действием которого влага перемещается к поверхности. Как известно, наличие значительных перепадов влажности в материале вызывает механические напряжения, что приводит к растрескиванию и порче материала. Поэтому терморадиационная сушка в чистом виде многих коллоидных капиллярно-пористых материалов не может найти промышленного применения, если не сочетать ее с другими способами подвода тепла.

Второй особенностью сушки материалов инфракрасными лучами является проникновение инфракрасных лучей на некоторую глубину внутрь материала. Например, при сушке песка, сухарей и других пористых материалов глубина проникновения лучей составляет 3—5 *мм* благодаря чему на этой глубине устанавливается более высокая температура, чем на поверхности материала. Для таких материалов характерно углубление поверхности

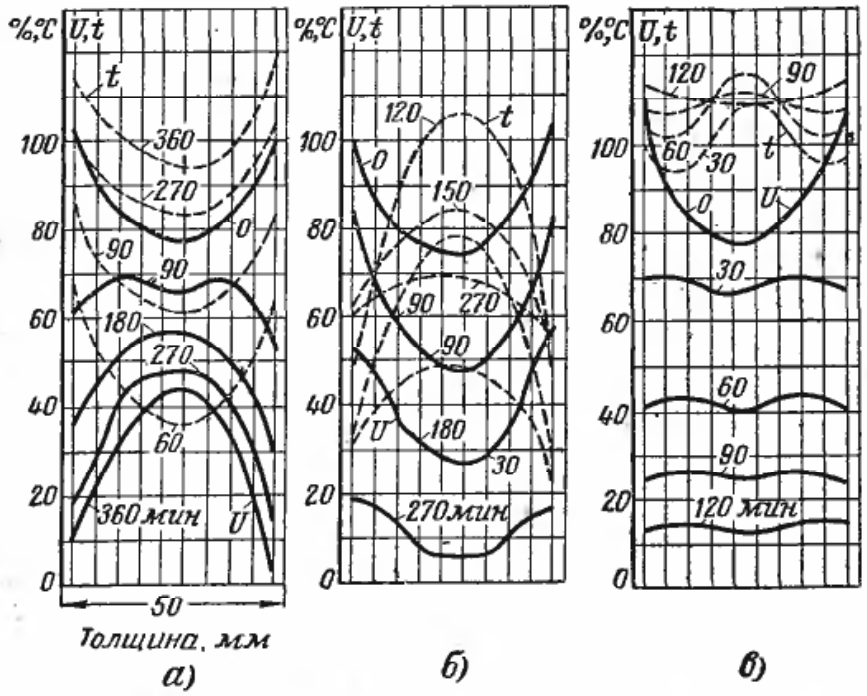


Рис. 2-7. Типичные кривые распределения температур и влажность в материале при различных способах подвода тепла.
а — терморадиационный; *б* — высокочастотный; *в* — комбинированный высокочастотный и терморадиационный.

испарения в период падающей скорости сушки. Сушка инфракрасными лучами подобных материалов толщиной 10—12 *мм* идет очень эффективно.

Проведенные исследования показали, что материалы можно разбить на три группы: материалы со сравнительно большой проницаемостью лучистым потоком, к которым можно отнести бумагу, бязь, киноленты и т. п., материалы с малой проницаемостью лучистым потоком: древесина, песок, картофель, хлеб и т. п., и материалы, практически не пропускающие лучистый поток, а поглощающие его в той или иной степени поверхностным слоем, например глина, диатомитовый кирпич и т. п.

Установленный факт проницаемости материалов лучистым потоком указывает на возможность эффективной радиационной сушки этих материалов только при определенных оптимальных толщинах.

Применение токов высокой частоты для сушки позволило получать постоянно существующий градиент температур внутри тел и быстро сушить материалы большой толщины, имеющие высокий коэффициент термовлагопроводности δ, такие, например, как древесина. При интенсивной высокочастотной сушке древесины в большинстве случаев, как это показано на рис. 2-7,*б*, $q_m = q_{mt} - q_{mu}$. Затормаживающее влияние градиента влажности в данном случае невелико, так как установлено, что для древесины перепад в 1° С эквивалентен примерно 10% перепада влажности.

Значение q_{mt} тем больше, чем больше значение разности температур в центре и на поверхности материала и чем выше значение коэффициента термовлагопроводности.

Однако интенсификация процессов сушки может идти не только по линии создания градиента температур. Некоторые материалы могут допускать кратковременное, а иногда и длительное нагревание до температур выше 100° С. В этом случае внутри материала может осуществляться выпарка влаги, которая перемещается под действием градиента давлений.

В наших работах в 1952 г. по исследованию высокотемпературных методов сушки материалов с различными способами подвода тепла, когда материал мог нагреваться до температур 100 и выше градусов или когда температура материала была выше температуры насыщения окружающей среды при данном давлении, был обнаружен новый фак-

тор, определяющий перемещение влаги в материале к его поверхности, — нерелаксируемый градиент давлений и соответствующий ему коэффициент молярного переноса.

Было сделано предположение, что это избыточное (по сравнению с давлением окружающей среды вблизи поверхности материала) давление можно представить в виде некоторой функции двух переменных, а именно температуры в данной точке материала t и расположения этой точки, т. е. для одномерной задачи координаты x.

Зависимость p_u от этих факторов в самом общем случае может иметь достаточно сложный характер. Характер изменения производной давления dp_u/dx от координаты (или от расположения рассматриваемой точки внутри образца) можно предположить таким, что при одной и той же температуре величина dp_u/dx уменьшается с увеличением расстояния от центра образца. В простейшем случае эту зависимость можно представить в следующем виде:

$$\frac{dp_u}{dx} = \frac{p_u}{R - x - \xi},$$

где ξ — толщина слоя, внутри которого происходит окончательное выравнивание давления (до давления окружающей среды.)

Обоснованием данного предположения может служить тот факт, что чем ближе точка расположена к поверхности, тем меньшее сопротивление оказывает вся система капилляров, через которые пар должен пройти, двигаясь к поверхности.

В силу этого имелись все основания предполагать, что во всех случаях величина dp_u/dx имеет положительное значение, т. е. способствует молярному движению пара из центральных слоев к периферии. Не исключена возможность, что во время этого движения поток пара может захватывать частицы влаги и в виде жидкой фазы. Это увеличивает общий поток влаги q_m.

Если в первых работах градиент давлений был определен нами косвенным путем, то в последующем при исследовании процессов сушки древесины в расплавленном парафине, нагретом до температуры 120—150° С, с помощью медицинских игл удалось непосредственно измерить нерелаксируемое давление, возникающее внутри древесины при различных температурах парафина и самой древесины. С этой целью в материал вставлялись на исследуемую глубину два капилляра из медицинских игл: один запаянный, учитывающий давление вследствие расширения нагреваемого в капилляре воздуха, а второй — суммарное давление с учетом давления водяных паров.

Разность соответствовала избыточному давлению водяных паров. Нашими опытами установлено, что избыточное нерелаксируемое давление при сушке материалов в жидких средах наблюдается только при температурах выше 100° С.

Избыточное давление, возникающее в материале, не соответствует температуре насыщения, так как внутри материала отсутствуют герметические условия кипения воды, имеющиеся, например, в паровых котлах. Так, при температуре материала 150° С и влажности больше гигроскопической ($w = 60\%$), как это показано на рис. 8-16, давление в центре составляет всего 340 *мм рт. ст.*

На рис. 8-16 представлены характерные изменения температуры, влажности и давления внутри древесины.

На рис. 2-7 представлены также характерные кривые изменения влажности и температуры при радиационном и высокочастотном способах подвода тепла, а также при комбинированном высокочастотном и терморадиационном способе.

Весьма интересным является тот факт, что в некоторых случаях комбинированной высокочастотно-радиационной сушки, несмотря на наличие в отдельные моменты крайне незначительных значений как градиента влажности, так и градиента температур, как это следует из рассмотрения рис. 2-7, интенсивность сушки, а следовательно, и плот-

ность потока влаги имеют весьма большие значения. В то же время согласно соотношению (2-24) в этом случае интенсивность сушки должна быть близкой к нулю. Это объясняется тем, что при температурах внутри материала свыше 100° С основной движущей силой потока влаги является градиент избыточного давления пара. Действием градиента давлений могут быть объяснены многие интенсивные способы удаления влаги, например: процессы автоклавной сушки материалов со сбросом давления или с постепенным его понижением, огромная интенсивность испарения в начальный момент при сублимационной сушке материалов, резкое увеличение объема частичек при высокотемпературной пневматической сушке или при сушке материала в кипящем слое и т. п. Таким образом, градиент давлений является мощным фактором, интенсифицирующим перенос влаги при высокотемпературной сушке материалов.

Применение способа сушки древесины в жидких средах по сравнению с конвективной сушкой дает ускорение в 8—10 раз.

Рассмотренный характер движения потока влаги под действием градиента избыточного давления Δp не исключает, по нашему мнению, движения этого потока за счет одновременного воздействия градиентов влажности и температуры, однако роль переноса влаги за счет термовлагопроводности вследствие малых значений δ очень мала и ею можно пренебречь.

Анализ балансов массообмена и кинетики потоков для высокотемпературной сушки материалов (песка, глины, древесины и т. п.) показал, что уравнение (2-24) необходимо дополнить третьим членом q_{mp}, учитывающим молярное перемещение пара и жидкой влаги за счет избыточного давления пара, возникающего в материале при температурах выше 100° С, т. е.

$$q_m = q_{mu} + q_{mt} + q_{mp}. \qquad (2\text{-}27)$$

В этом случае уравнение массопроводности при температурах материала выше 100 °С может быть представлено в таком виде:

$$q_m = -a_m\gamma_0 \frac{\partial u}{\partial x} - a\gamma_0\delta \frac{\partial t}{\partial x} - D\gamma_0 \frac{\partial p_u}{\partial x}. \qquad (2\text{-}28)$$

Последнее слагаемое представляет собой плотность потока влаги, движущегося за счет градиента избыточного давления, т. е.

$$q_{mp} = -D\gamma_0 \frac{\partial p_u}{\partial x}. \qquad (2\text{-}29)$$

В предлагаемом нами уравнении (2-29) коэффициент D может быть назван коэффициентом молярного переноса пара (в отличие от a_m — комплексного коэффициента диффузии пара и переноса влаги в жидкой фазе, т. е. молекулярного переноса пара и жидкости).

Коэффициент молярного переноса пара D в первый момент сушки, когда влажность материала значительна и все капилляры заполнены влагой, остается постоянным, а затем при снижении влажности ниже гигроскопической он уменьшается. Этот коэффициент также зависит от структуры сушимого материала (пористости и радиуса капилляров). Изменение коэффициента молярного пара D при высокотемпературной радиационно-высокочастотной сушке древесины аналогично изменению коэффициента a_m, показанного на рис. 2-5.

Дифференциальное уравнение массопроводности с учетом градиента избыточного давления может быть представлено в следующем виде:

$$\frac{\partial u}{\partial \tau} = a_m \frac{\partial^2 u}{\partial x^2} + a_m\delta \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + D \frac{\partial^2 p}{\partial x^2}. \qquad (2\text{-}30)$$

При температурах внутри материала ниже 100° С $p_u \approx 0$, а следовательно, при $\frac{\partial^2 p_u}{\partial x^2} = 0$ уравнение (2-30) превращается в обычное уравнение (2-25). Необходимо указать, что возможность объяснить процесс переноса влаги в материале за счет градиента давления была известна и раньше, но между новой

и прежней трактовками этого фактора имеется принципиальная разница.

При $t>100°$ С перемещение влаги в материале осуществляется не за счет разности парциальных давлений водяных паров, а за счет возникающего в материале градиента избыточного давления паров, превышающего атмосферное давление.

Так, например, в нашем учебном пособии «Сушильные установки» (Г. К. Филоненко и П. Д. Лебедев, ГЭИ, 1951, стр. 102) для объяснения интенсивного внутреннего переноса влаги при высокочастотной сушке древесины за счет градиента температур по сравнению с конвективной сушкой, где перемещение влаги определяется градиентом влажности, использовано условие

$$p=f(w,\ t),$$

дифференцирование которого дает:

$$\frac{\partial p}{\partial x}=\frac{\partial p}{\partial w}\cdot\frac{\partial w}{\partial x}+\frac{\partial p}{\partial t}\cdot\frac{dt}{dx}. \quad (2\text{-}31)$$

Количественные соотношения между $\frac{\partial w}{\partial x}$ и $\frac{dt}{dx}$ для этих условий сушки определялись по p, w_p, t и φ-диаграмме Н. П. Чулицкого.

Недостатком этого метода является то, что он непригоден для температур материала выше 100° С, не учитывает влияния термовлагокоэффициентов, а также и то, что избыточное давление зависит от структуры, рода, толщины и влажности материала.

Следует остановиться на взаимосвязи действующих сил переноса влаги в материале.

Более ясную картину механизма переноса влаги в материале можно представить, если комплексный коэффициент потенциалопроводности a_m в дифференциальных уравнениях переноса заменить коэффициентом переноса влаги в жидкой фазе под действием градиента концентраций, а молярный или молекулярный перенос влаги учитывать отдельно. В этом случае можно было бы дифференциальные уравнения массопроводности представить в следующем общем виде. Для условий сушки, когда в материале не возникает избыточных давлений (при низкотемпературной сушке),

$$\frac{\partial u}{\partial\tau}=a_m\frac{\partial^2 u}{\partial x^2}+a_m\delta\frac{\partial^2 t}{\partial x^2}+\varepsilon\frac{\partial u}{\partial t}. \quad (2\text{-}32)$$

Здесь последний член учитывает молекулярный перенос пара. Так как он обычно для этих условий составляет примерно 3—5%, то в практических расчетах его можно не учитывать. Для условий сушки, когда в материале возникает избыточное давление (при высокотемпературной сушке),

$$\frac{\partial u}{\partial\tau}=D\frac{\partial^2 p}{\partial x^2}+E\frac{\partial u}{\partial\tau}. \quad (2\text{-}33)$$

Необходимо также заметить, что влага под действием градиента давлений может перемещаться как в виде пара, так и в виде эмульсии, т. е. в жидко-паровой фазе, поэтому здесь второй член учитывает перемещение влаги в материале в жидкой фазе.

E — коэффициент перемещения влаги и материала в жидкой фазе; при $E=0$ вся влага перемещается в виде пара, при $E=1$—только в виде жидкости.

При температурах в материале более 100° С, когда по существу происходит не сушка, а выпарка, перемещение влаги в жидкой фазе незначительно и возможно только в первый период, при значительной влажности материала (выше гигроскопической). В практических расчетах второй член правой части уравнения (2-33) можно также не учитывать. Рассмотренные дифференциальные уравнения массопроводности показывают их полную взаимосвязь. Например, если при низкотемпературной сушке перемещение влаги в материале происходит главным образом в жидкой фазе и осуществляется за счет градиента концентраций (влажности) или градиента температур, а перенос влаги в виде пара незначителен, то при высокотемпературной сушке передвижение влаги в материале происходит главным образом в виде пара и действующей силой является градиент давлений. Действие

градиентов концентраций и температур ничтожно, так же как незначительно и перемещение влаги в жидкой фазе.

В заключение приводим более строгую систему дифференциальных уравнений с соответствующими граничными условиями, которые описывают внутренний тепло- и массообмен при низкотемпературной и высокотемпературной сушке материалов. Дифференциальное уравнение теплопроводности, действительное для условий высокотемпературной и низкотемпературной сушки материалов:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a\nabla^2 t + \frac{\varepsilon r}{c} \cdot \frac{\partial u}{\partial \tau} + \frac{q}{c\gamma}; \quad (2\text{-}34)$$

граничные условия:

$$-\lambda \nabla t_{\text{п}} + \alpha (t_{\text{с}} - t_{\text{п}}) - r(1-\varepsilon) q' = 0.$$

Дифференциальное уравнение массопроводности для низкотемпературных условий сушки материалов:

$$\frac{\partial u}{\partial \tau} = a_m \frac{\partial^2 u}{\partial x^2} + a_m \delta \frac{\partial^2 t}{\partial x^2}; \quad (2\text{-}35)$$

граничные условия:

$$a_m \gamma_0 \nabla u_{\text{п}} + q_m = 0.$$

Дифференциальное уравнение массопроводности для высокотемпературной сушки материалов:

$$\frac{\partial u}{d\tau} = D \frac{\partial^2 p}{\partial x^2}; \quad (2\text{-}36)$$

граничные условия:

$$D\gamma_0 \nabla p_u + q_m = 0,$$

где c — приведенная теплоемкость материала, *ккал/кг·град*;
λ — теплопроводность материала, *ккал/м·ч·град*;
ε — критерий фазового превращения;
r — теплота парообразования, *ккал/кг*;
α — коэффициент теплообмена, *ккал/м²·ч·град*;
q — объемная мощность внутреннего источника тепла, например проникающего в глубь материала при радиационной сушке, *ккал/ч·м³*;
$t_{\text{с}}$ и $t_{\text{п}}$ — температуры среды и поверхности материала, °С.

В заключение следует отметить, что рассмотренные уравнения объясняют только механизм переноса влаги. Рациональный способ сушки должен определяться во всех случаях, также исходя из технологии и технико-экономических показателей сушки материала.

2-4. Продолжительность сушки материалов

Продолжительность сушки зависит от рода высушиваемого материала, его геометрических размеров, назначения и типа сушилки, способа подвода тепла, режима сушки (температуры, влажности и скорости сушильного агента) и ряда других факторов.

Аналитическое определение продолжительности сушки материалов по уравнениям (2-25) и (2-30) достаточно сложно и возможно лишь при постоянных значениях физических и гигротермических констант и только для некоторых упрощенных частных случаев [Л. 14].

В качестве примера рассмотрим результат решения уравнения (2-23) при условии $a_m = \text{const}$ и следующих начальных и и граничных условиях:

1. В начальный момент времени распределение влаги в материале равномерно, т. е. при $\tau = 0$, $u = u_{\text{н}}$, при $x = 0$ и $x = L$.

2. При $\tau = \infty$, $u = 0$ и $x = 0$ $x = L$; $u = 0$ (где L — толщина материала) равновесная влажность принимается за 0%, или, другими словами, равновесная влажность совпадает с началом координат u.

В этом случае решение уравнения (2-23) имеет следующий вид:

$$u = \frac{4}{\pi} u_{\text{н}} \left[e^{-A\left(\frac{\pi}{L}\right)^2 \tau} \sin\left(\frac{\pi^2 x}{L}\right) + \right.$$

$$\left. + \frac{1}{3} e^{-9A\left(\frac{\pi}{L}\right)^2 \tau} \sin\left(\frac{3\pi x}{L}\right) + \ldots \right]. \quad (2\text{-}37)$$

Если умножить уравнение (2-37) на dx, проинтегрировать его по x в пределах от $x = 0$ до $x = \frac{L}{2}$ и разделить результат на $L/2$, получим, что средняя влажность

$w_к = u_к$ в конце процесса сушки, длившегося τ ч, будет равна:

$$w_к = \frac{8}{\pi^2} w_н \left[e^{-a_m \left(\frac{\pi}{L}\right)^2 \tau} + \right.$$

$$+ \frac{1}{9} e^{-9a_m \left(\frac{\pi}{L}\right)^2 \tau} +$$

$$\left. + \frac{1}{25} e^{-25a_m \left(\frac{\pi}{L}\right)^2 \tau} + \ldots \right]. \quad (2\text{-}38)$$

Ряд, стоящий в скобках, — сходящийся и если отбросить все члены, начиная со второго, то ошибка не превысит 2%. В этом случае

$$w_к \approx 0{,}8 w_н e^{-a \left(\frac{\pi}{L}\right)^2 \tau},$$

откуда

$$\tau = \frac{(\ln 0{,}8 w_н - \ln w_к) L^2}{a_m \pi^2}. \quad (2\text{-}39)$$

Из этого уравнения следует, что продолжительность сушки пропорциональна квадрату толщины материала, разности натуральных логарифмов начальной и конечной влажности и обратно пропорциональна коэффициенту потенциалопроводности материала.

Практическая проверка этой формулы показывает, что для многих материалов, в том числе и для древесины, продолжительность сушки не пропорциональна квадрату толщины материала, а изменяется иногда пропорционально его толщине или зависит в значительно меньшей степени от толщины материала. Ошибочность полученного решения объясняется неточностью граничных условий и рядом других причин.

В 1928—1930 гг. были опубликованы труды американского ученого Шервуда, в которых были даны аналитические зависимости для некоторых частных случаев кинетики процесса сушки, описываемого уравнением массопроводности.

В работах А. В. Лыкова [Л. 16] даны решения как аналогичных, так и более сложных дифференциальных уравнений теплопроводности и массопроводности для различных начальных и граничных условий, главным образом при постоянных значениях коэффициентов переноса тепла и массы. Эти решения найдены для тел классической формы (шар, цилиндр и т. д.) и для реальных тел сложной конфигурации не дают достаточных совпадений с опытными данными.

Однако в перспективе широкого применения электронно-вычислительных машин, позволяющих быстро решать уравнения с более точными начальными и граничными условиями, будущее принадлежит аналитическим методам расчета в их увязке с методами теории подобия.

В настоящее время при обработке экспериментальных материалов по сушке и тепло- и массообмену широко пользуются теорией подобия.

Методом констант подобия или другими способами, изучаемыми в курсах «Теплопередачи», дифференциальные уравнения можно привести к безразмерному виду.

Для уравнения (2-25) в период постоянной скорости при граничных условиях

$$q_m - a_m \gamma_0 \left(\frac{\partial u}{\partial x}\right)_{x=R} = 0$$

получено:

$$\frac{u - u_р}{u_0 - u_р} = E = f(\mathrm{Fo}_m, \mathrm{Pn}, \mathrm{Ki}_m), \quad (2\text{-}40)$$

где q_m — интенсивность испарения влаги в период постоянной скорости сушки, *кг/м²·ч*;

x — расстояние от центра материала до поверхности, *м*;

R — половина толщины материала, *м*;

u, u_0 и $u_р$ — соответственно искомая, начальная и равновесная концентрации влаги, *кг/м³*, или массосодержание материала, *кг/кг*.

Для периода падающей скорости при граничных условиях

$$a_m \gamma_0 \left(\frac{\partial u}{\partial x}\right)_{x=R} = \beta \gamma_0 (u_п - u_р)$$

(где β — коэффициент испарения) получено:

$$E = \varphi\left(\mathrm{Fo}_m, \mathrm{Pn}, \mathrm{Bi}_m, \mathrm{Lu}, \varepsilon, \mathrm{Ko}, \frac{x}{R}\right), \quad (2\text{-}40а)$$

где $\mathrm{Fo}_m = \frac{a_m \tau}{R^2}$ — критерий Фурье (массообменный), который характеризует связь между скоростями изменения поля влажности, физическими характеристиками и размерами тела;

$\mathrm{Pn} = \frac{\delta \Delta t}{\Delta u}$ — критерий Поснова, который характеризует относительный перепад влагосодержаний, вызванный перепадом температур в стационарном состоянии;

$\mathrm{Bi}_m = \frac{\beta R}{D}$ — критерий Био (массообменный), характеризующий соотношение между интенсивностью массообмена на поверхности твердого тела и его массопроводностью;

$\mathrm{Ki}_m = \frac{mR}{a_m \gamma_0 \Delta u}$ — массообменный критерий Кирпичева, ха-

рактеризующий соотношение между интенсивностями внешнего и внутреннего переноса массы;

$\mathrm{Ko}=\frac{r\Delta u}{c\Delta t}$ — критерий Коссовича, характеризующий соотношение между теплом, затраченным на испарение влаги, и теплом, затраченным на нагревание тела;

$\mathrm{Lu}=\frac{a_m}{a}=\frac{c\gamma_0 a_m}{\lambda}$ — критерий Лыкова, характеризующий инерционные свойства поля влажности относительно инерционных свойств поля температур в твердых телах.

Скорость сушки в первый период может быть рассчитана по уравнению

$$N=\frac{dw}{d\tau}=\frac{100q_m}{G_{сух}}\ \%/ч, \qquad (2\text{-}41)$$

где F — поверхность испарения, $м^2$;

$G_{сух}$ — вес абсолютно сухого материала, $кг$;

q_m — интенсивность сушки, $кг/м^2 \cdot ч$; может быть приближенно подсчитана по уравнению (2-1) или более точно по следующему уравнению:

$$q_m=\frac{\alpha}{r}(t_c-t_м),$$

где α — коэффициент теплоотдачи, $ккал/м^2 \cdot ч \cdot град$, который может быть рассчитан по формуле (2-20);

r — теплота испарения, $ккал/кг$;

t_c и $t_м$ — температура окружающей среды и температура материала, равная температуре мокрого термометра, °С.

Для определения общей продолжительности сушки τ имеется несколько простых эмпирических методов.

Наиболее распространенным является определение τ с помощью коэффициента скорости сушки K, который определяется графически, когда действительная кривая скорости сушки заменяется прямой, как это показано на рис. 2-8, и находится приведенная критическая влажность $w_{к.п}$ [Л. 15].

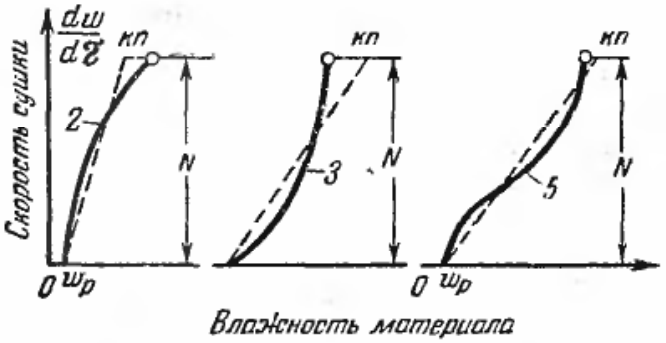


Рис. 2-8. Графический метод определения приведенной критической влажности.

Уравнение кривой скорости сушки в этом случае имеет вид:

$$-\frac{dw}{d\tau}=K(w-w_p), \qquad (2\text{-}42)$$

где K — коэффициент скорости сушки:

$$K=\frac{N}{w_{к.п}-w_p};$$

N — скорость сушки в первый период.

Интегрирование этого уравнения в пределах от приведенной критической до конечной влажности материала w_2 дает:

$$\frac{w_2-w_p}{w_{к.п}-w_p}=e^{-K\tau}, \qquad (2\text{-}43)$$

откуда

$$\tau_2=\frac{1}{K}2{,}3\lg\frac{w_{к.п}-w_p}{w_2-w_p}=$$

$$=\frac{1}{N}2{,}3(w_{к.п}-w_p)\lg\frac{w_{к.п}-w_p}{w_2-w_p}.$$

В первый период

$$-\frac{dw}{d\tau}=N;$$

интегрирование дает:

$$\tau_1=\frac{1}{N}(w_1-w_{к.п}).$$

Общая продолжительность сушки

$$\tau=\frac{1}{N}\left[w_1-w_{к.п}+\right.$$

$$\left.+\ 2{,}3(w_{к.п}-w_p)\ln\frac{w_{к.п}-w_p}{w_2-w_p}\right]. \qquad (2\text{-}44)$$

Более точные результаты дает метод Г. К. Филоненко [Л. 31].

Исследуя кривые сушки для одного и того же материала при различных режимах конвективной сушки, он установил, что они совмещаются в общую кривую, если перестроить их в системе координат $\frac{dw}{d\tau}$ — скорость сушки и Ψ — приведенная скорость сушки.

$$\Psi = \frac{dw}{d\tau} : \left(\frac{dw}{d\tau}\right)_{\text{макс}} = \frac{1}{N} \cdot \frac{dw}{d\tau}. \qquad (2\text{-}45)$$

На основе анализа опытных данных Г. К. Филоненко предлагает следующее уравнение приведенной скорости сушки:

$$\Psi = \frac{(w - w_{\text{р}})^n}{A + B(w - w_{\text{р}})^n}. \qquad (2\text{-}46)$$

Коэффициенты n, A и B определяются из конкретных условий опыта.

Из уравнений (2-45) и (2-46) может быть получена формула для определения продолжительности сушки:

$$\tau = \frac{1}{N}\left[w_1 - w_{\text{к}} + A\int_{w_2}^{w_{\text{к}}} \frac{dw}{(w - w_{\text{р}})^n} + B(w_{\text{к}} - w_2)\right]. \qquad (2\text{-}47)$$

Существуют и другие эмпирические методы определения продолжительности сушки, однако использование эмпирических уравнений может дать удовлетворительные результаты только в том случае, если их применяют для тех же условий, в которых они были получены. Совершенно недопустимо использовать результаты, полученные для единичных малых образцов, на условия сушки крупногабаритных материалов, уложенных на вагонетки, или результаты, полученные, например, при конвективной сушке, на сушку материала при другом способе подвода тепла и т. п.

Наряду с аналитическими и эмпирическими методами отраслевыми научно-исследовательскими институтами для ряда материалов, подвергающихся массовой сушке, разработаны режимы и соответствующие им нормативные продолжительности сушки. Эти данные для выбора продолжительности сушки некоторых материалов при расчете сушилок приведены в соответствующих главах.

Продолжительность процесса и размер сушилки при переменных условиях сушки (по воздуху и материалу) могут быть определены с помощью следующих уравнений.

Для первого периода сушки в противоточной сушилке необходимо обеспечить поверхность материала

$$F_1 = \frac{L}{K} \ln \frac{d_{\text{нас}} - d_1}{d_{\text{нас}} - d_2}\ м^2. \qquad (2\text{-}48)$$

Для второго периода сушки в противоточной сушилке необходимо иметь поверхность материала

$$F_2 = \frac{Lw_{\text{кр}}}{K} \times \int_{d_0}^{d_1} \frac{dd}{(d_{\text{нас}} - d)\left[w - \frac{L}{V_{\text{м}}}(d_1 - d_2)\right]}\ м^2. \qquad (2\text{-}49)$$

Правая часть уравнения может быть проинтегрирована, так как переменным является только d. В результате интегрирования получим:

$$F = \frac{w_{\text{кр}}}{K} \cdot \frac{V_{\text{м}}}{d_{\text{нас}} + \frac{wV_{\text{м}}}{L} - d_1} \times \ln \frac{(d_{\text{нас}} - d_0)\frac{wV_{\text{м}}}{L}}{(d_{\text{нас}} - d_1)\left(d_0 + \frac{wV_{\text{м}}}{L} - d_1\right)}. \qquad (2\text{-}50)$$

Общая поверхность материала в сушилке

$$F = F_1 + F_2.$$

В этих уравнениях обозначено:

L — количество сухого воздуха, проходящего через сушилку, *кг/ч*;

V — количество материала, проходящего через сушилку, считая на сухой вес, *м³/ч*;

K — сушильный коэффициент, определяемый экспериментальным путем, *кг/м²*, на единицу разности влагосодержаний;

w — содержание избыточной (свободной) влаги в материале в момент времени τ после начала периода падающей скорости сушки, *кг* влаги/*м³* сухого материала

$$(w = w_{\text{н}} - w_{\text{р}});$$

$w_{кр}$ — содержание избыточной (свободной) влаги в материале в критической точке, *кг* влаги/*м*³ сухого материала;

d_0 и d_1 — влагосодержания воздуха, входящего и выходящего из второй зоны в первую зону, *кг/кг* сухого воздуха;

d_2 — влагосодержание воздуха, выходящего из сушилки, *кг/кг* сухого воздуха;

$d_{нас}$ — влагосодержание насыщенного воздуха, *кг/кг* сухого воздуха.

ГЛАВА ТРЕТЬЯ

ТЕПЛОВОЙ РАСЧЕТ С ПОМОЩЬЮ *Id*-ДИАГРАММЫ И К. П. Д. КОНВЕКТИВНЫХ СУШИЛОК

3-1. Сушка материалов горячим воздухом

Материальный баланс продукта, подвергающегося сушке. В сушильной технике установилось два понятия влажности материалов:

влажность на общий вес, применяемая в тепловых расчетах процессов горения топлива,

$$w^0 = \frac{W}{G} \cdot 100 = \frac{W}{G_{сух} + W} \cdot 100\,\%; \quad (3\text{-}1)$$

влажность на абсолютно сухой вес, применяемая при исследовании и контроле процессов сушки,

$$w^c = \frac{W}{G_{сух}} \cdot 100\,\%, \quad (3\text{-}2)$$

где W — содержание влаги в материале, *кг*;

G — вес влажного материала, *кг*;

$G_{сух}$ — вес абсолютно сухого материала, *кг*.

Формула для пересчета одной влажности на другую:

$$w^c = \frac{w^0}{100 - w^0} \cdot 100\,\%; \quad (3\text{-}3)$$

$$w^0 = \frac{w^c}{100 + w^c} \cdot 100\,\%. \quad (3\text{-}4)$$

Вес испаренной из материала влаги и вес сухого и сырого (исходного) продукта связаны уравнением материального баланса сушки.

Введем обозначения: G_1 — количество материала, поступающего в сушилку, *кг/ч*; G_2 — количество высушенного материала (после удаления части влаги), *кг/ч*; $G_{сух}$ — количество абсолютно сухого материала, из которого удалена вся влага (свободная и связанная), *кг/ч*; w_1^0 и w_1^c — начальная влажность материала на общий и сухой вес материала, %; w_2^0 и w_2^c — конечные влажности материала на общий и сухой вес материала, %; W — количество испаренной влаги, *кг/ч*.

Пользуясь введенными обозначениями, можно написать уравнения материального баланса продукта, подвергающегося сушке:

$$G_1 = G_2 + W.$$

Количества влаги, поступающей в сушилку с сырым материалом и выходящей из сушилки с высушенным материалом, соответственно равны:

$$W_1 = \frac{G_1 w_1^0}{100} \text{ и } W_2 = \frac{G_2 w_2^0}{100} \text{ кг/ч}.$$

Количество испаренной в сушилке влаги

$$W = G_1 - G_2 = W_1 - W_2 = \frac{G_1 w_1^0 - G_2 w_2^0}{100} \text{ кг/ч}. \quad (3\text{-}5)$$

Вес абсолютного сухого вещества

$$G_{сух} = \frac{G_1 (100 - w_1^0)}{100} = \frac{G_2 (100 - w_2^0)}{100} \text{ кг/ч};$$

$$G_{сух} = G_1 \frac{100}{100 + w_1^c} = G_2 \frac{100}{100 + w_2^c} \text{ кг/ч},$$

откуда

$$\frac{G_2}{G_1}=\frac{100-w_1^0}{100-w_2^0},$$

или

$$\frac{G_2}{G_1}=\frac{100+w_2^c}{100+w_1^c}.$$

Разделив члены уравнения (3-5) на G_1 и подставив значение G_2/G_1 для влажности на общий вес, имеем:

$$\frac{W}{G_1}=1-\frac{G_2}{G_1}=1-\frac{100-w_1^0}{100-w_2^0}=$$

$$=\frac{w_1^0-w_2^0}{100-w_2^0}.$$

Таким образом, получим основные уравнения материального баланса:

$$W=G_1\frac{w_1^0-w_2^0}{100-w_2^0}=$$

$$=G_2\frac{w_1^0-w_2^0}{100-w_1^0}. \qquad (3\text{-}6)$$

Аналогичным образом могут быть получены уравнения материального баланса для того случая, когда влажность материала задается не на общий, а на сухой вес:

$$W=G_1\frac{w_1^c-w_2^c}{100+w_1^c}=$$

$$=G_2\frac{w_1^c-w_2^c}{100+w_2^c}. \qquad (3\text{-}7)$$

Конвективная сушилка с однократным использованием горячего воздуха. Расход сухого воздуха L в конвективной сушилке (рис. 3-1) с однократным использованием воздуха можно определить на основе уравнения баланса влаги

$$L_0\frac{d_0}{1000}+\frac{G_1w_1^0}{100}=L_2\frac{d_2}{1\,000}+\frac{G_2w_2^0}{100}, \qquad (3\text{-}8)$$

где L_0 и L_2 — количества воздуха, соответственно поступающего и уходящего из сушилки, *кг*.

Учитывая уравнение (3-5), при $L_0=L_2$ получим:

$$W=L\frac{d_2-d_0}{1\,000}=\frac{G_1w_1^0-G_2w_2^0}{100}. \qquad (3\text{-}9)$$

Расход сухого воздуха на 1 *кг* испаренной влаги

$$l=\frac{L}{W}=\frac{1\,000}{d_2-d_0}\ \frac{\text{кг сухого воздуха}}{\text{кг испаренной влаги}}. \qquad (3\text{-}10)$$

Расход тепла на 1 *кг* испаренной влаги

$$q=l(I_1-I_0)\ \text{ккал/кг испаренной влаги}. \qquad (3\text{-}11)$$

Теоретическая сушилка. Теоретической называется такая сушилка, в которой отсутствуют потери тепла в окружающую среду, на нагревание транспортных устройств и высушиваемого материала и в которой температура материала при входе и выходе из сушильной камеры принимается равной 0° С.

Уравнение теплового баланса теоретической сушилки имеет вид:

$$I_0L_0+Q=I_1L_1=I_2L_2. \qquad (3\text{-}12)$$

При

$$L_0=L_1=L_2 \quad I_1=I_2=\text{const}.$$

Это показывает, что в теоретической сушилке процесс сушки идет при постоянной энтальпии.

Процесс теоретической сушилки на Id-диаграмме показан на рис. 3-1. Линия AB соответствует подогреву воздуха в калорифере, BC — процессу сушки или испарению влаги. Расход тепла на подогрев воздуха в теоретической сушилке

$$q=l(I_1-I_0)=l(I_2-I_0).$$

Подставив значения $I_2=c_2t_2+x_2i_2$ и $I_0=c_0t_0+x_0i_0$ и считая теплоемкость $c_2=c_0=c_в$, получим:

$$q=l(c_вt_2+x_2i_2)-l(c_0t_0+x_0i_0).$$

Прибавив и вычтя из правой части lx_0i_2 и приняв во внимание, что

$$l=\frac{1}{x_2-x_0} \quad \text{и} \quad x_0=\frac{d_0}{1\,000},$$

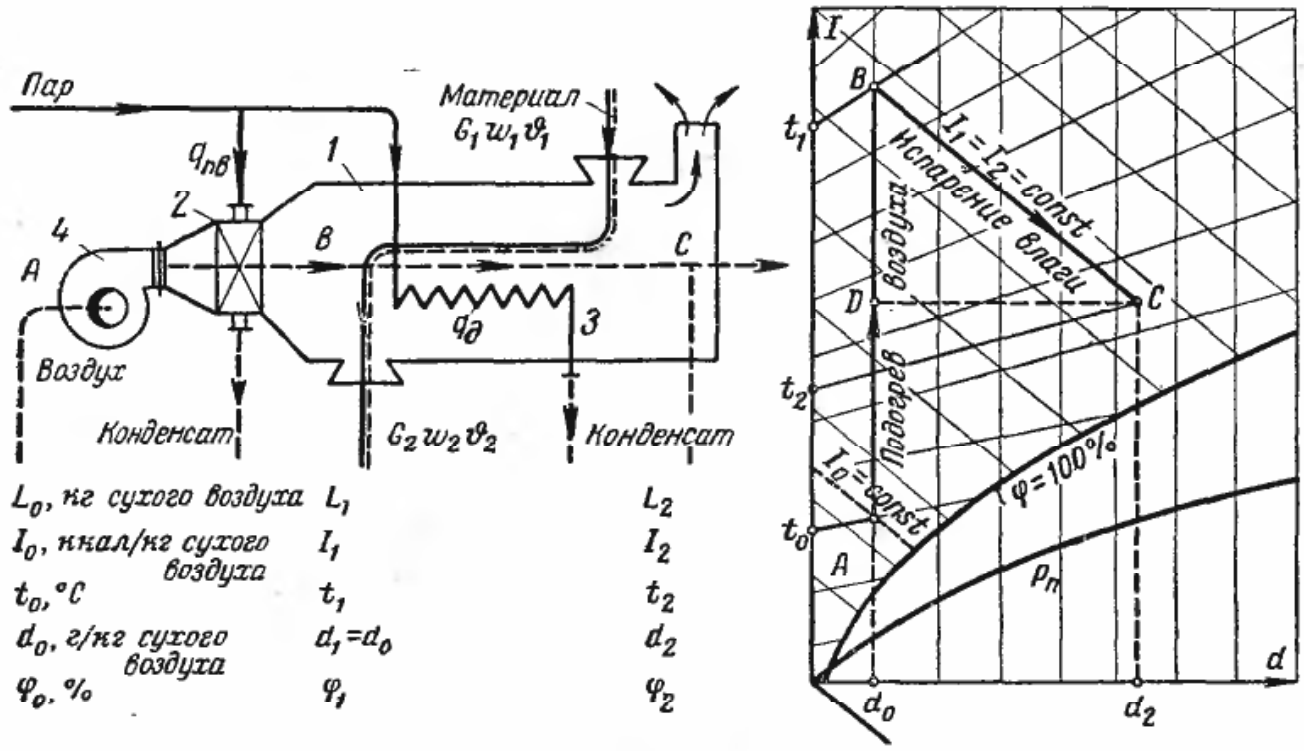


Рис. 3-1. Принципиальная схема сушилки и процесс в теоретической сушилке на *Id*-диаграмме.

1 — сушилка; *2* и *3* — основной и дополнительный подогреватели; *4* — вентилятор.

получим уравнение теплового баланса теоретической сушилки:

$$q = l\left[c_в(t_2 - t_0) + \frac{d_0(i_2 - i_0)}{1\,000}\right] + i_2, \tag{3-13}$$

из которого следует, что расход тепла в теоретической сушилке состоит из потерь тепла с уходящим воздухом, с транзитной влагой и расхода тепла на испарение влаги из материала.

Действительная сушилка. В действительной сушилке могут быть как потери тепла, так и дополнительный его подвод, например от калориферов, установленных в самой сушильной камере, а также в результате химических реакций и вследствие нагрева сушильного агента в вентиляторе.

Для действительной сушилки уравнение процесса сушки имеет вид:

$$I_2 = I_1 + \frac{\Delta}{l} \text{ ккал/кг сухого воздуха}, \tag{3-14}$$

где Δ — потерянное или дополнительно сообщенное тепло на 1 *кг* испаренной влаги; в первом случае $\Delta < 0$, во втором $\Delta > 0$.

В табл. 3-1 приводится пример теплового баланса действительной сушилки для летнего времени.

Здесь обозначено:

$Q_{п.в}$ — тепло, переданное воздуху от калорифера, *ккал*;

c_w, $c'_м$, $c''_м$, $c'_{тр}$, $c''_{тр}$ — теплоемкость влаги и начальные и конечные теплоемкости материала и транспортных приспособлений, *ккал/кг·град*;

Таблица 3-1

Статья баланса	Приход	Расход
Тепло с воздухом	$L_0 I_0 + Q_{п.в}$	LI_2
» » материалом	$c_w W \vartheta_1 + G_2 c'_м \vartheta_1$	$G_2 c''_м \vartheta_2$
» » транспортными устройствами	$G_{тр} c_{тр} \vartheta'_{тр}$	$G_{тр} c_{тр} \vartheta''_{тр}$
Дополнительный нагрев воздуха	$Q_д$	—
Потери тепла в окружающую среду	—	Q_5

G_2 и $G_{тр}$ — веса материала и транспортных приспособлений, *кг*;

ϑ_1, ϑ_2, $\vartheta'_{тр}$, $\vartheta''_{тр}$ — начальные и конечные температуры материала и транспортных приспособлений, °С.

Тепловой баланс сушилок непрерывного действия составляют в *ккал/ч*, а периодического действия — в *ккал/процесс*.

Уравнение теплового баланса для действительной сушилки непрерывного действия:

$$Q_{п.в} + L_0 I_0 + c_w W \vartheta_1 + G_2 c'_м \vartheta_1 + G_{тр} c_{тр} \vartheta'_{тр} + Q_д = L_2 I_2 + c''_м G_2 \vartheta_2 + G_{тр} c_{тр} \vartheta''_{тр} + Q_5 \quad ккал/ч. \quad (3\text{-}15)$$

Отнеся расход тепла к 1 *кг* испаренной влаги и принимая $c_w = 1$; $c'_м = c''_м = c_м$, получаем:

$$q = \frac{Q_{п.в}}{W} = \frac{L}{W}(I_1 - I_0) = \frac{L}{W}(I_2 - I_0) + \frac{G_2 c_м}{W}(\vartheta_2 - \vartheta_1) + \frac{G_{тр} c_{тр}}{W}(\vartheta''_{тр} - \vartheta'_{тр}) + \frac{Q_5}{W} - \frac{Q_{доб}}{W} - \frac{W\vartheta_1}{W} = l(I_2 - I_0) + q_м + q_{тр} + q_5 - q_д - \vartheta_1, \quad (3\text{-}16)$$

где $q_м$ — расход тепла на нагрев материала;

$q_{тр}$ — расход тепла на прогрев транспортных приспособлений;

q_5 — потери тепла в окружающую среду;

$q_д$ — тепло, дополнительно сообщенное в самой сушилке;

ϑ_1 — физическое тепло влаги, вводимой с высушиваемым материалом.

В зимнее время потери тепла с материалом увеличиваются, так как часть влаги в материале находится в замерзшем состоянии. Опытами ВТИ установлено, что в материале замерзает только свободная влага, а связанная остается в переохлажденной жидкой фазе. Например, в подмосковном угле замерзает свободная влага сверх 22%, во фрезерном торфе — сверх 33% и в древесине — сверх 28—30% влажности на сухой вес.

Размораживание требует дополнительного расхода тепла на подогрев льда до 0° С и превращения его в воду при 0° С, поэтому в таких случаях указанное выше значение

$$q_м = \frac{G_2 c_м}{W}(\vartheta_2 - \vartheta_1)$$

следует увеличить на $\Delta q_м$:

$$\Delta q_м = \frac{W''}{W}(80 + 0{,}5\vartheta_1), \quad (3\text{-}17)$$

где W'' — количество замерзшей влаги, *кг*:

$$W'' = \frac{G_1(w_1 - w'_1)}{100 + w_1}, \quad (3\text{-}18)$$

где w'_1 — влажность материала, ниже которой влага не замерзает, а выше которой вода находится в состоянии льда.

Потеря тепла в окружающую среду q_5 определяется по формулам теплопередачи:

$$q_5 = \frac{\Sigma F k \Delta t}{W}, \quad (3\text{-}19)$$

где F — поверхность ограждений, $м^2$;

k — коэффициент теплопередачи для этой поверхности, $ккал/м^2 \cdot ч \cdot град$;

Δt — соответствующий температурный напор, °С;

Σ — знак суммирования потерь всех ограждений сушилки.

При испытаниях сушилки составляющую баланса q_5 целесообразно определять по остатку теплового баланса, так как все прочие члены теплового баланса поддаются более легкому определению. Затем ее надо сравнить с аналитическим расчетом; большая разница заставляет искать не замеченные при испытании неучтенные источники потерь.

Для сушилок, работающих периодически, тепловой баланс составляется на период их работы, но при установившемся тепловом режиме. Если температура воздуха или газа, входящего в сушилку, изменяется (регулируется), то весь период работы сушилки разбивается на отрезки времени, в течение которых режим работы остается более или менее постоянным; тепловой баланс составляется на каждый такой отрезок времени и потом суммируется на весь период работы сушилки.

К расходу тепла, определенному таким образом из теплового баланса, необходимо еще прибавить расход тепла на разогрев ограждений сушилки, остывших за время перерыва в работе сушилки.

Более точно эти расчеты можно выполнить по формулам теплопередачи для неустановившихся тепловых режимов.

Основные уравнения и построение действительного процесса сушки на *Id*-диаграмме для сушки с однократным использованием сушильного агента.

На основании уравнений (3-14) и (3-16) получаем для действительной сушилки с однократным использованием воздуха:

$$\Delta = l(I_2 - I_1) = q_д + \vartheta_1 - (q_м + q_{тр} + q_5) \text{ ккал/кг испаренной влаги.} \quad (3\text{-}20)$$

Это уравнение представляет собой как бы внутренний тепловой баланс сушилки без учета роли воздуха как теплоносителя.

В действительной сушилке могут иметь место три случая:

а) $\Delta = 0$; $q_д + \vartheta_1 = q_м + q_{тр} + q_5$, т. е. потери тепла компенсируются количеством дополнительно введенного тепла; при этом $\Delta = l(I_2 - I_1) = 0$, а так как $l \neq 0$, то $I_2 = I_1 = \text{const}$ и процесс сушки идет при постоянной энтальпии, как и в теоретической сушилке;

б) $\Delta < 0$; $q_д + \vartheta_1 < q_м + q_{тр} + q_5$, т. е. $\Delta = l(I_2 - I_1) < 0$ и, следовательно,

$$I_1 > I_2;$$

в) $\Delta > 0$, т. е. $I_1 < I_2$.

Таким образом, в случаях «б» и «в» энтальпия воздуха при выходе из сушилки больше или меньше его энтальпии при входе в нее в зависимости от знака величины Δ.

Построение *Id*-диаграммы действительного процесса сушки при наличии тепловых потерь $\Delta < 0$ (т. е. когда $I_2 = I_1 - \frac{\Delta}{l}$) начинается, как это показано на рис. 3-2,*а*, с построения теоретического процесса. Затем на линии $I_1 = \text{const}$ теоретического процесса выбирается произвольная точка C_0 и от нее вниз откладывается отрезок

$$C_0E_0 = \frac{\Delta C_0D_0}{1\,000} \cdot \frac{M_d}{M_I},$$

где M_I и M_d — масштабы энтальпий и влагосодержаний для данной *Id*-диаграммы.

Величина Δ определяется по формуле (3-20). Из точки B проводится политропа BE_0 действительного процесса. На этой линии находится конечная точка C, т. е. точка действительного процесса, определяемая пересечением политропы с линиями постоянной влажности или температуры, которые соответствуют состоянию воздуха, уходящего из сушилки.

При построении в *Id*-диаграмме действительного процесса сушки с дополнительными выделениями тепла, превосходящими его потери ($\Delta > 0$), политропа процесса расположится выше линии $I = \text{const}$ теоретического процесса.

Различие в построении этого процесса от построения при $\Delta < 0$ состоит только в том, что величину $C_0E_0 = \frac{\Delta C_0D_0}{1\,000} \frac{M_d}{M_I}$ следует откладывать от точки C_0 вверх, а не вниз (рис. 3-2,*б*).

Сушилки с рециркуляцией. Большое применение на практике имеют сушилки, работающие с рециркуляцией воздуха или газов.

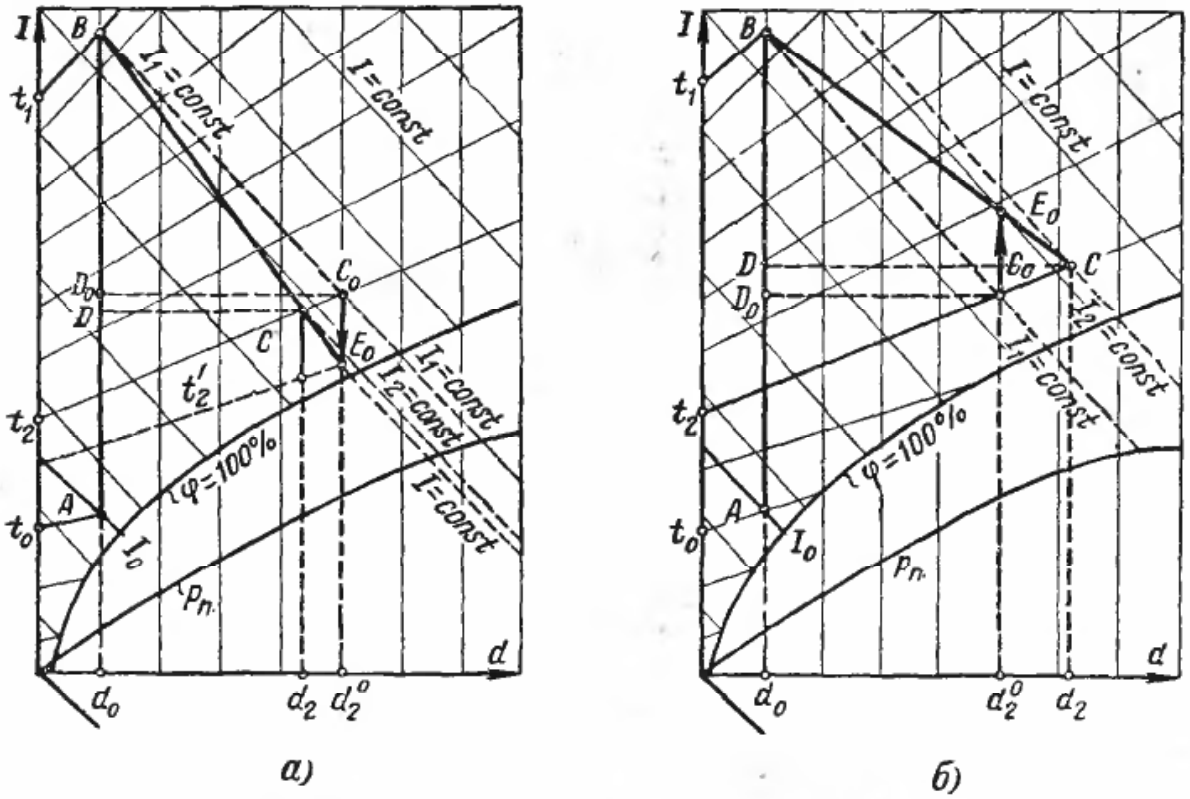


Рис. 3-2. Построение действительных процессов сушки на *Id*-диаграмме.

Схема сушилки с рециркуляцией (с частичным возвратом) отработавшего воздуха для повторного его использования при вынужденной и естественной рециркуляции изображена на рис. 3-3; построение процесса в *Id*-диаграмме также представлено на рис. 3-3. По выходе из сушилки отработавший влажный воздух с параметрами, соответствующими точке *C*, разветвляется: часть воздуха выпускается в атмосферу, а другая идет снова к вентилятору. Вместо выброшенного отработавшего воздуха подается такое же количество свежего воздуха

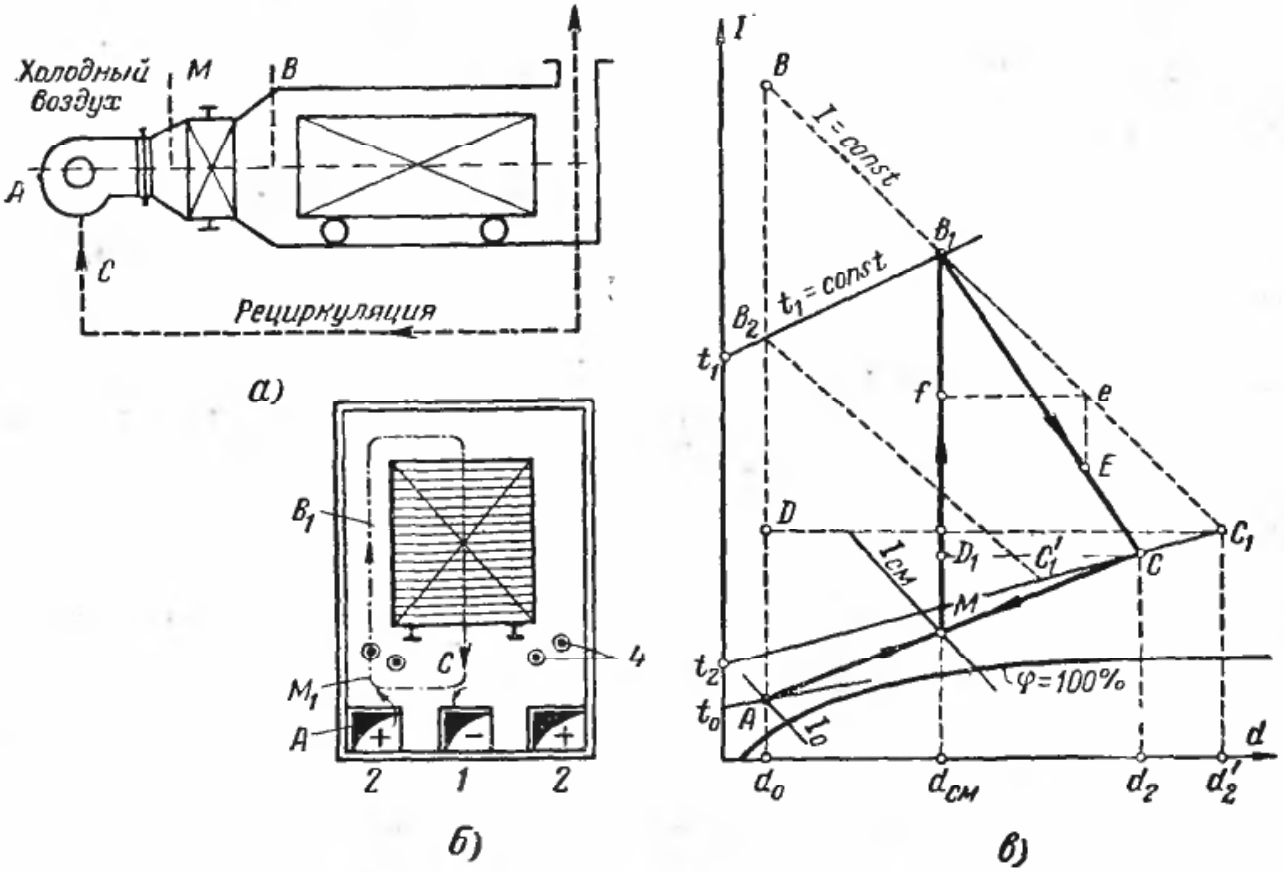


Рис. 3-3. Сушилка с рециркуляцией сушильного агента.
а — схема при вынужденной конвекции; б — схема при естественной конвекции; в — процесс на Id-диаграмме.

с параметрами, соответствующими точке A. Смесь с параметрами, соответствующими точке M, нагревается в калорифере до состояния, характеризуемого точкой B_1, и поступает в сушилку. По выходе из сушильной камеры поток смеси снова разветвляется и т. д. В Id-диаграмме процесс такой сушилки без потерь изображается линией AMB_1C_1M. Расходы сухого свежего и уходящего из сушилки отработавшего воздуха для такой сушилки равны и определяются формулой

$$l = \frac{1\,000}{DC_1M_d} = \frac{1\,000}{d_2' - d_0} \text{ ккал/кг влаги,}$$

так как всю испаренную влагу уносит только отработавший воздух.

Количество циркулирующего воздуха в сушилке определяется из условия, что 1 кг смеси увеличивает в сушилке влагосодержание с $d_{см}$ до d_2', и равно:

$$l_ц = \frac{1\,000}{D'C_1M_d} =$$

$$= \frac{1\,000}{d_2' - d_{см}} \text{ кг/кг испаренной влаги.}$$

Как видно из формулы, возврат отработавшего воздуха значительно увеличивает количество циркулирующего воздуха, а следовательно, и расход энергии на вентилятор.

Так как $\frac{AB}{DC_1} = \frac{MB_1}{D'C_1}$, то расход тепла $q = l(I_1 - I_0)$ ккал/кг испаренной влаги.

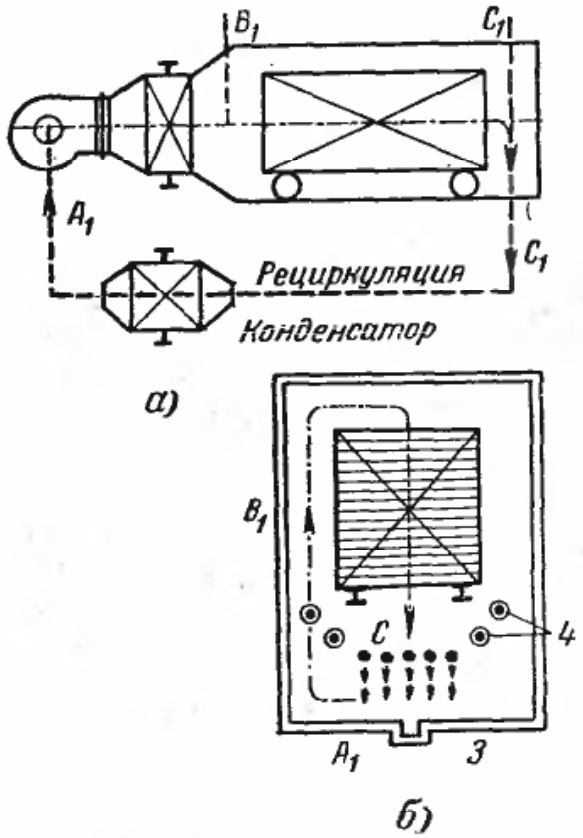
Рециркуляция сушильного агента применяется, как правило, при сушке досок, различных деревянных изделий и керамических материалов, требующих во избежание растрескивания сушимых изделий большого содержания влаги в сушильном агенте. При работе без рециркуляции необходимо было бы сушильный агент (воздух) увлажнять перед вводом в сушильную камеру и затрачивать на это дополнительную энергию.

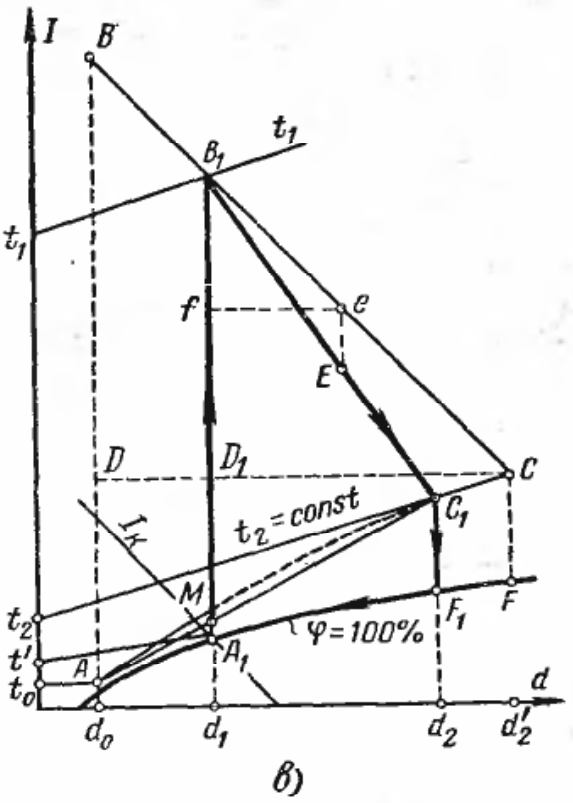
Таким образом, применение рециркуляции позволяет вести сушку при высоких влагосодержаниях сушильного агента без расхода энергии на его увлажнение. Кроме того, при рециркуляции возможна тонкая регулировка влажности воздуха в сушильной камере, а благодаря уменьшению разности температур перед и за сушилкой улучшается качество сушки материала.

В ряде случаев рециркуляцию воздуха целесообразно применять и для материалов, не требующих сушки во влажном воздухе. Применение рециркуляции по сравнению с однократным использованием воздуха для теоретических процессов, протекающих при одинаковых конечных, но различных начальных температурах агента сушки, не дает экономии тепла, так как треугольники ABC_1 и MB_1C_1 (рис. 3-3) подобны.

Если сравнивать теоретические процессы сушки однократного использования воздуха и с рециркуляцией при одинаковых начальных и конечных температурах воздуха (треугольники AB_2C_1' и MB_1C_1, рис. 3-3), то в этом случае вариант с рециркуляцией будет иметь меньший расход тепла, так как углы наклона линии AC_1 к оси влагосодержаний будут меньше угла наклона линии AC_1' к той же оси и так как в этом случае $\frac{AB_1}{CD_1} < \frac{MB_1}{DC_1}$. При выборе кратности циркуляции экономию тепла и сокращение других эксплуатационных расходов нужно сравнивать с увеличением расхода электрической энергии на привод вентилятора при рециркуляции сушильного агента, вызывающей необходимость устанавливать вентилятор большей производительности. Равным образом следует учитывать и разницу в капитальных затратах при осуществлении вариантов с рециркуляцией и без нее.

Построение в Id-диаграмме процесса действительной сушилки выполняют так же, как и для рассмотренного ранее варианта с однократным использованием сушильного агента, откладывая по вертикали от произвольной точки на линии BC соответствующий отрезок $eE = ef\frac{\Delta}{m}$, и проводят из точки B_1 политропу действительного процесса B_1C до заданного значения t_2 или φ_2.





Как известно,

$$\Delta = q + \vartheta_1 - (q_м + q_{тр} + q_5).$$

Для действительного процесса сушилки с рециркуляцией расход свежего воздуха и выхлоп отработавшего

$$l_р^д = \frac{1\,000}{d_2 - d_0}. \qquad (3\text{-}21)$$

Расход рециркулирующего воздуха

$$l_ц^д = \frac{1\,000}{D_1 C M_d} = \frac{1\,000}{d_2 - d_{см}}. \qquad (3\text{-}22)$$

Расход тепла

$$q = \frac{MB_1}{D_1 C} m = \frac{I_1 - I_{см}}{d_2 - d_{см}} \cdot 1\,000, \qquad (3\text{-}23)$$

где $m = \frac{M_I}{M_d} \cdot 1\,000$ — масштаб диаграммы.

В сушилках с рециркуляцией иногда из конструктивных или других соображений изменяют место выхлопа отработавшего или подачи свежего воздуха, однако это по сравнению со схемой на рис. 3-3 приводит только к перерасходу тепла и электроэнергии, и поэтому отклонения от этой схемы следует избегать.

Сушилки с замкнутой циркуляцией без воздухообмена). Схема сушилки с замкнутой циркуляцией (конденсационной) для условий вынужденной и естественной конвекции сушильного агента приведена на рис. 3-4.

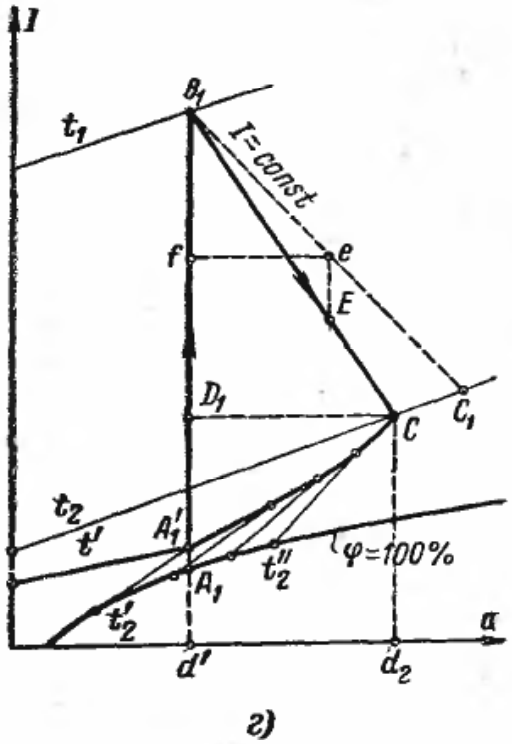


Рис. 3-4. Сушилка без воздухообмена.
а — схема с поверхностным конденсатором; *б* — схема со смешивающим конденсатором; *в* и *г* — процессы на *Id*-диаграмме.

Влажный воздух после сушилки поступает в поверхностный или смешивающий конденсатор, где он, охлаждаясь, теряет часть своей влаги, поглощенной из материала, ко-

торая непрерывно удаляется из конденсатора. Затем осушенный воздух подогревается в калорифере до требуемой температуры и поступает снова в сушилку; таким образом, эта сушилка теоретически работает с одним и тем же воздухом — без воздухообмена. При заданных параметрах t_1, φ_1 и t_2 воздух при выходе из сушилки должен охлаждаться до такой температуры, чтобы его влагосодержание после конденсации при входе в сушилку было равно требуемому влагосодержанию d_1. В Id-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. Процесс в конденсаторе CFA_1 протекает с понижением влагосодержания по линии $\varphi = 100\%$ до d_1, соответствующего заданной точке B_1.

Количество циркулирующего воздуха

$$l_{\text{р}} = \frac{1\,000}{CD_1 M_d}. \qquad (3\text{-}24)$$

Расход тепла в калорифере

$$q = m\frac{A_1B_1}{CD_1}. \qquad (3\text{-}24\text{а})$$

Если сравнить теоретические процессы конденсационной сушилки с поверхностным конденсатором и сушилки с рециркуляцией отработанного воздуха при одном и том же режиме сушки, то конденсационная сушилка требует большего расхода тепла, так как

$$\frac{A_1B_1}{CD_1} > \frac{MB_1}{CD_1}.$$

Кроме того, при прочих равных условиях конденсационная сушилка требует большего расхода энергии из-за необходимости включения в схему насоса для конденсатора. Построение действительного процесса конденсационной сушилки производится так же, как и для сушилки с рециркуляцией при $\Delta < 0$.

Расход рециркулирующего воздуха составит:

$$l_{\text{р}} = \frac{1\,000}{d_2 - d_1}. \qquad (3\text{-}25)$$

Расход тепла

$$q = \frac{I - I_{\text{к}}}{d_2 - d_1} \cdot 1\,000. \qquad (3\text{-}26)$$

На рис. 3-4 представлен также процесс конденсационной сушилки со смешивающим конденсатором, из рассмотрения которого следует, что она имеет меньший расход тепла, так как $A_1'B_1 < A_1B_1$. Однако ее существенным недостатком является значительный расход охлаждающей воды. Если сравнить конденсационную сушилку с рассмотренными ранее, то ее особенностью, как это было указано выше, является работа без воздухообмена — за счет воздуха, находящегося в самой сушильной камере, в то время как во всех других вариантах сушка производится за счет непрерывной подачи свежего воздуха или топочных газов в сушилку и непрерывного выбрасывания такого же количества отработавшего воздуха из сушилки.

Однако в большинстве случаев вследствие присоса холодного воздуха через неплотности сушильной камеры выпадения влаги на поверхностном конденсаторе не происходит и процесс охлаждения и осушки воздуха в конденсаторе идет по пунктирной кривой CA_1'. Ввиду большой сложности и больших затрат тепла и электроэнергии конденсационные сушилки имеют ограниченное применение. Они применяются, например, в химической промышленности при сушке некоторых продуктов, когда необходимо уловить выделяющиеся из них при сушке ценные летучие пары. В этих случаях вместо конденсатора иногда устанавливают химические поглотители (силикагель, активированный уголь, цеолит, хлористый кальций, серная кислота и т. п.), которые адсорбируют — поглощают — эти пары. Для непрерывной работы такой сушилки устанавливают два поглотителя — адсорбера. Один из них находится в работе, а второй очищается от поглощенных жидкостей. При расчете таких сушилок следует учитывать, что химические поглотители при адсорбции паров выделяют значи-

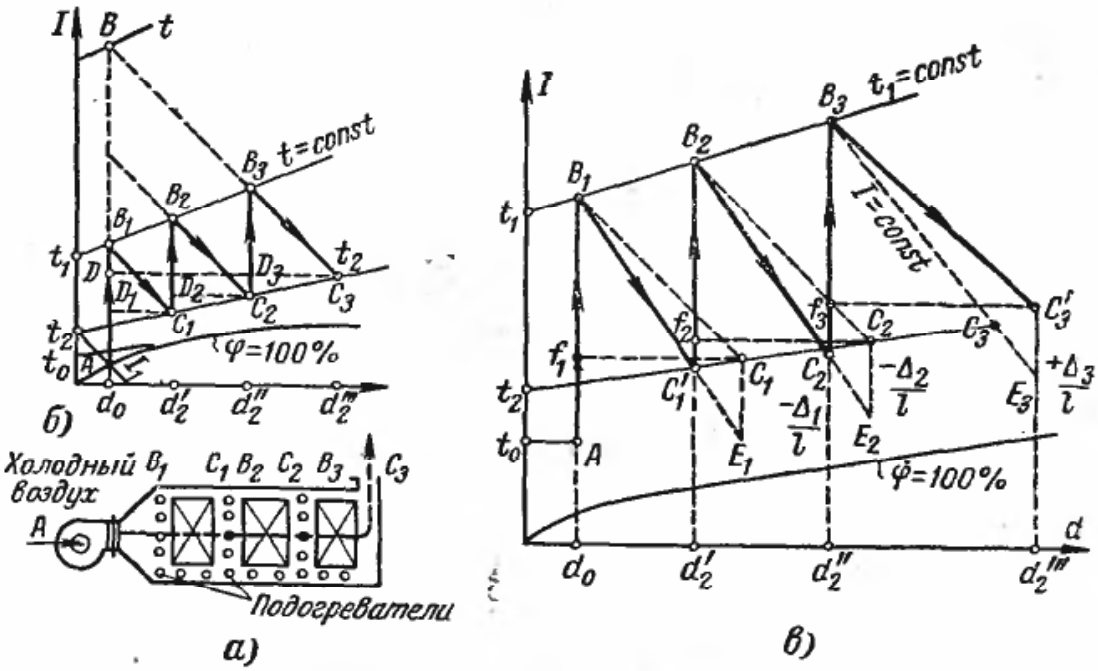


Рис. 3-5. Сушилки с промежуточным подогревом.
а — схема сушилки; *б* и *в* — теоретический и действительный процессы на *Id*-диаграмме.

тельное количество тепла, почти равное теплоте испарения, т. е. в этом случае калорифер рассчитывается только для покрытия потерь q_5 и $q_м$.

Сушилки с промежуточным подогревом. Сушилки с промежуточным подогревом воздуха состоят из нескольких зон, в каждой из которых воздух осуществляет простой сушильный процесс, подогреваясь на промежуточных поверхностях нагрева H_1, H_2 и H_3 до требуемых начальных температур t_1', t_1'' и t_1''' или до одной и той же температуры t_1, как это показано на рис. 3-5,*а*.

Процесс в такой теоретической сушилке изображается в *Id*-диаграмме, также приведенной на рис. 3-5,*б*, ломаной линией $AB_1C_1B_2C_2B_3C_3$. Расход воздуха одинаков для всех ступеней сушилки:

$$l = \frac{1\,000}{(C_1D_1 + C_2D_2 + C_3D_3)\,M_d} = \frac{1\,000}{DC_3M_d}\ кг/кг \text{ влаги.}$$

Расход тепла на 1 *кг* воздуха по ступеням подогрева определяется отрезками AB_1, C_1B_2 и C_2B_3, следовательно, расход тепла на 1 *кг* испаренной влаги за весь процесс составляет:

$$q = l\,(AB_1 + C_1B_2 + C_2B_3)\,M_l = \frac{1\,000\,(AB_1 + C_1B_2 + C_2B_3)\,M_l}{DC_3M_d}.$$

Как видно из рис. 3-5,*б*,

$$AB_1 + C_1B_2 + C_2B_3 = AB;$$

следовательно, $q = \dfrac{1000ABM_l}{C_3DM_d}$,

т. е. одноступенчатый процесс ABC_3 имеет тот же расход воздуха и тепла, что и многоступенчатый процесс в пределах тех же параметров наружного воздуха (точка A) и отработавшего воздуха (точка C_3). Однако максимальная температура воздуха для этого процесса равна t_1 вместо t при одноступенчатом процессе, причем $t_1 < t$. Такие сушилки применяются, если материал не должен подвергаться воздействию высоких температур, а также для большей равномерности сушки материалов.

Построение действительного процесса ведут для каждой ступени отдельно, так же как и для простой сушилки с однократным использованием сушильного агента.

Для этой цели определяют величину Δ для каждой ступени. Если, например, для первой и второй ступеней $\Delta < 0$, то, как это показано на рис. 3-5,*в*, отрезки $C_1E_1 = \dfrac{\Delta_1}{C_1f_1}\ m$

и $C_2E_2 = \frac{\Delta_2}{C_2f_2} m$ откладывают вниз на линии $I = \text{const}$, а для второй зоны, наоборот, при $\Delta > 0$ отрезок $C_3E_3 = \frac{\Delta_3}{C_3f_3} m$ откладывают вверх и строят для этого случая политропы действительных процессов B_1C_1', B_2C_2' и B_3C_3'.

Действительный расход тепла для всей сушилки определяется уравнением

$$q = \frac{AB_1 + C_1'B_2 + C_2'B_2}{C_3'D} \; m \; ккал/кг$$

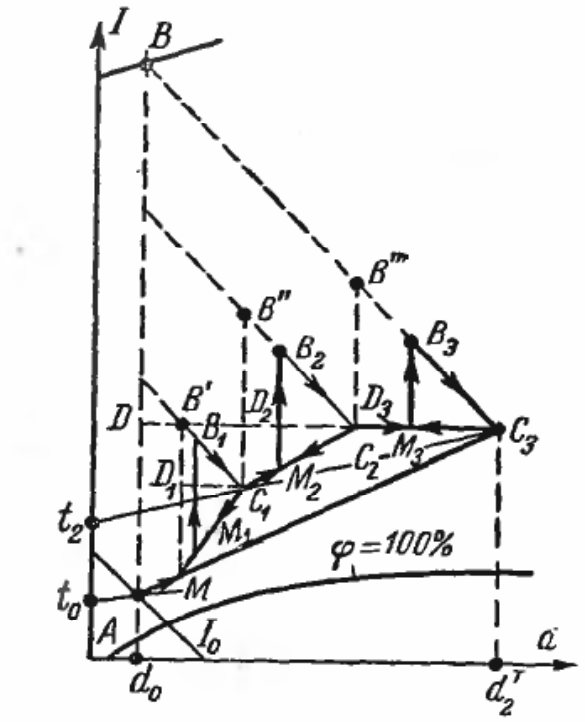
испаренной влаги. (3-27)

Расход воздуха одинаков для всех ступеней и равен:

$$l = \frac{1\,000}{DC_3'M_d} = \frac{1\,000}{d_2''' - d_0}. \quad (3\text{-}28)$$

При проектировании сушилок с промежуточным подогревом с целью осуществления равномерности сушки стремятся к тому, чтобы начальные и конечные точки политроп B_1C_1', B_2C_2' и B_3C_3' лежали на одинаковых линиях потенциалов сушки ($\varepsilon = t^c - t^м$). При построении процессов, когда $\varepsilon_2 - \varepsilon_1 = \text{const}$, начальные и конечные температуры сушильного агента для каждой зоны могут несколько (незначительно) различаться.

Сушилки с промежуточным подогревом и рециркуляцией сушильного агента. Схема и процесс в Id-диаграмме сушилки с промежуточным подогревом и рециркуляцией сушильного агента — воздуха — между отдельными ступенями и по всей сушилке показаны на рис. 3-6. Рециркуляция воздуха совершается обычно при помощи осевых вентиляторов, насаженных на общий вал, приводимый в движение электродвигателем. Эти вентиляторы многократно прогоняют воздух через штабель сушимого материала, выбрасывая некоторую часть его в следующий штабель и взамен подсасывая такое же количество воздуха. Вентилятор — первый по счету от электродвигателя — подсасывает смесь свежего воздуха, характеризующе-



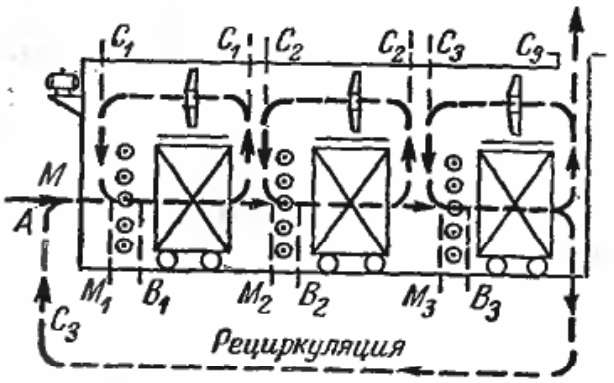


Рис. 3-6. Схема сушилки с рециркуляцией и промежуточным подогревом.

гося параметрами точки A, с рециркулирующим воздухом из третьего штабеля, характеризующимся параметрами точки C_3. Эта смесь (с параметрами точки M) снова смешивается с воздухом, возвращающимся из первой зоны, который имеет параметры, соответствующие точке C_1, в результате чего образуется смесь, имеющая параметры точки M_1. Эта смесь подогревается в первом калорифере, и ее теплосодержание увеличивается до точки B_1. Проходя через первый штабель, она увлажняется и изменяет параметры по линии B_1C_1. Конечной точкой процесса в первой зоне является точка C_1, в которой цикл замыкается. В следующих штабелях происходят аналогичные процессы, которые также изображены на Id-диаграмме на рис. 3-6. Полный процесс в сушилке изображается тремя элементарными процессами сушилки с возвратом сушиль-

ного агента, а именно: $MM_1B_1C_1M_1$, $C_1M_2B_2C_2M_2$ и $C_2M_3B_3C_3M_3$. В результате смешения рециркулирующего воздуха, характеризующегося параметрами, соответствующими точке C_3, с наружным воздухом параметров точки A получается смесь, параметры которой соответствуют точке M. Построение процесса действительной сушилки на Id-диаграмме производится для каждой зоны, как для сушилки с рециркуляцией на рис. 3-3, а для всей схемы в целом — как для сушилки с промежуточным подогревом воздуха по рис. 3-5. Эти сушилки по сравнению с предыдущей требуют еще большего расхода электроэнергии. Они применяются, если требуется получить особую равномерность сушки материалов и осуществлять режимы сушки с высоким насыщением воздуха влагой и невысокой температурой.

3-2. Сушка материалов топочными газами

Состав и засоренность газов. Сушилки, работающие на смеси топочных газов с воздухом, получили в настоящее время большое распространение. Топочные газы в большинстве случаев получаются в специальных топках, и если они имеют высокую температуру, то для получения сушильного агента с требуемой температурой их разбавляют воздухом [1].

При полном сгорании (с избытком воздуха) горючей части твердого или жидкого топлива, состоящей из углерода C, водорода H и серы S, продукты сгорания будут состоять из CO_2, H_2O, SO_3, N_2 и O_2. В случае, если топливо не содержит серы (древесина), продукты сгорания отличаются от чистого воздуха только некоторым содержанием углекислоты и повышенным содержанием азота и водяных паров. Положение значительно усложняется, если происходит неполное сгорание, так как в этом случае продукты сгорания засорены не только сажей, т. е. частицами несгоревшего углерода, но и продуктами сухой перегонки в виде CO и ряда углеводородов, которые, как правило, химически активны, обладают специфическим запахом, сравнительно низкой точкой кипения и т. д. Таким образом, одним из основных требований применения для целей сушки топочных газов является осуществление полного сгорания.

Определение основных параметров топочных газов. Для тепловых расчетов сушилок необходимо прежде всего знать энтальпию I и влагосодержание d топочных газов. Эти величины можно определить по приведенным ниже формулам для процесса сжигания твердого и жидкого топлив, известным из курса «Котельные установки», с той лишь разницей, что в котельных установках расчеты ведутся на 1 $нм^3$ газа, а расчет сушилок на топочных газах ведут на 1 $кг$ сухих газов, с тем чтобы можно было для расчетов пользоваться построенной для высоких температур Id-диаграммой для воздуха. Если известен элементарный состав топлива, то теоретическое количество абсолютно сухого воздуха для сжигания 1 $кг$ твердого или жидкого топлива можно определить по следующему уравнению:

$$L_0 = 0{,}115C^p + 0{,}345H^p - 0{,}043(O^p - S^p)\ кг/кг \text{ топлива}, \qquad (3\text{-}29а)$$

где величины элементарного состава C^p, H^p, O^p и $S^p_{к\text{-}ор}$ должны быть выражены в процентах по весу.

Для газообразного топлива имеем:

$$L_0 = 1{,}38\left[0{,}0179CO + 0{,}248H_2 + 0{,}44H_2S + \Sigma\frac{m+\frac{n}{4}}{12m+n}C_mH_n - O_2\right] кг/кг \text{ газообразного топлива}, \qquad (3\text{-}29б)$$

где C_mH_n — составляющие газообразного топлива в процентах по весу;

[1] В промышленности имеются также сушилки, в которых используются в качестве сушильного агента отходящие дымовые газы от промышленных печей и паровых котлов.

$G_{с.г}$ на 1 *кг* топлива складывается из количества сгоревшего топлива (1 *кг*) и поступившего в топку воздуха для его горения за вычетом золы $A^р$ и водяного пара $9H^р + W^р$:

$$G_{с.г} = 1 + \alpha L_0 - \frac{A^р + 9H^р + W^р}{100} \text{ кг/кг топлива,} \quad (3\text{-}30а)$$

где α — коэффициент избытка воздуха, учитывающий, что действительное количество воздуха больше теоретического ($L > L_0$); $\alpha = \frac{L}{L_0}$.

Для газообразного топлива

$$G_{с.г} = 1 + \alpha L_0 - \Sigma \frac{0,09n}{12m+n} C_mH_n. \quad (3\text{-}30б)$$

Вес водяных паров $G_п$ складывается из веса водяного пара $\frac{9H^р + W^р}{100}$, который образуется при полном сгорании 1 *кг* твердого или жидкого топлива, а также из веса водяного пара $\frac{\alpha L_0 d_0}{1\,000}$, поступающего вместе с рабочим воздухом, и веса водяного пара $W_т$, применяемого для дутья или для распыливания топлива:

$$G_п = \frac{9H^р + W^р}{100} + \frac{\alpha L_0 d_0}{1\,000} + W_т. \quad (3\text{-}31а)$$

Для сухого газообразного топлива

$$G_п = \Sigma \frac{0,09n}{12m+n} C_mH_n + \frac{\alpha L_0 d_0}{1\,000} + W_т. \quad (3\text{-}31б)$$

Влагосодержание топочных газов определяется как отношение веса водяных паров $G_п$ к весу сухих газов, полученных при сжигании 1 *кг* топлива:

$$d = \Sigma 1000 \frac{G_п}{G_{с.г}} \text{ г/кг сухих газов.} \quad (3\text{-}32)$$

Теплотворную способность твердого и жидкого топлив определяют калориметрированием или по формуле Менделеева:

$$Q^р_в = 81C^р + 300H^р - 26(O^р - S^р_{к+ор}) \text{ ккал/кг топлива;} \quad (3\text{-}33а)$$

$$Q^р_н = Q^р_в - 6(9H^р + W^р) \text{ ккал/кг топлива.} \quad (3\text{-}33б)$$

Для сухого газообразного топлива

$$Q^р_н = 22,4(5,32CH_4 + 5,05C_2H_6 + 4,94C_3H_8 + 4,87C_4H_{10} + 4,83C_2H_2 + 5,07C_2H_4 + 4,91C_3H_6 + 4,84C_4H_8 + 1,64H_2S + 12,75H_2 + 1,08CO) \text{ ккал/кг сухого газа;} \quad (3\text{-}33в)$$

$$Q^р_в = Q^р_н + 600\Sigma \frac{0,09n}{12m+n} C_mH_n \text{ ккал/кг сухого газа,} \quad (3\text{-}33г)$$

где $Q^р_р$ и $Q^р_н$ — высшая и низшая теплотворные способности топлива, *ккал/кг*.

Коэффициент избытка воздуха определяется из теплового баланса на 1 *кг* топлива для состояния газов перед их поступлением в сушилку, где заданной является температура $t_г$ газов:

$$Q^р_в \eta_т + c_т t_т + \alpha L_0 I_0 + W_т i'_п = G_{с.г} c_{с.г} t_г + G_п i_п,$$

откуда после преобразования, заменяя $G_п$ и $G_{с.г}$ соответствующими выражениями, по формулам (3-30а) и (3-31а) для твердого и жидкого топлив имеем:

$$\alpha = \frac{Q^р_в \eta_т + c_т t_т - \left(1 - \frac{9H^р + W^р + A^р}{100}\right) c_{с.г} t_г - \frac{9H^р + W^р}{100} i_п + W_т (i'_п - i_п)}{L_0 \left(c_{с.г} t_г + \frac{i_п d_0}{1\,000} - I_0\right)}. \quad (3\text{-}34а)$$

Для газообразного топлива

$$\alpha = \frac{Q_в^р \eta_т + c_т t_т - \left(1 - \Sigma \frac{0{,}09n}{12m+n} C_m H_n\right) c_{с.г} t_г - \left(\Sigma \frac{0{,}09n}{12m+n} C_m H_n\right) i_п + W_т (i'_п - i_п)}{L_0 \left(c_{с.г} t_г + \frac{i_п d_0}{1\,000} - I_0\right)}, \quad (3\text{-}34б)$$

где $c_т t_т$ — тепло, вносимое самим топливом, *ккал/кг*;

$W_т i_п$ — тепло, заключенное в дутьевом или форсуночном паре или паре газообразного топлива;

$\eta_т$ — к. п. д. топки, учитывающий потерю тепла в окружающую среду самой топкой.

$$G_{N_2} = \alpha L_0 0{,}768 + 0{,}01 N^р;$$

$$G_{O_2} = (\alpha - 1) 0{,}232 L_0,$$

где CO, CO_2, $C_m H_n$ и $N_2^р$ — составляющие газа в процентах по весу.

По составу сухих газов определяют теплоемкость смеси:

$$\boxed{c_{с.г} = c_{см} = \frac{G_{CO_2} c_{CO_2} + G_{SO_2} c_{SO_2} + G_{N_2} c_{N_2} + G_{O_2} c_{O_2}}{G_{с.г}}},$$

Потери q_3 и q_4 (от химической и механической неполноты сгорания) не должны вводиться в $\eta_т$, так как подсчеты $G_{с.г}$ и $G_п$ были сделаны в предположении полного сгорания. Эти потери следует только учитывать при расчете полного расхода топлива и тепла на сушку.

При определении α в уравнении (3-34) $c_{с.г}$ принимают равным $c_в$ (теплоемкости воздуха). Найдя значение α и определив состав газов (их весовое соотношение в смеси), можно найти и точное значение теплоемкости смеси.

Состав сухих газов для твердого и жидкого топлив по весу (*кг/кг* топлива):

$$G_{CO_2} = 0{,}0367 C^р \ кг/кг;$$

$$G_{SO_2} = 0{,}02 S^р_л \ кг/кг;$$

$$G_{N_2} = \alpha L_0 0{,}768 + 0{,}01 N^р \ кг/кг;$$

$$G_{O_2} = (\alpha - 1) 0{,}232 L_0 \ кг/кг.$$

Здесь $G^р$, $S^р$ и $N_2^р$ — составляющие элементарного состава топлива в процентах по весу.

Состав сухих газов для газообразного топлива по весу (*кг/кг* газообразного топлива):

$$G_{CO_2} = \frac{CO_2}{100} = \frac{1{,}57}{100} CO + \frac{44}{12m+n} \frac{C_m H_n}{100};$$

где средняя теплоемкость составляющих газов принимается по табл. 3-2.

Подставив новое значение $c_{с.г}$ в уравнение (3-34), снова находят α. Однако при $\alpha > 5$ точное значение α, найденное с учетом действительной теплоемкости газов, почти не отличается от первоначального, так как в этих случаях теплоемкость топочных газов почти не отличается от теплоемкости воздуха. Поэтому в таких случаях можно принимать теплоемкость газов равной теплоемкости воздуха и никаких пересчетов α не делать.

Для доказательства незначительной разницы теплоемкостей топочных газов и воздуха при больших избытках воздуха α на рис. 3-7 приведена кривая изменения теплоемкости топочных газов в зависимости от коэффициента избытка воздуха для условий сжигания подмосковного угля с влажностью 25%; внизу прямая показывает теплоемкость воздуха в *ккал/кг · град* при $t = 0°C$. Из сравнения величин теплоемкостей топочных газов и воздуха при $t = 0°$ C следует, что при коэффициенте избытка воздуха $\alpha = 5$ разница теплоемкостей составляет 2%, а при $\alpha = 10$ — только 0,8%, поэтому для расчетов сушилок, работающих на смеси топочных газов с воздухом, при больших

Таблица 3-2

Средняя весовая теплоемкость газов c_{pm}, *ккал/кг·град*, при постоянном давлении (данные М. П. Вукаловича, В. А. Кириллина, С. А. Ремизова, В. С. Силецкого и В. Н. Тимофеева)

°С	Воздух	N_2	CO	O_2	CO_2	H_2O
0	0,240	0,248	0,248	0,2185	0,195	0,444
100	0,240	0,2485	0,249	0,2205	0,207	0,447
200	0,242	0,249	0,250	0,223	0,217	0,452
300	0,243	0,2505	0,252	0,227	0,227	0,458
400	0,246	0,252	0,254	0,2305	0,235	0,465
500	0,248	0,255	0,257	0,234	0,242	0,472
600	0,251	0,257	0,259	0,237	0,248	0,480
700	0,253	0,260	0,262	0,240	0,254	0,488
800	0,256	0,262	0,265	0,243	0,259	0,496
900	0,258	0,265	0,268	0,245	0,264	0,504
1 000	0,2605	0,265	0,270	0,247	0,268	0,512
1 100	0,263	0,269	0,272	0,249	0,272	0,520
1 200	0,265	0,271	0,275	0,251	0,275	0,528

избытках воздуха можно вместо теплоемкости топочных газов пользоваться теплоемкостью воздуха.

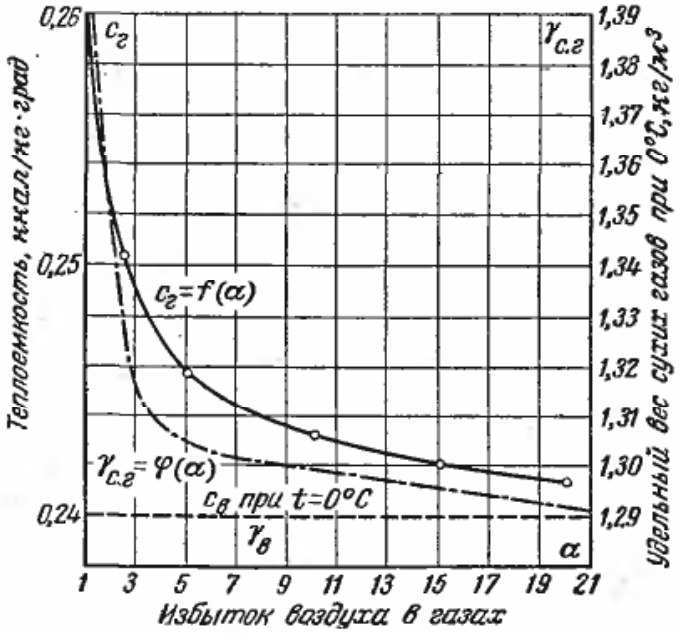


Рис. 3-7. Теплоемкость и удельный вес топочных газов при 0° С в зависимости от коэффициента избытка воздуха.

На рис. 3-7 для условий сжигания того же топлива показана кривая изменения удельного веса топочных газов при 0° С в зависимости из избытка воздуха $\gamma_{с.г}=\varphi(\alpha)$. Из этого рисунка видно, что при $\alpha=3$ разница между удельными весами сухого газа и сухого воздуха составляет 1,94%, а при $\alpha=11$ — только 0,78%. Определив коэффициент избытка воздуха, подсчитывают энтальпию топочных газов, входящих в сушилку:

$$I=\frac{Q_в^р\eta_т+c_т t_т+\alpha L_0 I_0+W_п i'_п}{G_{с.г}}\ ккал/кг \text{ сухих газов}, \qquad (3\text{-}35)$$

где $Q_в^р$ — высшая теплотворность топлива, *ккал/кг*;

$\eta_т$ — к. п. д. топки, учитывающий потерю в окружающую среду самой топкой;

$c_т$ и $t_т$ — теплоемкость и температура топлива соответственно, *ккал/кг·град* и °С;

α — коэффициент избытка воздуха в топке;

L_0 — теоретическое количество сухого воздуха для сжигания топлива, *кг/кг* топлива;

I_0 — энтальпия воздуха, *ккал/кг*;

$i'_п$ — энтальпия пара, применяемого для дутья, *ккал/кг*;

$W_п$ — вес водяного пара, применяемого для дутья или распыливания топлива, *кг*.

Из формулы (3-35) следует, что энтальпия топочных газов, образующихся в результате сжигания топлива, не зависит от его влажности и определяется теплотворностью топлива, коэффициентом избытка воздуха α и в небольшой степени остальными членами, указанными в числителе уравнения (3-35).

Объем газов определяется по формуле

$$V_г = \frac{G_{с.г}}{\gamma_{см}} + \frac{G_п}{0{,}805}\ м^3/кг \text{ топлива}, \qquad (3\text{-}36)$$

где $\gamma_{см}$ определяют по уравнениям (а) и (б), зная весовые или объемные части составляющих газов:

$$\gamma_{см} = N_1\gamma_1' + N_2\gamma_2' + N_3\gamma_3', \qquad (а)$$

где N_1, N_2 и N_3 — объемные доли;

$$N_1 = \frac{V_1}{V};\ N_2 = \frac{V_2}{V};\ N_3 = \frac{V_3}{V}, \qquad (б)$$

а V_1, V_2 и V_3 — соответствующие приведенные объемы компонентов газовой смеси.

Объем смеси на 1 *кг* сухих газов определяется по формуле

$$v_0 = \frac{V_г}{G_{с.г}}\ м^3/кг \text{ сухих газов}.$$

Линии смешения воздуха с дымовыми газами на *Id*-диаграмме. Если полученные топочные газы имеют высокую температуру, с которой они не могут быть использованы в сушилке, их смешивают с холодным воздухом. Предположим, что параметры топочных газов соответствуют точке B на *Id*-диаграмме на рис. 3-8,*а* и заданы энтальпией I_1 и влагосодержанием d_1, а параметры воздуха соответствуют точке A и заданы энтальпией I_0 и d_0. Положение точки смеси C зависит от соотношения количеств дымовых газов и холодного воздуха и определяется уравнениями:

$$I_1' = \frac{I_1 + I_0 n}{1+n}\ ккал/кг \text{ сухого воздуха};$$

$$d_1' = \frac{d_1 + d_0 n}{1+n}\ г/кг \text{ сухого воздуха},$$

где n — количество добавляемого воздуха на 1 *кг* топочных газов.

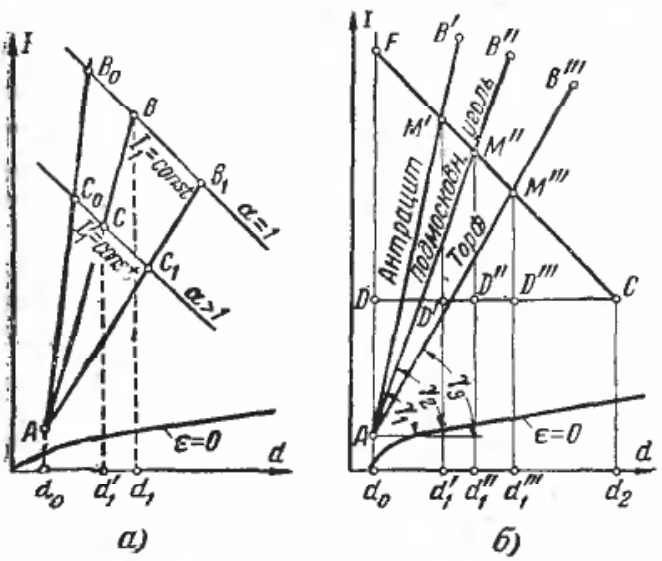


Рис. 3-8. Линии состояния топочных газов в зависимости от коэффициента избытка воздуха и влажности топлива.

Процесс смешения воздуха с дымовыми газами из топки показан на рис. 3-8,*а*.

Наклон луча AB зависит от теплотворной способности топлива. Для одного и того же топлива наклон луча зависит от влажности топлива; при этом все точки B_0, B и B_1 при коэффициенте избытка воздуха $\alpha=1$ будут находиться на линии $I=$const, как это показано на рис. 3-8,*а*. Это объясняется тем, что тепло горячих газов идет на удаление из топлива влаги, которая испаряется в этот же газ, увеличивая его влагосодержание. Вследствие этого энтальпия его остается неизменной, а температура снижается. Линия AB представляет собой геометрическое место точек, характеризующих на *Id*-диаграмме состояние топочных газов, полученных при полном сгорании топлива с влажностью $W^р>0$ с различными коэффициентами избытка воздуха α. Для точки B значение $\alpha=1$, для точки A $\alpha=\infty$. При сжигании более влажного топлива точка B_1 будет характеризоваться бо́льшим влагосодержанием и меньшей температурой по сравнению с точкой B. Состояние топочных газов при различных коэффициентах α в этом случае определяется линией AB_1.

Для абсолютно сухого топлива ($W^р=0$) точка B_0 процесса горения сместится в противоположную сторону от точки B и будет характеризоваться иными значениями t и d.

Таким образом, на *Id*-диаграмме получим семейство прямых AB_0, AB, AB_1 и т. д., изображающих состояние топочных газов при полном сго-

рании топлив с различной влажностью и разными значениями α.

Для $\alpha > 1$ все точки C_0, C и C_1 аналогично B_0, B и B_1 будут также находиться на линии $\alpha = \text{const}$ параллельно линиям $I = \text{const}$, а следовательно, параллельно линии $\alpha = 1$.

По значению коэффициента избытка воздуха, который легко определяется экспериментально, по анализу газа $\alpha = \frac{CO_{2макс}}{CO_2}$ и по температуре газов в ряде случаев с достаточной точностью при помощи Id-диаграммы можно определить и другие параметры топочных газов, например энтальпию и влагосодержание, непосредственное определение которых представляет большие трудности. Как уже было сказано, для различных топлив наклон луча AB на Id-диаграмме будет зависеть от их теплотворной способности и влажности. Чем меньше теплотворная способность топлива и чем больше его влажность, тем меньше наклон луча, характеризующий состояние топочных газов, полученных от сгорания этого топлива. На рис. 3-8,*б* показаны лучи для различных топлив.

В сушилках топочные газы обычно в значительной степени разбавлены воздухом; при этом вес воздуха, поступившего в топку для сжигания топлива, в сумме с весом воздуха, поступившего в камеру смещения для разбавления топочных газов до необходимой температуры, перед поступлением этой смеси в сушилку незначительно отличается от веса сухих газов, поступивших в сушилку. Разность между весом сухих газов и весом воздуха при заданном коэффициенте избытка воздуха α равна согласно формуле (3-30а):

$$G_{с.г} - \alpha L_0 = 1 + \alpha L_0 - \frac{A^р + 9H^р + W^р}{100} - \alpha L_0 = 1 - \frac{9H^р + W^р + A^р}{100}.$$

Например, при $\alpha = 5$, $L_0 = 5$ *кг/кг* топлива, $A^р = 3\%$, $W^р = 12\%$ и $H^р = 5\%$, $\alpha L_0 = 25$ *кг/кг* топлива

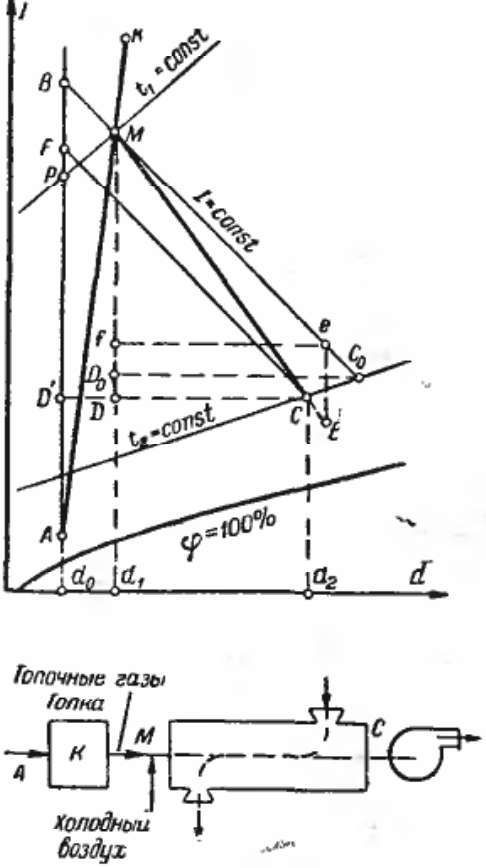


Рис. 3-9. Сушилка с однократным использованием топочных газов.

$G_{с.г} = 25{,}4$, т. е. $1 - \frac{9H^р + W^р + A^р}{100} = 0{,}4$, или $1{,}6\%$ от αL.

При $\alpha = 20$ эта разность составит только 0,4%, поэтому в расчетах сушилок на топочных газах для упрощения расчетов расход воздуха и расход топочных газов на 1 *кг* испаренной влаги считают одинаковым.

Сушилка с однократным использованием топочных газов

Сушилки с однократным использованием топочных газов применяются в большинстве случаев, когда сушка материалов производится при высоких температурах. Принципиальная схема такой сушилки показана на рис. 3-9. Газы из топки смешиваются с воздухом до заданной начальной температуры t_1 сушильного агента, поступающего в сушилку. Положение исходной точки M на Id-диаграмме определяется по формулам (3-32) и (3-35). Построение действительного процесса проводят, как и для сушки горячим воздухом с одно-

кратным использованием сушильного агента. Предположим, что в сушилке теплопотери преобладают над тепловыделениями ($\Delta<0$). Проводим из точки M линию $I=\text{const}$; на ней выбираем точку e и определяем величину отрезка $eE=ef\frac{\Delta}{m}$, где $m=\frac{M_I}{M_d}\cdot 1\,000$. Из точки M через точку E проводим политропу действительного процесса до пересечения ее с заданной линией t_2 в точке C.

Расход смеси топочных газов с воздухом с параметрами, соответствующими точке M,

$$l_г=\frac{1\,000}{d_2-d_1}=\frac{1\,000}{DCM_d}\ кг/кг \text{ влаги.}$$

Расход тепла на испарение 1 $кг$ влаги (без учета потерь тепла в топке)

$$q=\frac{AF}{DC}m+\Delta\approx\frac{AB}{DC}m\ ккал/кг \text{ влаги (3-37)}$$

$$\left(\text{точнее, } q=\frac{AB}{DC}m+\vartheta_1\right).$$

Влагосодержание сушильного агента в точке M больше влагосодержания в точке A на величину d_1-d_0. Это увеличение влагосодержания сушильного агента происходит за счет влаги, выделившейся при сжигании топлива. Для сравнения сушилок, работающих на топочных газах с паровыми сушилками, следует исключить тепло, затраченное на испарение влаги из топлива, и прирост влагосодержания за этот счет. Если предположить, что при сжигании топлива была испарена вся эта влага, то точка M должна лежать на той же изотерме, но на линии $d_0=\text{const}$, т. е. в точке P. В таком случае тепло PBM_I было бы затрачено на испарение влаги из топлива, а тепло APM_I — на испарение влаги из материала. Исключив, таким образом, тепло на испарение влаги при сгорании топлива, можно определить расход тепла на сушку смесью топочных газов с воздухом (без учета потерь тепла в топке):

$$q'=\frac{AP}{CD}m\ ккал/кг \text{ влаги.}$$

Путем деления расхода тепла на низшую теплотворность топлива $Q^р_н$ и к. п. д. топки $\eta_т$ получается часовой расход топлива:

$$B=\frac{q'W}{Q^р_н\eta_т}. \qquad (3\text{-}38)$$

Однако указанный расход тепла на испарение влаги, равный PBM_I, не пропорционален изменению влагосодержания d_1-d_0, соответствующему отрезку $D'D$, так как часть этой влаги выделялась при сгорании водорода топлива и на нее не было затрачено теплоты испарения. Более точный результат можно получить, если расход тепла определить без учета тепла на испарение влаги топлива, но при определении расхода топлива вместо $Q^р_н$ подставить $Q^р_в$ — высшую теплотворность топлива. В этом случае расчетная формула для определения расхода топлива будет иметь следующий вид:

$$B=\frac{qW}{Q^р_в\eta_т}\ кг/ч. \qquad (3\text{-}39)$$

Расход топлива можно определить также и по следующей формуле:

$$B=\frac{l_гW}{G_{с.г}}. \qquad (3\text{-}40)$$

Для одинаковых условий при сушке топочными газами расход тепла на 1 $кг$ испаренной влаги получается всегда выше, чем расход при сушке воздухом, но сравнение их следует вести по расходу топлива на 1 $кг$ испаренной влаги, который в большинстве случаев в сушилках, работающих на топочных газах, имеет меньшее значение, чем в сушилках с паровым обогревом.

Расход тепла в сушилках на топочных газах увеличивается с повышением влажности сжигаемого топлива. Это можно доказать из рассмотрения рис. 3-8,*б*, где нанесены лучи, характеризующие состояние

топочных газов, полученных от сжигания различных топлив.

Представим себе теоретический процесс сушки, в котором точки M', M'' и M''' соответствуют начальным параметрам смеси, поступающей в сушилку, а конечные параметры для всех сушилок одинаковы и соответствуют точке C. В этом случае расход тепла q''' топки, работающей на торфе, будет максимальным, а работающей на антраците q' — минимальным, так как

$$q''' = m\frac{AF}{CD'''} > q'' = m\frac{AF}{CD''} > q' = m\frac{AF}{CD'}.$$

Пример 3-1. Определить расход подмосковного угля на сушилку для испарения 250 *кг* влаги в час при следующих условиях: к. п. д. топки $\eta_т = 0{,}9$; состав топлива на рабочую массу:

$$C^р = 36{,}7\%;\ H^р = 2{,}7\%;\ S^р_{о+к} = 3{,}2\%;$$

$$N^р_2 = 0{,}7\%;\ O^р_2 = 11{,}1\%;\ A^р = 20{,}6\%;$$

$$W^р = 25\%.$$

Теплоемкость топлива

$$c_т = 0{,}5\ ккал/кг\cdot град;$$

температура топлива 20° С. Температуры газов, поступающих в сушилку, $t_1 = 150°$ С и уходящих из сушилки $t_2 = 60°$ С. Характеристика наружного воздуха $t_0 = 20°$ С; $d_0 = 10\ г/кг$ с. в. Потери тепла сушилкой $\Delta = -200\ ккал/кг$ влаги.

Высшая теплотворная способность топлива по формуле (3-33а)

$$Q^р_в = 81C^р + 300H^р - 26(O^р - S^р_{о+к}) = 81\cdot 36{,}7 + 300\cdot 2{,}7 - 26(11{,}1 - 3{,}2) = 3\,575\ ккал/кг.$$

Теоретическое количество сухого воздуха для горения по формуле (3-29а)

$$L_0 = 0{,}115C^р + 0{,}345H^р + 0{,}043(S^р_{о+к} - O^р) = 0{,}115\cdot 36{,}7 + 0{,}345\cdot 2{,}7 + 0{,}043(3{,}2 - 11{,}1) = 4{,}8\ кг/кг$$ топлива.

Общий коэффициент избытка воздуха, необходимый для получения газов с температурой 150°, определяем по формуле (3-34а), приняв

$$c_{с.г} = 0{,}24\ \frac{ккал}{кг\cdot град};\ i_п = 595 + 0{,}47\cdot 150 = 665\ \frac{ккал}{кг};$$

$$\alpha = \frac{Q^р_в\eta_т + c_т t_т - \left(1 - \frac{9H^р + W^р + A^р}{100}\right)c_{с.г}t_г - \frac{9H^р + W^р}{100}\,i_п}{L_0\left(c_{с.г}t_2 + \frac{i_п d_0}{1\,000} - I_0\right)};$$

$$\alpha = \frac{3\,575\cdot 0{,}9 + 0{,}5\cdot 20 - \left(1 - \frac{9\cdot 2{,}7 + 25 + 20{,}6}{100}\right)\cdot 0{,}24\cdot 150 - \frac{9\cdot 2{,}7 + 25}{100}\cdot 665{,}5}{4{,}8\left(0{,}24\cdot 150 + \frac{665{,}5\cdot 9{,}8}{1\,000} - 10{,}7\right)} = 18{,}9.$$

Вес сухих газов по формуле (3-30а)

$$G_{с.г} = 1 + \alpha L_0 - \frac{9H^р + W^р}{100} = 1 + 18{,}9\cdot 4{,}8 - \frac{9\cdot 2{,}7 + 25}{100} = 91{,}2\ кг/кг$$ топлива.

Вес водяных паров по формуле (3-31а)

$$G_п = \frac{9H^р + W^р}{100} + \alpha\frac{L_0 d_0}{1\,000} = \frac{9\cdot 2{,}7 + 25}{100} + \frac{18{,}9\cdot 4{,}8\cdot 9{,}8}{1\,000} = 1{,}392\ кг/кг$$ топлива.

Влагосодержание газов при входе в сушилку по формуле (3-32)

$$d_1 = \frac{1\,000G_п}{G_{с.г}} = \frac{1\,000\cdot 1{,}392}{91{,}2} = 15{,}25\ г/кг$$ сухих газов.

Находим по *Id*-диаграмме (рис. 3-10) начальную точку процесса как пересечение изотермы $t_1 = 150°$ С с $d_1 = 15{,}25$ (точка M). Проводим из точки M линию $I = \text{const}$ и откладываем вниз отрезок $eE = ef\frac{\Delta}{m} = ef\frac{200}{500} = 0{,}4ef$, где $m = 500$. Далее, из точки M через точку E проводим политропу действительного процесса. Пересечение политропы с заданной температурой $t_2 = 60°$ С в точке C определяет конечное состояние газов при выходе из сушилки, которые будут иметь $d_2 = 40\ г/кг$ с. в. и $t_2 = 60°$ С.

Расход газов на 1 *кг* испаренной влаги

$$l = \frac{1\,000}{d_2 - d_1} = \frac{1\,000}{40 - 15{,}25} = 40{,}5\ кг/кг$$ влаги.

Расход тепла на сушку (без учета $\eta_т$). По формуле (3-37)

$$q = m\frac{AF}{DC} + \Delta = 500\frac{143}{61} + 200 = 1\,376\ ккал/кг$$ влаги,

или

$$q = m\frac{AB}{DC} = 500\frac{172}{61} =$$

$$= 1\,410 \text{ ккал/кг влаги.}$$

Расходы топлива по формулам (3-39) и (3-40):

$$B = \frac{qW}{Q_в^р \eta_т} = \frac{1\,410 \cdot 250}{3\,575 \cdot 0,9} = 110 \text{ кг/ч;}$$

$$B = \frac{lW}{G_{с.г}} = \frac{40,5 \cdot 250}{91,2} = 111 \text{ кг/ч.}$$

Пример 3-2. Определить расход топлива в сушилке на топочных газах, если влажность топлива составляет 10, 30 и 60%. Принять, что процесс в сушилке идет по линии $I = \text{const}$; параметры наружного воздуха, поступающего в топку и камеру смешения, во всех случаях неизменны и составляют $t_0 = 20°$ С и $d_0 = 12$ *г/кг*; параметры отработанных газов во всех случаях одинаковы и составляют $t_2 = 45°$ С и $d_2 = 55$ *г/кг*; топливом являются древесные отбросы с химическим составом $W^р = 10\%$; $A^р = 0,9\%$; $C^р = 45,4\%$; $H^р = 5,4\%$; $N^р = 0,5\%$; $O^р = 37,8\%$. Теплоемкость топлива $c_т = 0,5$ *ккал/кг·град*; температура топлива $t_т = 20°$ С.

Количество воздуха, теоретически необходимое для горения, определяем по формуле (3-29а):

$$L_0 = 0,115 \cdot 45,4 + 0,345 \cdot 5,4 - 0,043 \cdot 37,8 =$$

$$= 5,47 \text{ кг/кг топлива.}$$

Теплотворная способность топлива по формуле (3-33а)

$$Q_в^р = 81 \cdot 45,4 + 300 \cdot 5,4 - 26 \cdot 37,8 =$$

$$= 4\,275 \text{ ккал/кг топлива.}$$

Коэффициент избытка воздуха определяем для произвольно выбранной температуры 150° С по формуле (3-34а):

$$\alpha = \frac{4\,275 \cdot 0,9 + 10 - \left(1 - \frac{9 \cdot 5,4 + 10 + 0,9}{100}\right) \cdot 36 - \frac{9 \cdot 5,4 + 10}{100} \cdot 665,5}{5,47\left(0,24 \cdot 150 + \frac{665,5 \cdot 12}{1\,000} - 12\right)} = 19,6.$$

Теплоемкость сухих газов $c_{с.г}$ принимаем равной теплоемкости воздуха 0,24 *ккал/кг·град*:

$$i_п = (597 + 0,44t_1) = (597 + 0,44 \cdot 150) =$$

$$= 665,5 \text{ ккал/кг.}$$

По *Id*-диаграмме находим $I_0 = 12$ *ккал/кг* сухого воздуха и $d_0 = 12$ *г/кг* сухого воздуха.

Вес сухих газов по формуле (3-30а)

$$G_{с.г} = 1 + 19,6 \cdot 5,47 - \frac{9 \cdot 5,4 + 10 + 0,9}{1\,000} =$$

$$= 107,9 \text{ кг/кг топлива.}$$

Вес водяных паров по формуле (3-31а)

$$G_п = \frac{9 \cdot 5,4 + 10}{100} + \frac{19,6 \cdot 5,47 \cdot 12}{1\,000} =$$

$$= 1,866 \text{ кг/кг топлива.}$$

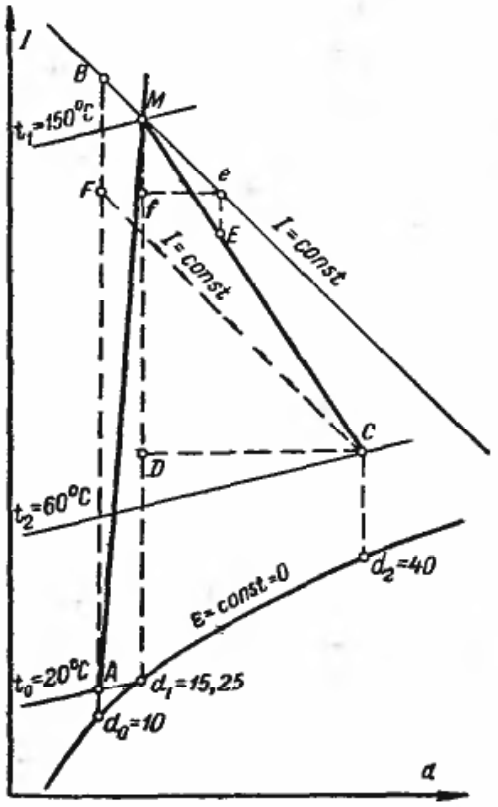


Рис. 3-10.

Влагосодержание газов при $t_1 = 150$ °С определяем по формуле (3-32):

$$d' = \frac{1\,000 \cdot 1,866}{107,9} =$$

$$= 17,3 \text{ г/кг сухого воздуха.}$$

Определив влагосодержание газов при температуре 150° С, находим точку B', а соединив ее с точкой A, находим луч AB' (рис. 3-11).

Производим аналогичные расчеты для построения лучей AB'' и AB''' для влажностей топлива 30 и 60%. Переводной коэффициент для пересчета топлива с влажностью 10% на влажность 30%

$$k_1 = \frac{100 - w_{30}^р}{100 - w_{10}^р} = \frac{100 - 30}{100 - 10} = 0,78.$$

Переводной коэффициент для пересчета топлива с влажностью 10% на влажность 60% $k_2 = 0,572$.

Умножив величины элементарного состава на поправочные коэффициенты, получим новый элементарный состав в процентах; данные расчеты сведем в табл. 3-3.

Определяем также и для этих составов топлива L, $Q_в^р$, α, $G_п$, $G_{с.г}$, d'' и d''' при 150° С.

Все полученные значения сведем в табл. 3-4.

Для температуры 150° С и по найденным влагосодержаниям $d'' = 20,4$ *г/кг* сухого воздуха для топлива с влажностью

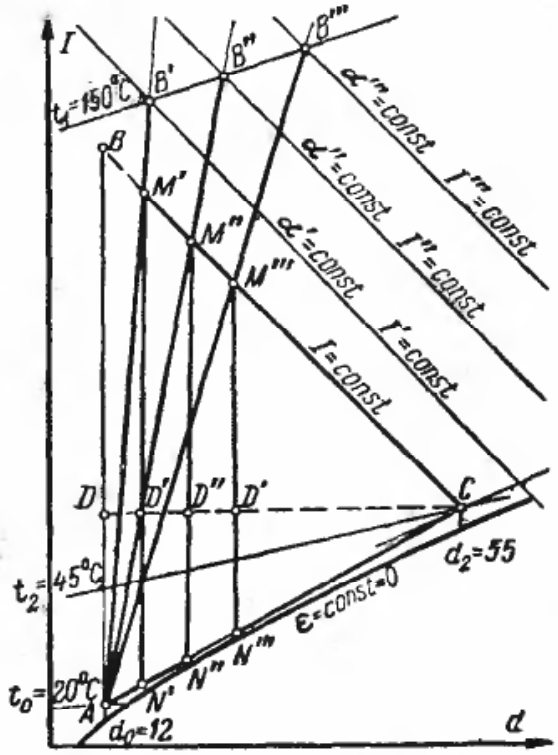


Рис. 3-11. Линии состояния топочных газов и теоретические процессы в сушилке, работающей на топочных газах.

30% и $d'''=32{,}8$ *г/кг* сухого воздуха для топлива с влажностью 60% находим точки B'' и B''' и приводим через них лучи AB'' и AB''' (рис. 3-11).

Таблица 3-3

W^p	10	30	60
A^p	0,9	0,7	0,4
C^p	45,4	35,3	20,2
H^p	5,4	4,2	2,4
N^p	0,5	0,4	0,2
O^p	37,8	29,4	16,8
	100	100	100

Таблица 3-4

W^p, %	L_0, *кг/кг*	Q^p, *ккал/кг*	α	$G_д$, *кг/кг*	$G_{с.п}$, *кг/кг*	d, *г/кг* с. в.
10	5,47	4 275	19,6	1,866	107,9	17,3
30	4,25	3 355	18,9	1,641	80,6	20,3
60	2,533	1 973	15,4	1,283	39,18	32,8

Из точки C, соответствующей параметрам отработавшей смеси, уходящей из сушилки, $t_2=45°$ С и $d_2=55$ *г/кг*, проводим линию $I=\text{const}$ и находим точки M', M'' и M'''. Построение этих процессов показано на рис. 3-11.

Согласно построению получим расходы тепла в килокалориях на 1 *кг* испаренной влаги:

для $w=10\%$

$$q'=m\frac{AB}{CD'}=500\cdot\frac{160}{94}=856\ \textit{ккал/кг}\ \text{влаги};$$

для $w=30\%$

$$q''=m\frac{AB}{CD''}=500\cdot\frac{160}{88}=912\ \textit{ккал/кг}\ \text{влаги};$$

для $w=60\%$

$$q'''=m\frac{AB}{CD'''}=500\cdot\frac{160}{69}=1\,160\ \textit{ккал/кг}$$

влаги.

Расходы топлива на 1 *кг* испаренной влаги составят:

для $w=10\%$

$$B'=\frac{q}{Q^p_в\eta_т}=\frac{856}{4\,275\cdot0{,}9}=0{,}22\ \textit{кг/кг};$$

для $w=30\%$

$$B''=\frac{912}{3\,345\cdot0{,}9}\approx0{,}30\ \textit{кг/кг};$$

для $w=60\%$

$$B'''=\frac{1\,160}{1\,973\cdot0{,}9}=0{,}65\ \textit{кг/кг}.$$

Следовательно, расход тепла на 1 *кг* испаренной влаги в сушилках на дымовых газах увеличивается с повышением влажности топлива.

Пример 3-3. Сравнить расходы тепла воздушной сушилкой с рециркуляцией и сушилкой с однократным использованием дымовых газов для условий предыдущего примера, приняв к. п. д. котельной 0,75. В воздушной сушилке расходы тепла вне зависимости от температуры воздуха, поступающего в сушилку, будут равны, так как точки A и C постоянны. Определим для сравнения расход тепла для точки M''' (рис. 3-11). Лучи AB', AB'' и AB''' нанесены тонкими линиями. Расход тепла в воздушных сушилках одинаков:

$$q=m=\frac{AB}{DC}=m\frac{N'M'}{CD'}=m\frac{N''M''}{CD''}=$$
$$=m\frac{N'''M'''}{CD'''};$$

$$q=500\frac{160}{106}\approx760\quad\textit{ккал/кг}\quad\text{испаренной}$$

влаги.

Расход тепла в воздушной сушилке при тех же параметрах всегда меньше, чем для сушилки на дымовых газах ($760<865<912<1\,160$).

Расход топлива в воздушной сушилке при $w=10\%$

$$B=\frac{q}{Q^p_н\eta_к}=$$
$$=\frac{760}{3\,925\cdot0{,}75}=0{,}26\ \textit{кг/кг}\ \text{влаги},$$

где

$$Q^p_н=Q^p_в-6(9H^p+W^p)=4\,275-6(9\cdot5{,}4+$$
$$+10)=3\,925\ \textit{ккал/кг}.$$

Если этот результат сравнить с расходом топлива в сушилке на дымовых газах из предыдущего примера, то $0{,}26>0{,}22$. Расход топлива в воздушной сушилке при $w=30\%$

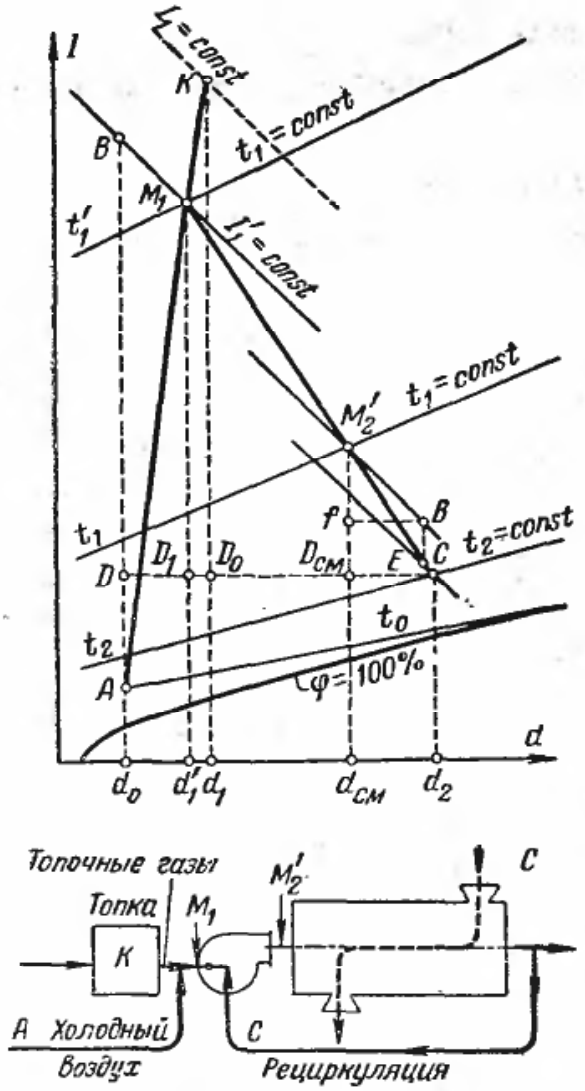


Рис. 3-12. Сушилка с рециркуляцией топочных газов.

$$B = \frac{760}{2\,950 \cdot 0{,}75} =$$

$= 0{,}34 > 0{,}3$ *кг/кг* испаренной влаги,

где $Q_н^р = 3\,355 - 6\,(9 \cdot 4{,}2 + 30) = 2\,950$ *ккал/кг*.

Расход топлива в воздушной сушилке при $w = 60\%$

$$B = \frac{760}{1\,483 \cdot 0{,}75} = 0{,}69 > 0{,}65 \text{ кг/кг}$$ влаги

для сушилки на топочных газах,

где $Q_н^р = 1\,973 - 6\,(9 \cdot 2{,}4 + 60) = 1\,483$ *ккал/кг*.

Как показали расчеты, расход топлива в воздушной сушилке, наоборот, при одинаковых условиях всегда больше, чем в сушилке на топочных газах.

Сушилка с рециркуляцией топочных газов. Если топочные газы используются для сушки материалов при более низких температурах, но с высокой влажностью, например в лесосушилках, где температура смеси не превышает 80—93° С, а влажность может доходить при этих температурах до 70%, то применяют рециркуляцию. В этом случае сушилки работают по схеме, показанной на рис. 3-12.

Построение процесса на *Id*-диаграмме для этого варианта сушильного процесса начинается с определения параметров газов из топки — в точке *K*. Определив положение точки *K*, проводят линию *AK*. Далее, строят действительный процесс в сушилке, т. е. определяют направление политропы $M_2'C$. Для этой цели из точки M_2', соответствующей параметрам смеси воздуха с топочными газами, поступающими в сушилку, проводят линию $I_{см} =$ $=$const, затем определяют отрезок $eE = ef\,\frac{\Delta}{m}$ и проводят политропу действительного процесса из точки M_2' до пересечения в точке *C* с заданной изотермой t_2 (или φ_2). Продолжив полученную политропу (линию $M_2'C$) вверх до пересечения ее с лучом *AK*, определяют положение точки M_1. Однако при таком графическом определении точки M_1 можно допустить большую ошибку, так как во многих случаях треугольник $M_2'CD_{см}$ бывает очень мал по сравнению с треугольником M_1CD_1 (рис. 3-12).

Правильность графического построения, показанного на рис. 3-12, проверяется отношениями:

$$\frac{d_2 n + d_1'}{n+1} = d_{см}; \qquad \text{(а)}$$

$$\frac{I_2 n + I_1'}{n+1} = I_{см}; \qquad \text{(б)}$$

$$\frac{d_1 + n' d_0}{1+n'} = d_1'; \qquad \text{(в)}$$

$$\frac{I_1 + n' I_0}{1+n'} = I_1', \qquad \text{(г)}$$

где n — количество килограммов отработавшей смеси на 1 *кг* горячей смеси;

n' — количество килограммов холодного воздуха на 1 *кг* горячих газов от топки.

Остальные параметры в этих уравнениях показаны на рис. 3-12.

Если положение точки M_1 при графическом построении было найдено правильно, то определение n по уравнениям (а) и (б) и n' по уравнениям (в) и (г) дает одинаковые значения. Если этого не получается, то точку перемещают вверх

или вниз, пока для n и n' не получатся одинаковые соотношения из этих уравнений. Для такой схемы количество выбрасываемых в атмосферу отработавших газов и поступающей взамен смеси из камеры смешения с параметрами точки M_1 равно:

$$l_M = \frac{1\,000}{d_2 - d_1'} = \frac{1\,000}{CD_1 M_d}\ кг/кг \text{ влаги.}$$

Количество топочных газов с параметрами точки K, которое должно поступать из топки в камеру смешения, чтобы получилась смесь топочных газов из топки с наружным воздухом с параметрами точки M_1, равно:

$$l_т = l_M \frac{AM_1}{AK}\ кг/кг \text{ влаги.}$$

Количество наружного воздуха, поступающего в камеру смешения, равно $l_0 = l_M \frac{M_1K}{AK}$. При этом $l_M = l_т + l_0$. Расход тепла для действительного процесса в сушилке без учета к. п. д. топки

$$q = \frac{AB}{CD_1} m\ ккал/кг \text{ влаги.}$$

Расход топлива в этом случае также определяется по уравнениям (3-39) и (3-40):

$$B = \frac{qW}{Q_в^р \eta_т}$$

или

$$B = \frac{l_M W}{G_{с.г}}.$$

Из построения процесса на Id-диаграмме следует, что экономичность процесса повышается, если точка C перемещается вправо (в область больших влагосодержаний), так как уменьшается соотношение AB/CD_1. Поэтому, если требуется проводить сушку материала при большой влажности сушильного агента, то наивыгоднейшими будут такие условия, когда точка M_1 будет совпадать с точкой K, т. е. в камеру смешения не будет поступать наружный воздух. В этом случае, если по условиям режима сушки представляется возможность, целесообразно сжигать топливо в топке с минимальным избытком воздуха, с тем чтобы сдвинуть точку M_1 еще выше на луче AK.

Если сушка материалов не требует влажного режима, то повышенное влагосодержание может увеличить продолжительность сушки; в таком случае, наоборот, может оказаться целесообразным смещение точки M_1 влево в область меньших влагосодержаний.

Рассмотренные построения процессов на Id-диаграмме и расчеты сушилок, работающих на топочных газах, действительны и в случае использования в сушилках вместо топочных газов тепла отходящих газов от котельной установки или промышленных печей, с той лишь разницей, что в этом случае начальные параметры горячих газов не рассчитываются, а задаются на основе теплового расчета этих агрегатов или устанавливаются по данным испытаний. Если такие газы нуждаются в очистке, то это необходимо учитывать при установлении начальных параметров газов, используемых для сушки.

3-3. Тепловые балансы и к. п. д. сушилок

К о н в е к т и в н ы е с у ш и л к и с п а р о в ы м о б о г р е в о м. Уравнение теплового баланса теоретической сушилки при $I_1 = I_2 = \text{const}$ согласно уравнению (3-13) имеет вид:

$$q = l(I_2 - I_0) = l\left[c_в(t_2 - t_0) + \frac{d_0}{1\,000}(i_2 - i_0)\right] + i_2.$$

Согласно уточненной формуле Л. К. Рамзина найдем значение разности $i_2 - i_0$:

$$i_2 - i_0 = 597 + 0{,}44t_2 - 597 - 0{,}44t_0 = 0{,}47(t_2 - t_0).$$

Подставив это значение в уравнение (3-13), получим:

$$l\left[\left(c_в + 0{,}47\frac{d_0}{1\,000}\right)(t_2 - t_0)\right] + i_2 = lc_{вл.в}(t_2 - t_0) + i_2.$$

Для действительной сушилки расход тепла в калорифере определяется уравнением (3-16):

$$q_к = l(I_1 - I_0) = l(I_2 - I_0) - \Delta,$$

где по уравнению (3-20)

$$\Delta = q_{доб} + \vartheta_1 - (q_м + q_{тр} + q_5).$$

Подставив это выражение в уравнение (3-16), получим:

$$q_к = l(I_2 - I_0) + q_м + q_{тр} + q_5 - q_{доб} - \vartheta_1.$$

Подставив значение $I_2 - I_0$ и решив уравнение относительно $q_к + q_{доб}$, получим: $q_к + q_{доб} = i_2 - \vartheta_1 + lc_{вл.в} \times (t_2 - t_0) + q_м + q_{тр} + q_5$; заменив $i_2 - \vartheta_1$ на q_1, соответствующее расходу тепла на испарение влаги из материала, с учетом теплоты перегрева влаги, а $lc_{вл.в}(t_2 - t_0)$ на q_2, соответствующее потерям тепла с уходящим воздухом, получим уравнение теплового баланса действительной сушилки:

$$q_к + q_{доб} = q_1 + q_2 + q_м + q_{тр} + q_5 = \frac{D_к i' + D_{доб} i''}{W} \text{ ккал/кг влаги}, \quad (3\text{-}41)$$

где $D_к$ и $D_{доб}$ — расходы пара на калорифер и дополнительный подогреватель, *кг/ч*;

i' и i'' — соответствующие энтальпии пара, *ккал/кг*;

W — количество испаренной влаги, *кг/ч*.

Это уравнение используется для определения технологического к. п. д. сушилки, под которым понимается отношение тепла, затраченного на данный технологический процесс, ко всему подведенному теплу. Такое определение является общим для всех сушилок независимо от способа сушки и подвода тепла, хотя составляющие теплового баланса могут быть различными.

Технологический к. п. д. сушилки непрерывного действия с паровым подогревом

$$\eta_c = \frac{q_1}{q_к + q_{доб}} = \frac{q_1}{q_1 + q_2 + q_м + q_{тр} + q_5} = \frac{q_1 W}{D_к i' + D_{доб} i''}. \quad (3\text{-}42)$$

Как следует из рассмотрения этой формулы, технологический к. п. д. сушильной камеры или сушильного аппарата определяет степень совершенства процессов тепло- и массобмена и не зависит от вида или рода сушильного агента и теплоносителя.

Будучи необходим не только для анализа их работы и выявления и устранения теплотехнических недостатков, но и для объективного сравнения различных типов сушильных камер или аппаратов, он не должен включать оценку работы вспомогательного оборудования (калориферов, конденсатоотводчиков и т. п.).

Для этой цели рационально ввести понятие технологического к. п. д. сушильной установки, учитывающего и оценивающего работу вспомогательного оборудования.

Коэффициент полезного действия сушильной установки непрерывного действия с паровым обогревом можно представить в следующем виде:

$$\eta_{с.у} = \frac{q_1}{q_к + q_{доб} + q_{5к} + q_{конд}} = \frac{q_1 W}{D_к i'_к + D_{доб} i'' + q_{5к} + q_{конд}}, \quad (3\text{-}43)$$

где $q_{5к}$ — потери тепла калорифером;

$q_{конд}$ — тепло, отводимое конденсатоотводчиками.

Особенно наглядно можно представить тепловой баланс графически (рис. 7-21).

Анализ теплового баланса сушильной установки позволяет обнаружить потери тепла и устранить недостатки в работе как самой сушильной камеры, так и ее вспомогательного оборудования.

Из сравнения (3-42) и (3-43) следует, что технологический к. п. д. сушилки или сушильного аппарата всегда выше технологического к. п. д. сушильной установки.

При определении технологического к. п. д. камеры сушилки или

сушильной установки тепло рециркулирующего воздуха или его смеси с топочными газами не учитывается, так как оно входит в «левую» и «правую» части теплового баланса.

Сушилки на топочных газах. Тепловой баланс сушилки на топочных газах по высшей теплоте сгорания топлива, соответствующий количеству тепла, подведенному к сушилке:

$$q_c = \frac{Q_в^р B \eta_т}{W} = (q_1 + q_2 + q_2' + q_м + q_{тр} + q_5). \quad (3\text{-}44)$$

В этом уравнении q_2' — тепло на испарение влаги из топлива при его сжигании:

$$q_2' = 6(9H^р + W^р)\frac{B}{W}; \quad (3\text{-}45)$$

$\eta_т$ — к. п. д. топки, учитывающий потери тепла от химического и механического недожога топлива, а также потери тепла топкой в окружающую среду, включая потери в циклоне или смесительной камере.

Тепловой баланс сушильной установки на топочных газах, соответствующий количеству тепла, подведенному к топке, можно представить в следующем виде:

$$q_{с.у} = \frac{Q_в^р B}{W} = (q_1 + q_2 + q_2' + q_м + q_{тр} + q_5) + (q_б + q_{х.н} + q_{м.н} + q_5^т), \quad (3\text{-}46)$$

где $q_б$ — потери тепла в окружающую среду борова ми или каналами, подводящими топочные газы к сушилке или осуществляющими их рециркуляцию;

$q_{м.н}$, $q_{х.н}$, $q_5^т$ — потери тепла на химический и механический недожог, а также потери тепла топкой в окружающую среду.

Химический недожог в камерных топках при сжигании твердых топлив обычно не превышает 0,5%, а при сжигании жидких и газообразных — от 1 до 1,5% и выше количества сжигаемого топлива.

Для камерных топок при сжигании твердых топлив механический недожог находится в пределах от 0,5 до 5%, а для слоевых топок он может достигать даже 12% и выше. Механический недожог жидких и газообразных топлив существенно меньше, чем твердых. Потери тепла топкой в окружающую среду могут составлять от 5 до 20%; бо́льшие значения относятся к топкам, имеющим искроосадительные камеры или циклоны (работающие на твердом топливе).

В соответствии с формулой (3-44) к. п. д. сушилки на топочных газах можно представить в виде

$$\eta_c = \frac{q_1}{q_c} = \frac{q_1}{q_1 + q_2 + q_м + q_{тр} + q_5 + q_2'}. \quad (3\text{-}47)$$

Коэффициент полезного действия сушильной установки должен учитывать расход тепла на испарение влаги из топлива при его сгорании, потери тепла топкой, а также потери тепла подводящими или рециркуляционными каналами:

$$\eta_{с.у} = \frac{q_1}{q_{с.у}}. \quad (3\text{-}48)$$

Для сравнения энергетического совершенства различных сушил с точки зрения использования отработавшего тепла для других потребителей или для внутренней регенерации можно пользоваться коэффициентом полезного использования тепла:

$$K_и = \frac{q_1 + \Sigma q_{исп}}{q}, \quad (3\text{-}49)$$

где q_1 — тепло, использованное в сушилке, *ккал/ч* или *ккал/процесс*;

$\Sigma q_{исп}$ — отработавшее тепло, использованное для внутренней регенерации или на стороне, *ккал/ч* или *ккал/процесс*;

q — тепло, подведенное к сушильной установке.

Коэффициент использования тепла для сушилок, в которых исполь-

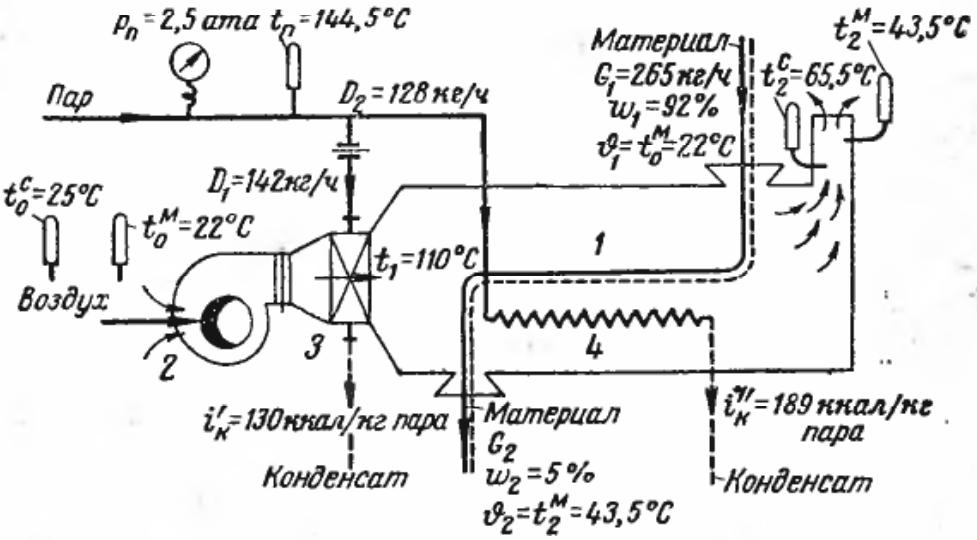


Рис. 3-13. Принципиальная схема сушилки (поперечный разрез и план).

1 — сушилка; *2* — вентилятор; *3* — выносной воздухоподогреватель; *4* — дополнительный воздухоподогреватель в сушильной камере.

зуется тепло отходящего влажного воздуха, может быть больше единицы или 100%, так как в этом случае тепло испаренной влаги считается за полезно использованное дважды; один раз — в сушильном процессе, а другой раз — при его дальнейшем использовании в теплоуловителе для целей подогрева воздуха или воды.

Показатели работы сушильной установки не могут определяться только одним каким-либо из перечисленных к. п. д. При проектировании сушильной установки, кроме установления максимально возможных к. п. д., необходимо добиться и наилучших технико-экономических и эксплуатационных затрат, и минимальной себестоимости, и высококачественной сушки материала.

Для объективного сравнения работы сушильных установок различных типов рекомендуют считать к. п. д. сушилки с учетом в знаменателе эквивалентного по теплу расхода электроэнергии на перемещение и вентиляцию воздуха или топочных газов в сушильной установке. Однако здесь возникают трудности с пересчетом электрической энергии в тепловую, так как эквивалентный коэффициент будет зависеть от ряда условий; кроме того, иногда полезно использованным теплом можно считать не только тепло, затраченное на испарение влаги из материала, но и тепло на нагрев материала, если нагрев материала оказывает положительное влияние на последующий технологический процесс, например процесс склейки высушенных материалов, или, например, если нагрев высушенного топлива улучшает процесс его сжигания и т. п. Поэтому во всех случаях необходимо оговаривать условия сопоставления к. п. д. для сравнения различных типов сушильных установок.

Пример 3-4. На основе результатов испытания составлена схема сушилки, представленная на рис. 3-13, и на ней указаны полученные результаты, по которым требуется составить ее тепловой баланс и определить к. п. д. сушильной камеры и сушильной установки.

Кроме того, известны теплоемкость сухого материала $c_{сух}=0{,}37$ *ккал/кг · град*; барометрическое давление $B=745$ *мм рт. ст.*, коэффициент полезного действия выносного калорифера 0,96.

К. п. д. дополнительного калорифера, установленного в сушильной камере, принят равным 1 (или 100%), так как эти потери идут на нагрев воздуха, находящегося в сушилке.

Решение

По показаниям психрометра $t_0^c=25°$ С и $t_0^м=22°$ С определяем (для спокойного воздуха) с помощью таблиц или *Id*-диаграммы влагосодержание воздуха $d_0=d_1=14{,}9$ *кг/кг* сухого воздуха. Далее, по d_1 и $t_1=110°$ С находим по *Id*-диаграмме $I_1=36{,}1$ *ккал/кг* сухого воздуха. Находим по показаниям психрометров $t_2^c=65{,}5°$ С и $t_2^м=43{,}5°$ С параметры воздуха на выходе из сушилки $d_2=50$ *кг/кг* сухого воздуха и $I_2=47$ *ккал/кг* сухого воздуха.

Количество влаги, испаренной в сушилке,

$$W = G_1 \frac{w_1 - w_2}{100 + w_2} = 265 \frac{92 - 5}{100 + 92} = 120 \text{ кг/ч}.$$

Таблица 3-5

Статьи баланса	*ккал/кг* влаги	*ккал/ч*	%	%	При $i_к = 180$ *ккал/кг*	
					ккал/кг влаги	%
$q_1 = i''_п - \vartheta_1 = 626 - 22$	604	72 500	54,9	40,8	604	38,2
$q_2 = lc_{вл.в}(t_2^c - t_0^c) =$ $= 28{,}5 \cdot 0{,}247\,(65{,}5 - 25)$	285	34 200	25,9	19,2	285	18,1
$q_м = \frac{G_2}{W} c_м (\vartheta_2 - \vartheta_1) =$ $= \frac{145}{120} \cdot 0{,}4\,(65.5 - 22)$	21	2 500	1,9	1,4	21	1,3
$q_5 = \vartheta_1 + q_д - q_м + l(I_1 - I_2) =$ $= 22 + 500 - 21 + 28{,}5\,(36{,}1 - 47)$	190	22 800	17,3	12,8	190	12,0
Итого	1 000	132 000	100,0	—	—	—
$q_5^{п.в}$	25	3 000	—	1,7	25	1,6
$q_к = \frac{D_1}{W} i'_к + \frac{D_2}{W} i''_к =$ $= \frac{142}{120} \cdot 130 + \frac{128}{120} \cdot 189$	355	42 600	—	24,1	453	28,8
Всего	1 480	177 600		100,0	1 578	100,0

Вес материала после сушки

$$G_2 = G_1 - W = 265 - 120 = 145 \text{ кг/ч}.$$

Теплоемкость материала

$$c_м \approx \frac{c_{сух} \cdot 100 + w_2}{100 + w_2} = \frac{0{,}37 \cdot 100 + 5}{100 + 5} = 0{,}4 \text{ ккал/кг·град}.$$

Определяем по таблицам или *Is*-диаграмме по значениям $p = 2{,}5$ *ата* и $t = 144{,}5°$ С энтальпию перегретого пара $i = 658$ *ккал/кг*.

Тепло, переданное паром в выносном калорифере,

$$Q_к = D(i - i_к)\eta = 142\,(658 - 130) \times 0{,}96 = 72\,000 \text{ ккал/ч}.$$

Потери тепла в выносном калорифере

$$Q_5 = Q_к(1 - \eta) = 72\,000 \cdot 0{,}04 = 3\,000 \text{ ккал/ч}.$$

Тепло, переданное в дополнительном подогревателе,

$$Q_{доб} = D_2(i - i_к) = 128\,(658 - 189) = 60\,000 \text{ ккал/ч}.$$

Расход тепла на 1 *кг* испаренной влаги

$$q = q_к + q_{доб} = \frac{Q_к + Q_{доб}}{W} = \frac{72\,000 + 60\,000}{120} = 1\,100 \text{ ккал/кг влаги}.$$

Расход воздуха на 1 *кг* испаренной влаги

$$l = \frac{q_к}{c_{вл.в}(t_1 - t_0)} = \frac{72\,000}{120 \cdot 0{,}247\,(110 - 25)} = 28{,}5 \text{ кг/кг влаги}.$$

На основе этих данных составляем тепловой баланс в виде табл. 3-5.

Технологический к. п. д. сушильной камеры по формуле (3-42)

$$\eta_c = \frac{Q_1}{Q_к + Q_{доб}} = \frac{72\,500}{132\,000} = 0{,}549, \text{ или } 54{,}9\%.$$

Технологический к. п. д. сушильной установки по формуле (3-43)

$$\eta_{с.у} = \frac{Q_1}{Q_к + Q_{доб} + Q_5^{п.в} + Q_{конд}} = \frac{72\,500}{132\,000 + 3\,000 + 42\,600} = 0{,}408, \text{ или } 40{,}8\%.$$

В седьмой колонке этой таблицы показано, что если конденсатоотводчик основного калорифера будет также работать неудовлетворительно, т. е. будет пропускать конденсат с теплосодержанием 189 *ккал/кг*, то к. п. д. сушильной установки снизится до 38,2%.

Из рассчитанной выше сушилки уносится воздухом

$$q_2 = I_2 l = 47 \cdot 28{,}5 = 1\,340 \text{ ккал/кг влаги}.$$

Если этот воздух охладить до температуры 30° С, при которой $I_н = 24{,}1$ *ккал/кг* сухого воздуха, то будет использовано тепло в количестве $(47{,}0-24{,}1)\cdot 28{,}5 = 650$ *ккал/кг* испаренной влаги, что составит $650\cdot 120 = 78\,000$ *ккал/ч*.

Этим теплом можно подогреть от 10 до 40° С 2,6 *т/ч* воды, которая всегда требуется для производства.

В этом случае коэффициент использования тепла по формуле (3-49) составит:

$$K_п = \frac{Q_1 + Q_{всп}}{Q_к + Q_{доб}} = \frac{72\,500 + 78\,000}{132\,000} \times$$

$$\times 100 = 114\%.$$

Коэффициент использования тепла может быть повышен, если использовать тепло конденсата, охладив его до температуры, соответствующей температуре насыщения при давлении, под которым он транспортируется в котельную.

Тепло конденсата может быть использовано, например, для нагрева воздуха, поступающего в сушилку, при установке дополнительного подогревателя или для подогрева воздуха, вентилирующего сушильный цех, и т. п.

В этом случае к. п. д. сушильной камеры и сушильной установки останутся неизменными.

Пример 3-5. Определить технологический к. п. д. сушилки и сушильной установки на топочных газах для условий примера 3-1.

Определяем расход тепла на испарение влаги:

$$q_1 = i_2 - \vartheta_1 = 638{,}5 -$$

$$- 20 = 618{,}5 \text{ } ккал/кг \text{ испаренной влаги.}$$

Расход тепла с уходящим воздухом

$$q_2 = l c_{вл.в} (t_2 - t_0) = l \left(0{,}24 + \frac{0{,}47 d_0}{1\,000}\right)(t_2 - t_0);$$

$$q_2 = 40{,}5 \left(0{,}24 + \frac{0{,}47\cdot 10}{1\,000}\right) \times$$

$$\times (60-20) = 403 \text{ } ккал/кг \text{ влаги.}$$

Прочие составляющие теплового баланса при $q_{доб} = 0$ и $\Delta = -200$

$$\Delta = \vartheta_1 - (q_м + q_{тр} + q_5); \quad q_м + q_{тр} + q_5 =$$

$$= 20 + 200 = 220.$$

Технологический к. п. д. сушилки по формуле (3-47)

$$\eta_с = \frac{q_1}{q_1 + q_2 + q_м + q_{тр} + q_5} =$$

$$= \frac{618{,}5\cdot 100\%}{618{,}5 + 403 + 220} = 50\%.$$

Тепло на испарение влаги из топлива с учетом влаги, выделяемой при сгорании водорода топлива,

$$q_2' = 6\,(9H^р + W^р)\frac{B}{W} = 6\,(9\cdot 2{,}7 + 25) \times$$

$$\times \frac{110}{250} = 130 \text{ } ккал/кг \text{ исп. влаги.}$$

Количество тепла, подводимого к сушилке, с учетом q_2'

$$q_с = q_1 + q_2 + q_2' + q_м + q_{тр} + q_5 =$$

$$= 618{,}5 + 403 + 130 + 220 = 1371{,}5,$$

или почти равно ранее подсчитанным 1 375 *ккал/кг* исп. влаги.

Тепло, подведенное к топке,

$$q_т = \frac{q_с}{\eta_т} = 1\,530 \text{ } ккал/кг \text{ исп. влаги.}$$

Технологический к. п. д. сушильной установки

$$\eta_{с.у} = \frac{618{,}5}{1\,530} = 40{,}6\%.$$

ГЛАВА ЧЕТВЕРТАЯ

КОНВЕКТИВНЫЕ КАМЕРНЫЕ И ТУННЕЛЬНЫЕ СУШИЛКИ

4-1. Камерные и туннельные вагонеточные сушилки

Эти сушилки применяются для сушки древесины (пиломатериалов), опок, стержней, керамических изделий, кожи, пасты, пряжи, химических веществ, различных сыпучих и волокнистых материалов.

Основной частью камерных сушилок является прямоугольная камера, внутри которой на вагонетках или стеллажах помещается сушимый материал, остающийся обычно неподвижным в течение всего процесса сушки. Загрузка и выгрузка материала производятся с одной стороны сушилки. Камерные сушилки являются установками периодического действия. Они применяются при малых количествах сушимого материала.

Основной частью туннельных вагонеточных сушилок является удли-

ненная камера, внутри которой высушиваемый материал периодически перемещается на вагонетках в продольном направлении. После того как из камеры выкатывается крайняя вагонетка с высушенным материалом, весь поезд вагонеток продвигается вперед, а с другого конца вкатывается вагонетка с влажным материалом. Таким образом, загрузка и выгрузка высушиваемого материала происходят в разных концах камеры. По режиму работы туннельные сушилки (их иногда называют коридорными) являются установками непрерывного (точнее, полупериодического) действия. Они применяются для массовой сушки (больших количеств) материалов, которые укладываются для этой цели на вагонетки. Вагонетки перемещаются в сушилках вручную или с помощью специальных механизмов. Они бывают различных конструкций и размеров в зависимости от вида сушимого материала и направления циркуляции сушильного агента.

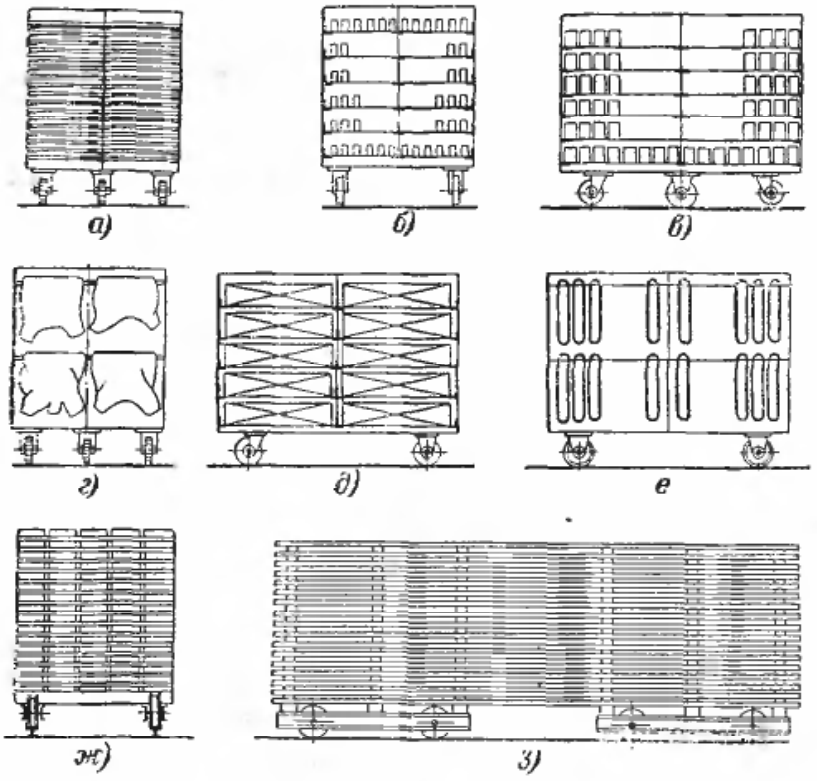


Рис. 4-1. Схема укладки сушимых материалов на вагонетках.

а — укладка сыпучих материалов на противнях или лотках; *б* и *в* — укладка кирпича на дощечках; *г* — подвеска кожи на трубах; *д* — укладка шерсти и хлопка в ящиках; *е* — подвеска лотков пряжи; *ж* и *з* — укладка лесоматериалов на деревянных прокладках.

На рис. 4-1 показано несколько схем укладки или развески сушимых материалов на вагонетках.

Длина камер туннельных сушилок может доходить до 60 *м*, а ширина — до 6 *м*. При проектировании и эксплуатации стремятся к тому, чтобы зазор между вагонеткой, стеной и потолком был не более 70—80 *мм*, а расстояние между вагонетками — не более 75 *мм*.

В камерных сушилках температура и влажность сушильного агента изменяются во времени. Например, в лесосушилках, после того как влажность материала понизится до определенного значения, повышают температуру и снижают относительную влажность сушильного агента. Такое изменение режима осуществляется в процессе сушки несколько (2—3) раз.

В туннельных сушилках (непрерывного действия) при установившемся режиме температура и влажность сушильного агента изменяются по длине камеры по мере того, как сушильный агент, проходя над поверхностью материала, охлаждается, а влагосодержание его увеличивается.

Туннельные сушилки, являющиеся сушилками непрерывного действия, в тепловом отношении более экономичны, чем камерные сушилки, так как в них расход тепла на прогрев ограждений сушильной камеры имеется только при первом пуске сушилки, после ремонта или после праздничных дней. Кроме того, в сушилках непрерывного действия отработавшие газы имеют более высокое насыщение в течение всего периода их работы, а в сушилках периодического действия влажность отработавшего воздуха непрерывно уменьшается по мере высыхания материала.

Циркуляция сушильного агента в камерных и туннельных сушилках осуществляется как за счет естественной конвекции, так и при помощи вентиляторов.

Достоинством сушилок с естественной циркуляцией является отсутствие расхода электроэнергии.

Практика эксплуатации показала, что сушилки с естественной циркуляцией сушильного агента применять нерационально, так как сушка материалов происходит в них дольше и менее качественно, а расход тепла на сушку по сравнению с сушилками с принудительной циркуляцией значительно больше.

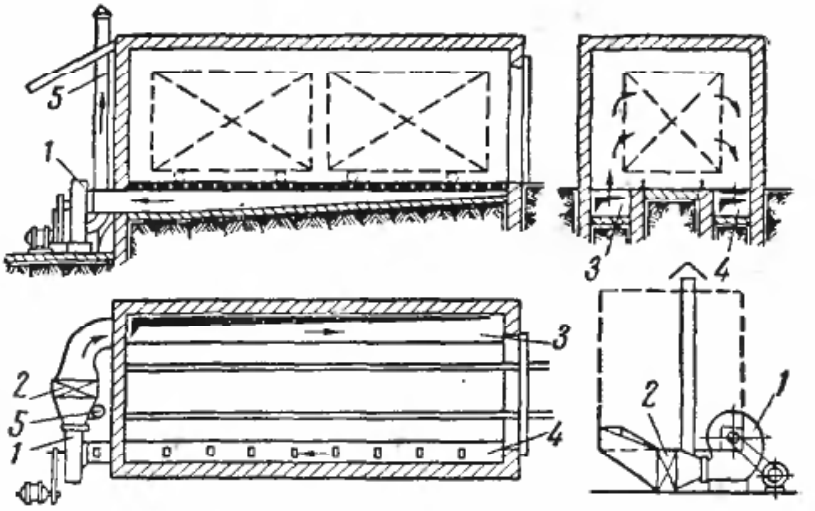


Рис. 4-3. Камерная сушилка ВТИ.
1 — вентилятор; *2* — подогреватель; *3* и *4* — распределительный и отсасывающий каналы; *5* — вытяжная труба.

Расход электроэнергии на привод вентиляторов для искусственной циркуляции во многих случаях вполне окупается, так как относительно высокие скорости омывания материала сушильным агентом (1—2 *м/сек*) способствуют равномерности сушки материала по всему объему сушильной камеры, сокращают срок сушки, т. е. увеличивают производительность сушилки, а также улучшают качество высушенного материала и снижают расход тепла на сушку.

В камерных и туннельных сушилках может быть применено однократное использование сушильного агента или осуществлены различные варианты сушильных процессов: рециркуляция, промежуточный подогрев и позонная рециркуляция. Наибольшее распространение получили сушилки с рециркуляцией сушильного агента.

Туннельные сушилки с естественной циркуляцией применяются для сушки лесоматериалов (досок), но они вытесняются более производительными и экономичными сушилками с вынужденной циркуляцией.

Из камерных сушилок с естественной циркуляцией сушильного агента некоторое применение для малых масштабов производства и там, где отсутствует электроэнергия, получили у нас сушилки системы проф. Грум-Гржимайло.

Циркуляция сушильного агента в этих сушилках происходит по схеме, изображенной на рис. 4-2. Недостатком такой сушилки является неравномерность сушки в штабеле по его высоте вследствие того, что верх штабеля омывается воздухом более высокой температуры, поэтому он пересушивается, а низ штабеля остается влажным. Установленная нами опытным путем с помощью дымаря циркуляция воздуха в сушилке показана на рис. 4-2.

Для улучшения работы сушилок Грум-Гржимайло имеется несколько предложений. Рекомендуют укладку материала без шпаций с оставлением в центре штабеля вертикального прохода в виде треугольной трубы или модернизацию камеры путем применения различных способов вынужденной циркуляции.

Сушильная лаборатория Всесоюзного теплотехнического института в годы первой пятилетки разработала проекты паровых сушилок на топочных газах с центробежным выносным вентилятором. В этих сушилках горячий влажный воздух

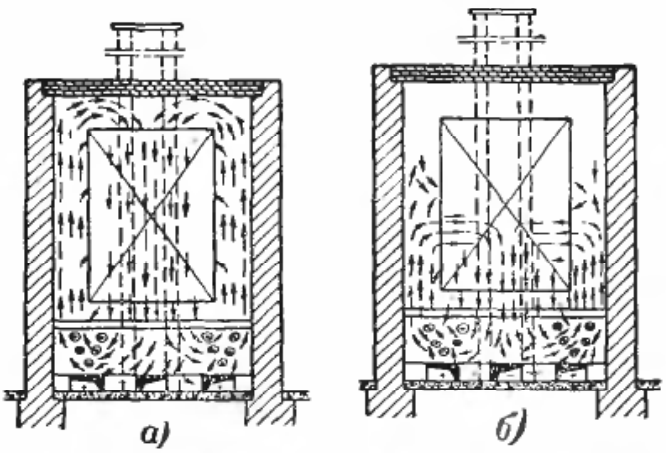


Рис. 4-2. Циркуляция воздуха в сушилке Грум-Гржимайло в начале (*а*) и конце (*б*) процесса сушки, замеренная при помощи дымаря.

(рис. 4-3) или смесь воздуха с дымовыми газами нагнетается вентилятором в сушилку по каналу *3*. Сушильный агент выходит из этого канала, поднимается, проходит через штабель (поперек него), остывает, отбирая влагу из штабеля, и опускается в канал *4*, по которому он возвращается к вентилятору *1*. Часть отработавшего воздуха выбрасывается и взамен ее подсасывается некоторое количество свежего воздуха. После этого цикл повторяется. Эти сушилки ВТИ сыграли положительную роль, но в настоящее время не строятся, так как по сравнению с другими отечественными сушилками они имеют ряд конструктивных недостатков, главнейшим из которых является большой и неэффективный расход электроэнергии на центробежный выносной вентилятор, при котором не обеспечиваются нужные скорости воздуха в штабеле, и поэтому материал в камерах просыхает неравномерно. В этих сушилках происходит быстрое забивание пластинчатого подогревателя *2*, вследствие чего снижается и без того недостаточное количество циркулирующего воздуха. ЦНИИМОД сделал попытку реконструировать сушилку ВТИ путем замены центробежного вентилятора осевым, изменением конструкции распределительного канала и устройством обходных каналов у пластинчатых подогревателей. В результате реконструкции сушилка улучшилась, но производительность вентилятора при той же потребляемой мощности все же в 5 раз меньше, чем при установке осевых вентиляторов внутри камеры (рис. 4-5).

На рис. 4-4 приведена схема камерной сушилки с выносным центробежным вентилятором (установленным на потолке рабочей камеры сушилки) с промежуточным подогревом и рециркуляцией воздуха при горизонтальной укладке материала. Проведенные нами испытания такой сушилки для коптакса на одном из московских химических заводов показали, что в действительности схема циркуляции не соответствует указанной на рис. 4-4, так как очень трудно точно установить вагонетки в камере, не имеющей рельсов, так, чтобы обеспечить нужную установку козырьков *9*. Это вызывает появление застойных зон и неравномерность просыхания материала, а подогреватель *4*, который выполнен из гладких труб, вследствие того что воздух через него почти не проходит, мало нагружен.

Подогреватель *4* во время эксплуатации быстро заносился пылью коптакса и теплопроизводительность его снижалась; вследствие этого в рабочей камере уменьшалась температура, а продолжительность сушки материала увеличивалась. Сушилки подобного типа не следует применять для сушки пылящих материалов, а в камерах не-

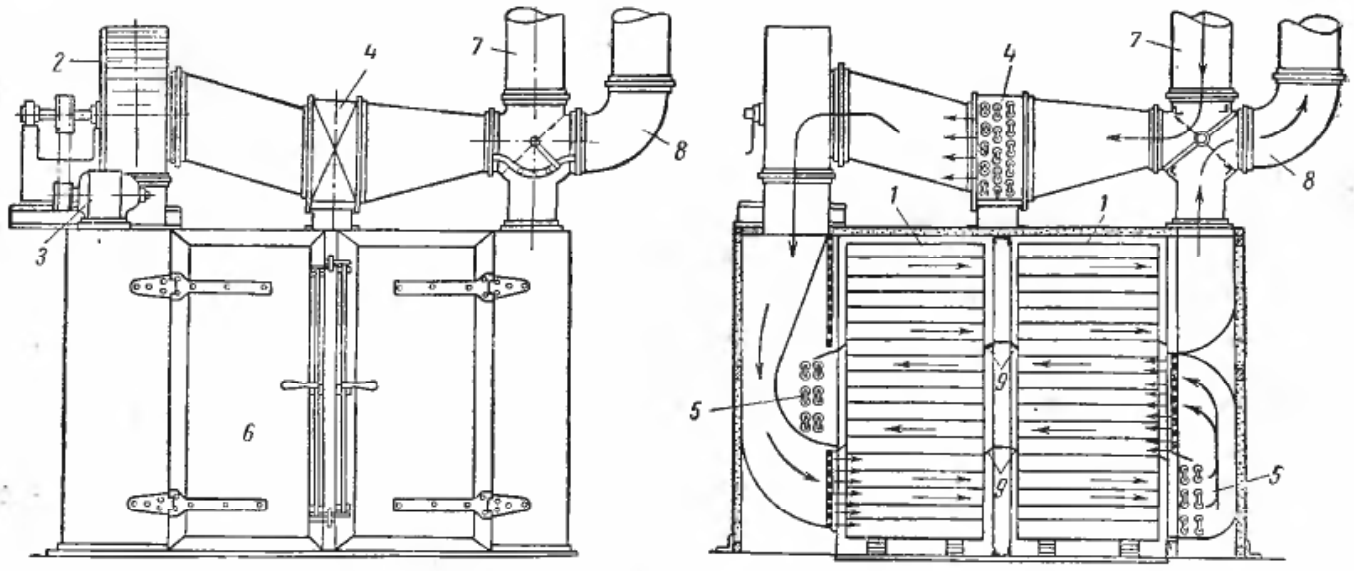


Рис. 4-4. Камерная сушилка с промежуточным подогревом воздуха.

1 — вагонетка с материалом; *2* — центробежный вентилятор; *3* — электродвигатель; *4* и *5* — подогреватели из ребристых металлических труб; *6* — двери; *7* — приточный воздуховод; *8* — вытяжной воздуховод; *9* — козырьки.

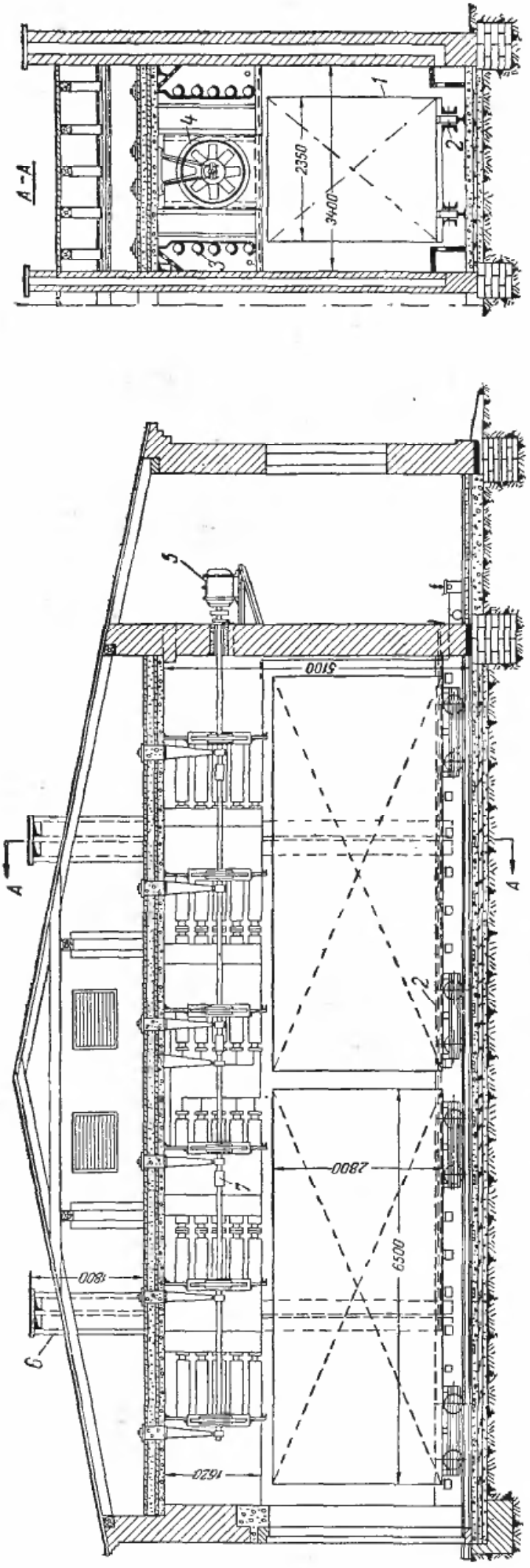


Рис. 4-5. Сушилка с внутренними реверсивными вентиляторами ЦНИИМОД.

1 — штабель сушимого материала; *2* — трековые тележки; *3* — ребристые подогревательные трубы; *4* — реверсивный вентилятор ЦАГИ; *5* — электродвигатель; *6* — приточно-вытяжные каналы; *7* — соединительная муфта; *8* — распределительные перегородки.

обходимо иметь рельсовые пути, точно фиксирующие положение вагонеток, и применять рациональную конструкцию козырьков *9*.

Сушилки с осевыми вентиляторами, установленными непосредственно в рабочей камере, имеют меньший расход электроэнергии, но более сложны в эксплуатации. В сушильной камере могут быть установлены один или несколько вентиляторов. Примером такой сушилки может служить лесосушилка, показанная на рис. 4-5.

Реверсивность циркуляции сушильного агента достигается путем периодического изменения направления вращения вентиляторов и обеспечивает равномерную сушку материала с той и другой сторон штабеля. Реверсивные осевые вентиляторы размещаются или под потолком, так, как это показано на рис. 4-5, или в подвальном помещении, если осуществление этого варианта допускает уровень грунтовых вод.

Имеются также лесосушилки с внутренними реверсивными вентиляторами, в камерах которых вместо одного штабеля шириной 2 500 *мм* размещают два штабеля шириной каждый по 1 800 *мм*. Осевые вентиляторы располагаются над штабелями сушимого материала.

С целью осуществления равномерной поперечной циркуляции воздуха по длине камеры в таких сушильных камерах применяют в левой части три осевых вентилятора ЦАГИ (№ 12) левого вращения, а в правой—три таких же венти-

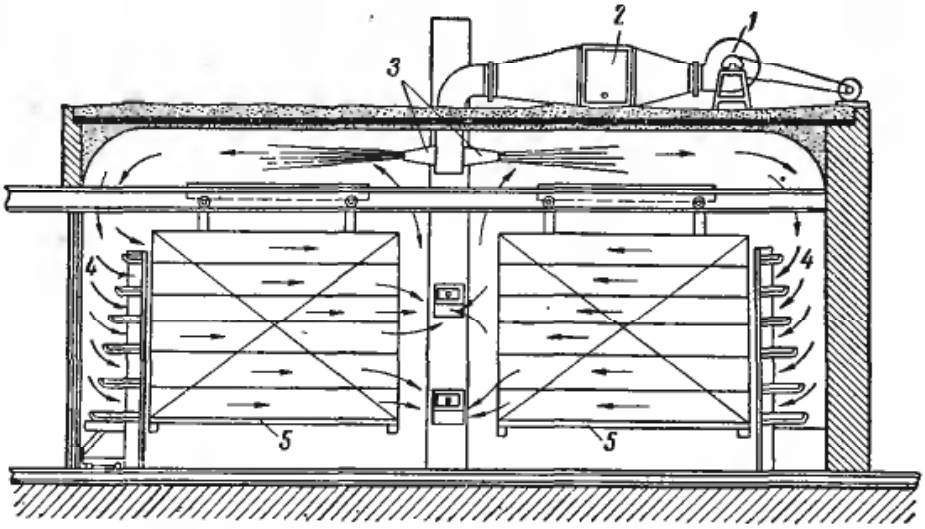


Рис. 4-6. Эжекционная сушилка ГИКИ для шамотных изделий.

1 — вентилятор; *2* — калорифер; *3* — эжектор; *4* — направляющие лопатки; *5* — подвесные вагонетки.

лятора правого вращения; кроме того, устанавливаются распределительные перегородки *8* (рис. 4-5).

Преимуществами сушилок с внутренними реверсивными вентиляторами являются: высокое качество сушки и некоторое сокращение ее продолжительности по сравнению с другими камерами; кроме того, поперечная циркуляция обеспечивает возможность плотной укладки лесоматериалов по ширине, благодаря чему получается полное использование объема штабеля, и, наконец, мощная циркуляция, создающая скорости воздуха в штабеле 2—2,5 *м/сек*, обеспечивает равномерную сушку материала по всему объему сушилки. Камеры этого типа хорошо зарекомендовали себя для сушки лесоматериалов ответственного назначения.

Недостатками подобных сушилок являются повышенная стоимость оборудования, а также сложность монтажа осевых вентиляторов и необходимость квалифицированного ухода за сушилкой.

На рис. 4-6 показана эжекционная сушилка ГИКИ для шамотных изделий. Эжекционные сушильные установки, как будет показано в гл. 4, имеют меньший расход электроэнергии по сравнению с сушилками, имеющими выносные вентиляторы и систему распределительных коробов, расположенных в камере. Недостатком сушилки ГИКИ является применение в ней пластинчатого калорифера, создающего большое сопротивление для прохода воздуха. Более рациональной является конструкция эжекционной лесосушильной камеры, показанной на рис. 4-7, в которой ребристые нагревательные трубы размещаются на стенках камеры и практически не создают сопротивления для прохода воздуха. Ребристые трубы не всегда целесообразно заменять гладкими, так как это может вызвать пересушивание расположенных вблизи их досок. Еще лучшие аэродинамические результаты получаются в эжекционной сушилке с двухпутным расположением штабелей. В этом случае получаются более простыми направляющие эжекционные устройства, а также не требуется ступенчатая укладка верха штабеля.

Принудительная система циркуляции сушильного агента в камере может осуществляться путем установки вентиляторов непосредственно в сушильной камере или путем использования выносных вентиляторов. Недостатком сушилок с выносными вентиляторами является сравнительно большой расход электроэнергии при незначительном количестве сушильного агента, циркулирующего в камере, что объясняется значительным сопротивлением паровых подогревателей, воздуховодов и распределительных каналов, которое составляет 15—20 *мм вод. ст.*, в то время как при

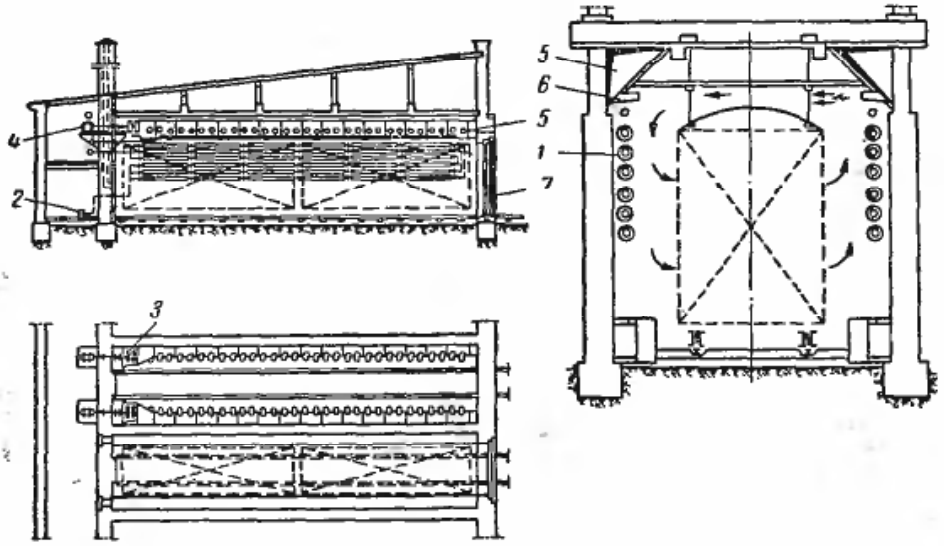


Рис. 4-7. Паровая эжекционная лесосушильная камера.
1 — калориферные трубы; *2* — конденсатоотводчик; *3* — вентилятор; *4* — электродвигатель; *5* — нагнетательный канал; *6* — сопла; *7* — двери.

поперечной циркуляции сушильного агента сопротивление штабеля и всего расчетного циркуляционного кольца при скоростях сушильного агента в материале 1—1,5 *м/сек* не превышает 0,5—0,75 *мм вод. ст.* В этом случае возможно применение эжекционных устройств, так как для этих условий коэффициент инжекции при выходных скоростях из сопла 30—40 *м/сек* может составлять 3—4 *кг* подсасываемого газа на 1 *кг* инжектирующего.

Эжекционная система вентиляции обычно применяется в камерных сушилках, когда требуется создание незначительных динамических напоров для циркуляции сушильного агента.

Расход энергию на эжекцию в этом случае определяется статическим напором, необходимым для создания требуемой скорости потока на выходе из сопла и преодоления сопротивления эжекционных воздуховодов. Из рассмотрения схемы на рис. 4-8,*а* и соответствующего процесса на *Id*-диаграмме на рис. 4-8,*в* следует, что в эжекционной сушилке для создания тех же начальных параметров сушильного агента, как и в обычной конвективной вентиляторной сушилке (точка B), воздух должен нагреваться до более высокой температуры (до точки B_1), $t_1' > t_1$, так как через ребристые трубы проходит только эжектируемый подсасываемый воздух, а инжектирующий проходит мимо них. Коэффициент инжекции, или количество килограммов подсасываемого газа на 1 *кг* рабочего или инжектирующего, определяется отношением

$$u = \frac{MB}{B_1B} = \frac{d_1 - d_{см}}{d_2 - d_1}, \qquad (4\text{-}1)$$

или приближенно

$$u = \frac{t_1 - t_{см}}{t_1' - t_1}. \qquad (4\text{-}2)$$

Из последнего уравнения можно приближенно определить температуру t_1'. Для улучшения работы эжекционных сушилок рекомендуется применение направляющих устройств. Эжекционные сушилки могут работать и на смеси горячих топочных газов с воздухом. Схема такой сушилки показана на рис. 4-8,*б*, а соответствующий процесс — на *Id*-диаграмме на рис. 4-8,*г*.

На рис. 4-9 показана схема работы инжектора в сушилке периодического действия. Из сопла *1* со скоростью 30—50 *м/сек* вытекает струя инжектирующего газа, направленная в пространство между штабелями и потолком камеры, которая засасывает (эжектирует) из канала AD некоторое количество газа и смешивается с ним на участке AB. Смесь газов поступает в канал BC, далее проходит через штабеля сушимого материала и попадает в канал DA, из которого она

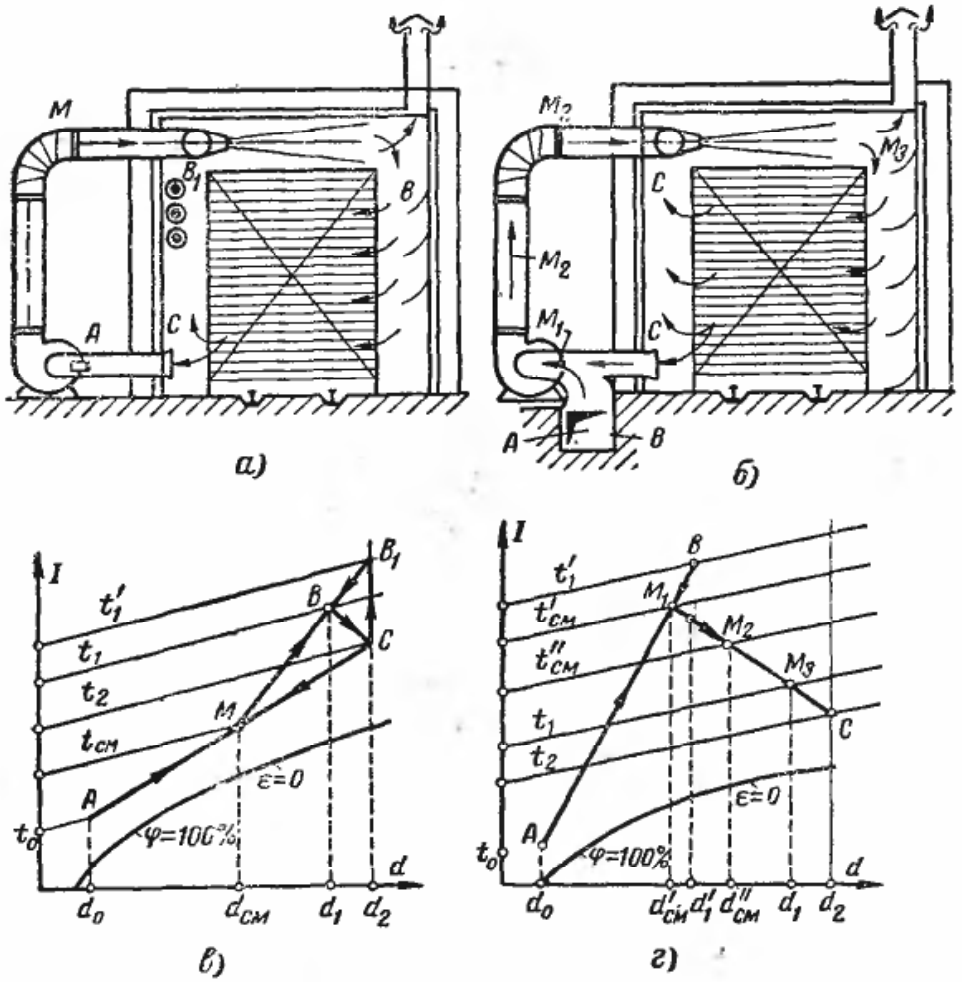


Рис. 4-8. Принципиальные схемы и процессы на *Id*-диаграмме в эжекционных сушилках.

вновь эжектируется; при этом создается непрерывная циркуляция сушильного агента в камере. Сушилка работает с воздухообменом, который на схеме на рис. 4-9 осуществляется при помощи каналов *3* и *4*. При работе сопла *1* удаление влажного воздуха производится через канал *4*. В действительности воздухообмен в эжекционных сушилках осуществляется в значительной степени с помощью приточно-вытяжных труб, расположенных в стенах камеры, а в большей мере — неорганизованно через неплотности в вентиляционной системе и рабочей камере сушилки.

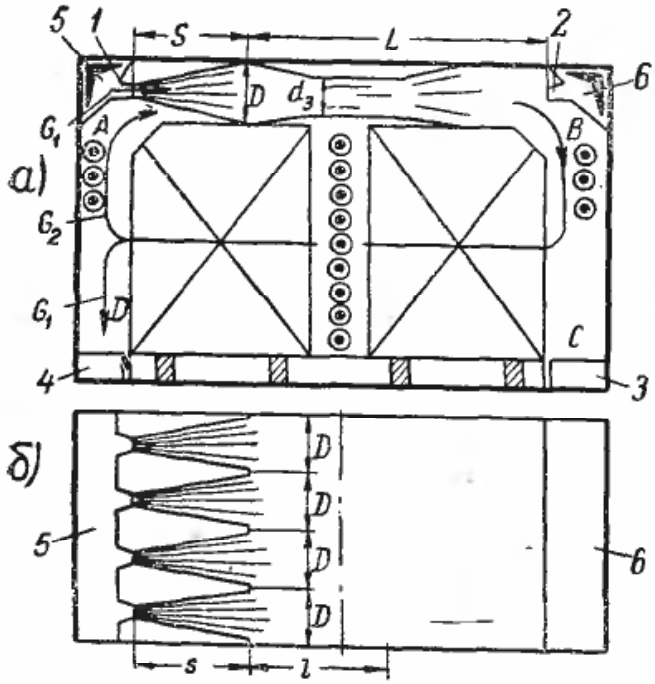


Рис. 4-9. Принцип работы эжектора в сушилке периодического действия.

а — поперечный разрез сушилки; *б* — план сушилки; *1* и *2* — сопла; *3* и *4* — выхлопные каналы; *5* и *6* — сопловые каналы.

Кинетическая энергия потока, выходящего из камеры смешения инжектора, должна обеспечивать преодоление гидравлического сопротивления канала *BC*, штабеля и канала *DA* при заданной скорости воздуха (обычно от 1 до 2 *м/сек*). Для создания равномерной сушки материала применяют рециркуляцию; с этой целью прекращают подачу рабочего — инжектирующего — газа к соплу *1* и включают в работу сопло 2, которое создает рецирку-

ляцию сушильного агента в рабочей камере в противоположную сторону (против часовой стрелки).

В канале AB при работе сопла *1* на участке S происходит подсасывание эжектируемых газов, а на участке L — смешение. Перемешивание потоков происходит практически при постоянном давлении, и скорость потока после камеры смешения может быть найдена из условий сохранения количества движения.

Без учета потерь на трение количество движения в начале камеры смешения равно количеству движения в конце камеры смешения.

Математически это положение выразится следующим уравнением:

$$\frac{G_1}{g} v_1 + \frac{G_2}{g} v_2 = \frac{G_1 + G_2}{g} v_3, \quad (4\text{-}3)$$

где v_1 — скорость рабочего или инжектирующего газа на выходе из сопла, *м/сек*;

v_2 — скорость подсасываемого или эжектирующего газа, *м/сек*;

G_1 — расход инжектируемого — нагнетаемого — газа, *кг/сек*;

G_2 — расход эжектируемого — засасываемого — газа, *кг/сек*;

v_3 — скорость потока после смешения, *м/сек*.

Обычно скорость v_2 мала по сравнению со скоростью v_1, и поэтому без значительной погрешности для расчетов ее можно принять равной нулю. Введем понятие коэффициента инжекции струйного инжектора u. Под коэффициентом инжекции струйного инжектора понимается отношение расхода эжектируемого газа к расходу рабочего — инжектирующего — газа, поступающего из сопла, или количество килограммов эжектируемого газа на 1 *кг* рабочего — инжектирующего:

$$u = \frac{G_2}{G_1}.$$

Разделим правую и левую части уравнения (4-3) на G_1, заменив значение G_2/G_1 на u и приравняв v_2 нулю, получим:

$$v_1 = (1 + u) v_3,$$

или

$$u = \frac{v_1}{v_3} - 1. \quad (4\text{-}4)$$

Уравнение (4-4) учитывает только потери на удар при смешении струй в камере смешения. Для расчета инжектора необходимо учесть еще потери на трение в сопле, камере смешения и диффузоре. В данной схеме диффузор отсутствует и переход кинетической энергии в потенциальную происходит в канале BC при менее благоприятных условиях, что должно оцениваться меньшими значениями коэффициента скорости φ_3, чем при наличии диффузора.

Расчетное уравнение для определения коэффициента инжекции с учетом потерь на трение в инжекторе может быть представлено в таком виде:

$$u = \varphi_1 \varphi_2 \varphi_3 \frac{v_1}{v_3} - 1 = k \frac{v_1}{v_3} - 1, \quad (4\text{-}5)$$

где φ_1 — коэффициент скорости сопла;

φ_2 — коэффициент скорости камеры смешения;

φ_3 — коэффициент скорости диффузора или в данном случае участка, где происходит преобразование кинетической энергии потока в потенциальную.

Для приближенных расчетов можно принять следующие значения коэффициентов скорости:

$$\varphi_1 = 0{,}9 - 0{,}95; \quad \varphi_2 = 0{,}95;$$

$$\varphi_3 = 0{,}7 \div 0{,}8; \quad k = 0{,}57 \div 0{,}72.$$

Коэффициент $\varphi_1 = 0{,}9$ берется для сопел с квадратным выходным отверстием, а 0,95 — для сопел с круглым выходным отверстием. Коэффициент φ_3 нуждается в экспериментальной проверке. При решении практических задач сопротивлением канала BC можно пренебречь, так как он выполняет роль диффузора и потери в нем учитываются к. п. д. диффузора. Потерями на трение на участке DA также можно пренебречь, так как в расчете сделано допущение, что скорость эжектируемого газа равна нулю, т. е. для опре-

деления расчетного сопротивления следует определить только полное сопротивление штабелей материала с учетом местных потерь и потерь на трение. Найдя расчетное сопротивление h, определяют скорость воздушного потока v_3, кинетическая энергия которого равна этому сопротивлению, т. е.

$$\frac{v_3^2\gamma_3}{2g} = h,$$

откуда

$$v_3 = \sqrt{\frac{2gh}{\gamma_3}}, \qquad (4\text{-}6)$$

где γ_3 — удельный вес газа.

Определив v_3 по уравнению (4-6), находят коэффициент инжекции u, задавшись выходной скоростью из сопла v_3 или, наоборот, задавшись коэффициентом инжекции, определяют скорость на выходе из сопла v_1. Скорость газа на выходе из сопла можно определить, если известно давление H в распределительном сопловом канале

$$H = \frac{v_1^2\gamma_1}{2g},$$

или

$$v_1 = \sqrt{\frac{2gH_1}{\gamma_1}}. \qquad (4\text{-}7)$$

Если в уравнение (4-4) вместо v_1 и v_3 подставить их значения из уравнений (4-6) и (4-7), то можно получить формулу для определения коэффициента инжекции по известным значениям h и H:

$$u = k\sqrt{\frac{H\gamma_3}{h\gamma_1}} - 1. \qquad (4\text{-}8)$$

При незначительных разностях в удельных весах газов можно принимать

$$u = k\sqrt{\frac{H}{h}} - 1. \qquad (4\text{-}9)$$

Обычно в инжекторе устанавливается параллельно несколько рабочих сопел. Расстояние между соплами должно быть равно или немного больше диаметра свободной струи в конечном ее сечении. Этот размер можно определить согласно работам Г. Н. Абрамовича по формуле

$$D = 1{,}55d(1 + u)\ см, \qquad (4\text{-}10)$$

где d — диаметр сопла, *см*.

Зная расстояние между соплами, можно определить количество сопел в инжекторе, расположенных по ширине сушильной камеры. При реверсивной циркуляции длина участка AB не должна быть меньше двойной длины свободной струи S и участка смешения l. Длину свободной струи можно определить из уравнения

$$S = 3{,}25(0{,}37 + u)d. \qquad (4\text{-}11)$$

Длину участка для смешения следует принимать не менее $4D$. В сушильной камере истечение происходит не в цилиндрический, а в прямоугольный канал, поэтому рациональнее сопла делать также прямоугольной формы и условный диаметр свободной струи определять по формуле

$$D = 1{,}55a(1 + u)\ см, \qquad (4\text{-}10а)$$

где a — сторона прямоугольного отверстия сопла, *см* (по высоте камеры).

Длина свободной струи в этом случае определится по формуле

$$S = 3{,}25(0{,}37 + u)a. \qquad (4\text{-}11а)$$

Площадь сечения камеры смешения можно определить по формуле

$$F_3 = \frac{\varkappa V}{v_3}, \qquad (4\text{-}12)$$

где V — количество циркулирующей через штабель газовой смеси, *м³/сек*;

v_3 — скорость смеси газа после смешения, *м/сек*;

$\varkappa$ — поправочный коэффициент, равный 1,1—1,2, учитывающий, что в сушильной камере при реверсивном движении газовой смеси не удается осуществить нужной длины камеры смешения (6—8D), а также учитывающий повышенные потери на трение вследствие большой шероховатости стенок.

Размеры камеры смешения можно определить также по формуле ВТИ (Е. Я. Соколова)

$$F_3 = F_1(1 + u)\sqrt{\frac{H}{h}}, \qquad (4\text{-}13)$$

где F_1 — площадь сечения сопел, *м²*.

Следует отметить, что при проектировании инжектора необходимо иметь точные данные значений параметров циркулирующей смеси и сопротивления h, так как к. п. д. инжектора резко снижается при его работе в условиях, отличных от расчетных. Для обеспечения высокого коэффициента заполнения сушилки материалом необходимо, чтобы эжекционная установка имела возможно меньшую камеру смешения по высоте, а для простоты конструктивного выполнения камеры смешения необходимо получить незначительную разницу в размерах между диаметром свободной струи и высотой камеры смешения. Эти конструктивные соотношения можно получить, применяя сопла с прямоугольным выходным отверстием. Коэффициент полезного действия инжектора определяется отношением полученной энергии к затраченной. Если полезной работой считать также сжатие в диффузоре рабочего — инжектирующего газа, что отражает физическую сущность процесса инжекции, то к. п. д. инжектора

$$\eta = \frac{(1+u)h}{H}, \qquad (4\text{-}14)$$

где u — коэффициент инжекции, *кг/кг*;
h — сопротивление вентиляционной системы, равное давлению, создаваемому инжектором, *мм вод. ст.*;
H — давление газа перед соплом, *мм вод. ст.*

Если полезной работой считать только работу сжатия подсасываемого газа, то так называемый видимый к. п. д. инжектора равен:

$$\eta' = \frac{uh}{H}. \qquad (4\text{-}15)$$

Экономичность эжекционных сушилок по сравнению с вентиляторными определяется главным образом отношением расхода энергии, которое при условии одинаковых к. п. д. вентиляторов и электродвигателей можно представить в таком виде:

$$\frac{N_э}{N_в} = \frac{H_2 \frac{l}{1+u}}{lH_1} = \frac{H_2}{H_1(1+u)}, \qquad (4\text{-}16)$$

где H_2 — напор эжекционного вентилятора;
H_1 — напор обычного рециркуляционного вентилятора;
l — расход воздуха в сушилке с вентиляторами;
u — коэффициент инжекции — количество воздуха (*кг*), инжектируемое (подсасываемое) 1 *кг* инжектирующего воздуха, выходящего из сопел.

Для экономичности эжекционной сушилки необходимо, чтобы

$$H_2 < H_1(1+u).$$

На рис. 4-7 представлена конструкция реверсивной эжекционной лесосушилки периодического действия системы ЦНИИМОД.

Пример 4-1. Количество циркулирующего воздуха в камере должно составлять 80 000 *м³/ч*, или $V = 21{,}6$ *м³/сек*; L—рабочая длина сушильной камеры 12 *м*. Возможное расстояние между соплами по ширине 4 *м*. Удельный вес воздуха, поступающего в штабель, $\gamma_3 = 0{,}88$ *кг/м³*; удельный вес инжектирующего воздуха $\gamma_1 = 0{,}8$ *кг/м³*; сопротивление штабелей материала $h = 1{,}5$ *мм вод. ст.* Определить число и размеры сопел и участка камеры смешения, а также потребный скоростной напор.

По формуле (4-6) определяем теоретическую скорость воздушного потока после смешения:

$$v_3 = \sqrt{\frac{2gh}{\gamma_3}} = \sqrt{\frac{19{,}6 \cdot 1{,}5}{0{,}88}} = 5{,}8 \text{ м/сек}.$$

Принимаем коэффициент инжекции $u = 3{,}5$ и $K = \varphi_1\varphi_2\varphi_3 = 0{,}9 \cdot 0{,}95 \cdot 0{,}8 = 0{,}68$.

Скорость газа на выходе из сопла по формуле (4-5)

$$v_1 = \frac{v_3(u+1)}{k} = \frac{5{,}8(3{,}5+1)}{0{,}68} = 38{,}5 \text{ м/сек}.$$

Количество рабочего воздуха

$$G_1 = \frac{V\gamma_3}{1+u} = \frac{21{,}6 \cdot 0{,}88}{1+3{,}5} = 4{,}22 \text{ кг/сек},$$

или

$$V_1 = \frac{G_1}{\gamma_1} = \frac{4{,}22}{0{,}8} = 5{,}27 \text{ м³/сек}.$$

Напор в сопловом распределительном канале

$$H = \frac{v_1^2\gamma_1}{2g} = \frac{38{,}5^2 \cdot 0{,}8}{19{,}6} = 60{,}5 \text{ мм вод. ст.}$$

Проверяем принятое значение коэффициента инжекции по формуле (4-8):

$$u = k\sqrt{\frac{H\gamma_2}{h\gamma_1}} - 1 =$$

$$= 0{,}68\sqrt{\frac{60{,}5 \cdot 0{,}88}{1{,}5 \cdot 0{,}8}} - 1 = 3{,}5.$$

Принимаем, что по длине сушильной камеры будут установлены 22 сопла с прямоугольными выходными отверстиями. Площадь выходного сечения одного сопла

$$F = \frac{V_1}{nv_1} = \frac{15{,}27}{22 \cdot 38{,}5} = 0{,}00635 \ м^2,$$

или 63,5 $см^2$.

Сторона выходного отверстия сопла (по высоте камеры) при $b = 9$ $см$

$$a = \frac{F}{b} = \frac{63{,}5}{9} = 7{,}1 \ см.$$

Диаметр свободной струи

$$D = 1{,}55\ a\,(1 + u) =$$

$$= 1{,}55 \cdot 7{,}1\,(1 + 3.5) = 50 \ см.$$

Расстояние между соплами принимаем равным $D' = D + (b - a) = 50 + (9 - 7{,}1) = 52$ $см$.

Потребная длина для расстановки сопел

$L = nD' = 22 \cdot 0{,}52 = 11{,}6$ $м$, т. е. около 12 $м$ (L почти равно длине камеры).

Сечение камеры смешения по формуле (4-12)

$$F = \frac{\varkappa V}{v_3} = \frac{1{,}1 \cdot 21{,}6}{5.8} = 4{,}1 \ м^2.$$

Высота камеры смешения в узком месте

$$A_3' = \frac{F}{B} = \frac{4{,}1}{12} = 0{,}34 \ м, \text{ или } 34 \ см,$$

где B — рабочая длина сушильной камеры.

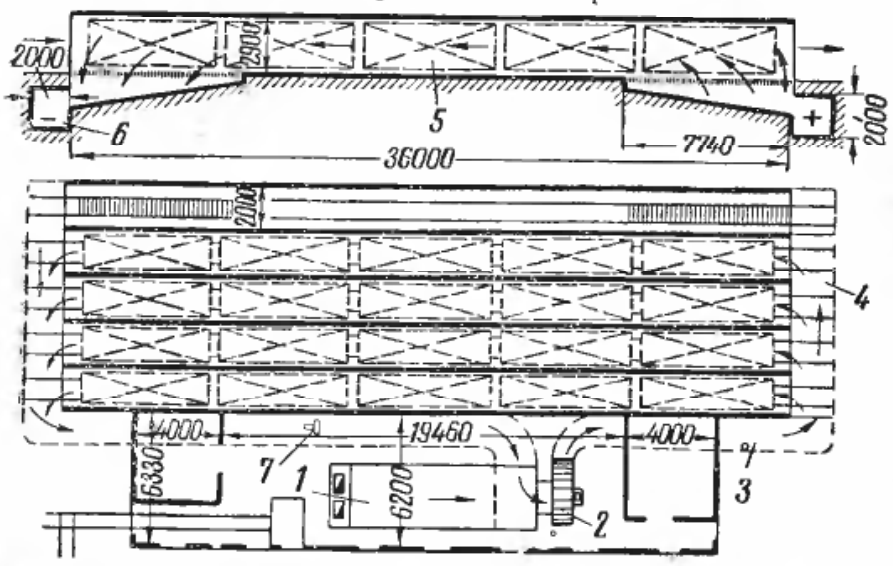


Рис. 4-10. Схема лесосушильного цеха с сушилками «Оптимум» системы Б. А. Поснова и А. Д. Тараненко.

1 — полутазовая топка; *2* — центробежный вентилятор; *3*, *4* и *5* — боровa для рабочей смеси — прямой и обратной; *5* — штабель сушимого материала; *7* — выхлопной вентилятор.

Площадь сечения камеры смешения по формуле (4-13) Е. Я. Соколова

$$f_3 = f_1(1 + u)\sqrt{\frac{H}{h}} = 63{,}5\,(1 + 3{,}5) \times$$

$$\times \sqrt{\frac{60{,}5}{1{,}5}} = 1\,820 \ см^2.$$

Приняв ширину камеры смешения равной расстоянию между соплами (по длине сушильной камеры), находим ее высоту:

$$A_3 = \frac{f_3}{D} = \frac{1\,820}{52} = 35 \ см.$$

Длина свободной струи

$$S = 3{,}25a\,(0{,}37 + u) = 3{,}25 \times$$

$$\times 0{,}071\,(0{,}37 + 3{,}5) = 0{,}9 \ м.$$

Минимальная длина участка смешения

$$l = 4D = 4 \cdot 0{,}50 = 2{,}00 \ м.$$

Общая минимальная длина для участков всасывания и смешения

$$L' = 2S + l = 2 \cdot 0{,}9 + 2{,}00 = 3{,}80 \quad м < 4 \ м.$$

Коэффициент полезного действия инжектора по формуле (4-14)

$$\eta = \frac{(1 + u)\,h}{H} = \frac{(1 + 3{,}5) \cdot 1{,}5}{60{,}5} =$$

$$= 0{,}11, \text{ или } 11{,}0\%,$$

и по формуле (3-55)

$$\eta = \frac{uh}{H} = \frac{3{,}5 \cdot 1{,}5}{60{,}5} = 0{,}087, \text{ или } 8{,}7\%.$$

В условиях промышленных предприятий обычно приходится сушить большие количества материалов и устанавливать несколько туннельных сушил, объединяя их в сушильном цехе. В качестве примера на рис. 4-10 показана схема лесосушильного цеха с пятью газовыми туннельными сушилками непрерывного действия «Оптимум» системы Б. А. Поснова и А. Д. Тараненко производительностью 20 000 $м^3/год$ условного пиломатериала.

Циркуляция сушильного агента осуществляется при помощи центробежного вентилятора, установленного вне сушилок. Продукты сгорания древесных отбросов, поступающие из полуга-

зовой бесколосниковой топки, очищаются в пылеосадительной камере, смешиваются с холодным воздухом и отработавшим сушильным агентом, после чего эта смесь поступает в сушилку.

Воздухообмен осуществляется путем выхлопа части отработавшей смеси воздуха с топочными газами при помощи специального вентилятора и присоса соответствующего количества холодного воздуха в камере смешения. Достоинством сушилок системы «Оптимум» является их простота устройства и эксплуатации; благодаря этому они получили большое применение в лесной промышленности. Недостатком таких установок является то, что все камеры работают при (почти) одинаковых температурах и влажностях поступающего сушильного агента и могут быть использованы только для сушки лесоматериалов неответственного назначения. Сушилки имеют значительный расход электроэнергии, так как напор вентилятора определяется сопротивлением вентиляционной системы, рассчитанной на наиболее удаленную камеру.

Кроме того, так как сушильный агент циркулирует вдоль штабеля, то сушимый материал укладывается (по ширине) с просветами — шпациями; это уменьшает полезный объем штабеля. Имеются проекты лесосушилок системы «Оптимум», в которых центробежный вентилятор заменяется осевым, устанавливаемым в канале, а малый вентилятор — вытяжными трубами. Расход электроэнергии и тепла на сушилки «Оптимум» довольно значительный, поэтому в технико-экономическом отношении они значительно уступают сушилкам с индивидуальными вентиляторами и поперечной циркуляцией сушильного агента.

Большинство туннельных лесосушилок работает по принципу противотока горячих газов относительно периодически передвигающихся вагонеток с материалом, т. е. к штабелям с материалом, имеющим меньшую влажность, подается сушильный агент с более высокой температурой. В зимнее время, когда загружаемый материал обледенел, или в летнее время в момент загрузки штабеля И. В. Кречетов предлагает изменять на некоторое время направление движения газового потока, т. е. периодически применить прямоток. Такой двухпоточный режим ускоряет процесс сушки.

Наиболее просто этот двухпоточный режим сушки осуществляется в сушилках, имеющих осевые вентиляторы, путем изменения направления вращения электродвигателя.

На рис. 4-11 показан чертеж одного из туннелей для сушки керамических изделий (глины-сырца). В зависимости от производительности сушильный цех может иметь несколько туннелей, которые также компонуются аналогично сушилке «Оптимум» со всеми недостатками, присущими этой схеме. В некоторых случаях с целью улучшения равномерности сушки материалов делают рассредоточенную подачу горячих газов по длине сушилки.

Сушка перегретым паром. В настоящее время для материалов, загорающихся при повышенных температурах или подверженных химическому воздействию кислорода воздуха, применяется конвективная сушка перегретым паром или его смесью с инертными горячими газами.

Сушка брусьев и других толстых сортаментов лесоматериалов дымовыми газами высокой влажности при содержании в них перегретых водяных паров была впервые предложена в 1872 г. русским инженером Н. Булыгиным.

Значительно позднее Гаусбрандом была предложена схема сушки перегретым паром, в которой влажность в сушильной камере до $\varphi = 95 \div 97\%$ создается за счет влаги, испаряющейся из материала, и которая вытесняет постепенно полностью или в значительной степени находящийся в камере воздух. Водяные пары перегреваются в калорифере, обогреваемом паром или высокотемпературными теплоносителями на 50—100° С. Перегретые пары, соприкасаясь с влажным ма-

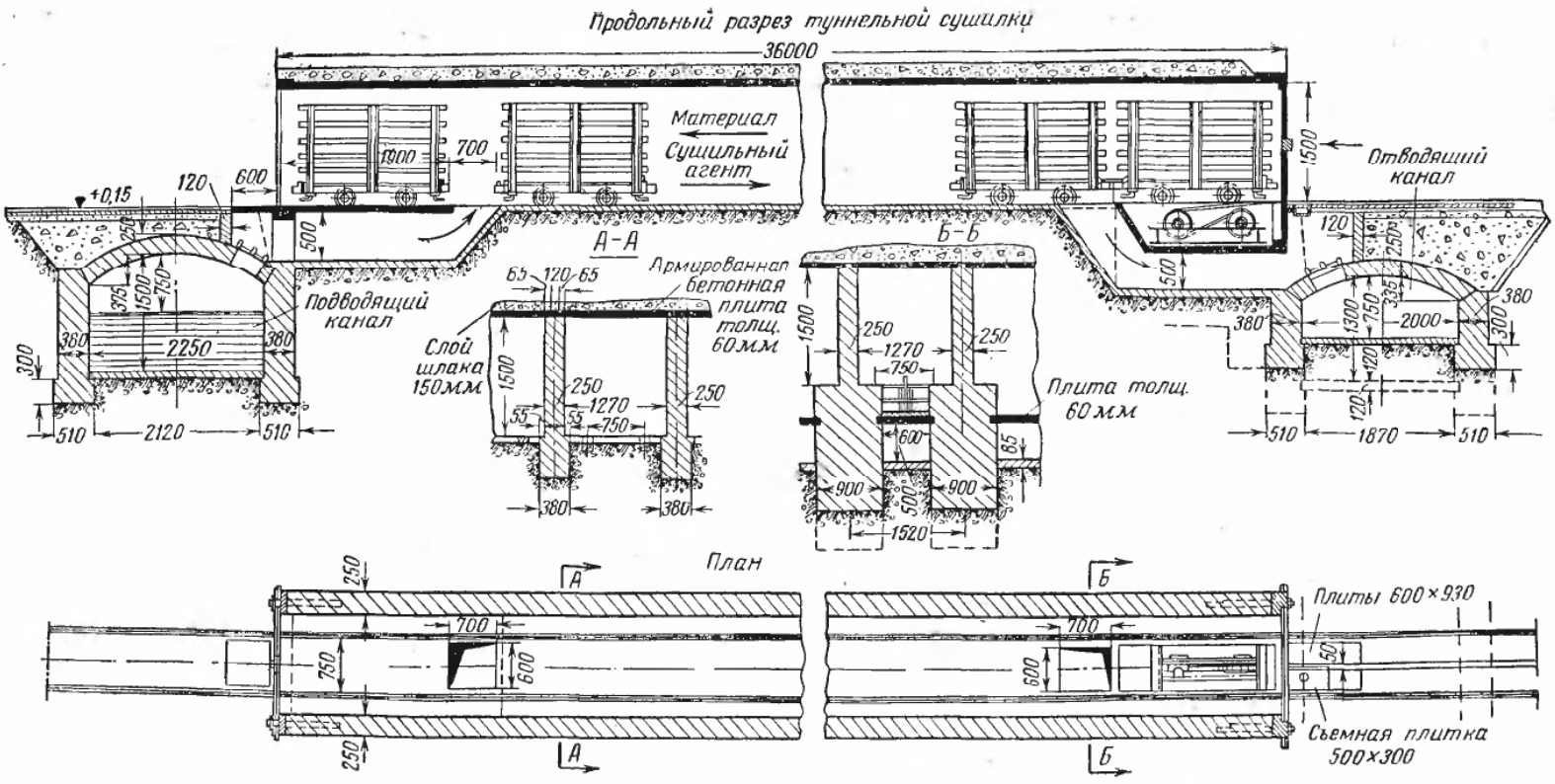


Рис. 4-11. Простой противоточный туннель со сосредоточенными подводом и отводом сушильного агента.

териалом, нагревают его до температуры, близкой к 100° С или выше, если влажность материала ниже критической, при которой и происходит испарение. Для периода постоянной скорости сушки можно написать следующие уравнения:

$$q = \alpha_n (t_п - \vartheta_м) = W r_i \ ккал/м^2 \cdot ч; \quad (4\text{-}17)$$

$$W = \frac{\alpha_n}{r_i} (t_п - 100), \quad (4\text{-}18)$$

где $\alpha_п$ — коэффициент теплообмена от перегретого пара к материалу, $ккал/м^2 \cdot ч \cdot град$;

$t_п$ и $\vartheta_м$ — температуры перегретого пара и материала; последняя равна температуре насыщения (для атмосферных условий $\vartheta_m = 100°$ С);

W — количество испаренной влаги, $кг/м^2 \cdot ч$;

r_i — теплота парообразования для перегретого пара, $ккал/кг$.

Основной особенностью сушки перегретым паром является то, что температура материала в периоде постоянной скорости сушки в соответствии с влажностью и температурой сушильного агента равна или близка к 100° С.

Опытные данные по камерной сушке материалов перегретым паром противоречивы; так, например, по опытам И. М. Федорова и М. Ю. Лурье коэффициент теплообмена для перегретого пара получился ниже, чем для воздуха, и продолжительность сушки была соответственно больше, чем при конвективной сушке горячим воздухом. Наоборот, опытами других исследователей (Венцела, Уайта, Джуж-Цзиня и др.) доказываются преимущества сушки перегретым паром и указывается, что коэффициент теплоотдачи от перегретых паров к материалу больше на 15%, чем при конвективной сушке горячим воздухом. Вероятно, это объясняется различными условиями проведенных опытов. Достоинством сушки материалов перегретым паром (практически $\varphi = 97 \div 98\%$) или его смесью с инертными газами N_2 и CO_2 является отсутствие или очень малое содержание кислорода в сушильном агенте, благодаря чему не наблюдается окисления или самовозгорания материалов. Например, торф при атмосферной сушке горячим воздухом начинает самовоспламеняться и возгоняться при температуре воздуха 140° С. В перегретых парах самовоспламенение торфа отсутствует до температур 465° С. Это имеет очень важное значение для сушки горючих веществ. Вторым преимуществом являются большая скорость сушки при создании оптимального режима сушки и бо́льшая экономичность по сравнению с конвективной сушкой за счет значительно меньших потерь тепла с уходящим воздухом.

Недостатками этого способа сушки являются: большая требовательность к герметизации и соответствующее усложнение конструкции сушилки, значительная поверхность калорифера, для того чтобы получить необходимый перегрев паров, и более высокая температура (и давление) греющего пара. Вследствие этого в ряде случаев необходимо применение высокотемпературных теплоносителей и, кроме того, в некоторых случаях более высокая температура материала в процессе сушки может ухудшить его структурно-механические свойства. Однако опыты по сушке древесины при повышенных температурах и влажностях сушильного агента показали, что по сравнению с конвективной сушкой влажным воздухом сушка идет значительно быстрее и кратковременный нагрев древесины до 110—120° С незначительно сказывается на снижении прочности древесины. Продолжительность сушки сосновых дощечек толщиной 8 *мм* при температуре сушильного агента 130—160° С, влажности 90% и скорости его относительно материала 3 *м/сек* составляла 2—3 *ч*.

На рис. 4-12 представлена четырехпутная туннельная лесосушильная камера Латвийской АН ССР производительностью 100 000 $м^3$ условного пиломатериала в год, работающая на перегретом паре (для тонких материалов $t_{нач} = 110°$ С,

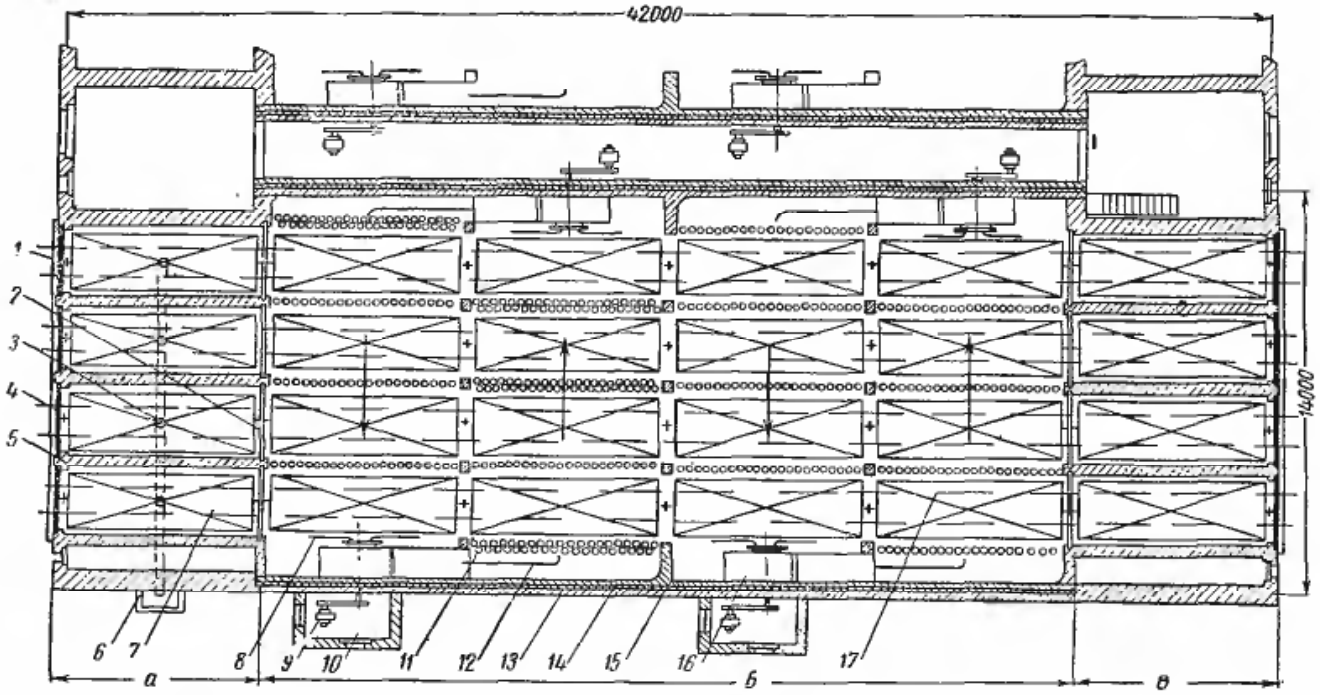


Рис. 4-12. Туннельная лесосушильная камера производительностью 100 тыс. *м*³/*год* условного пиломатериала, работающая на перегретом паре.

1 — автосцепление вагонеток; *2* — шлюзовой щит; *3* — труба для отвода конденсата; *4* — дверь; *5* — промежуточная стена; *6* — шахта для вывода избыточного пара; *7* — штабель сушимого материала; *8* — направляющий щит; *9* — электродвигатель; *10* — пристройка; *11* — ребристые трубы, $F=2\,500$ *м*²; *12* — направляющий щит; *13* — кирпичная стена; *14* — теплоизоляция; *15* — железобетонная стена; *16* — центробежный вентилятор № 16; *17* — рельсовый путь.

$t_{кон}=125°$ С, для толстых материалов $t_{нач}=106°$ С, $t_{кон}=110°$ С).

По длине камера делится на три части — отсека:

а) загрузки и прогрева;

б) сушки;

в) конечной влаготермообработки материала.

Отсеки могут разобщаться при помощи шлюзовых щитов из алюминиевых листов.

Реверсирование агента сушки осуществляется при передвижении штабеля на один шаг.

Краткая характеристика некоторых камерных и коридорных лесосушилок приведена в табл. 4-1.

4-2. Порядок расчета камерных и туннельных вагонеточных сушилок

Продолжительность сушки материалов в камерных и туннельных сушилках определяется по опытным данным в зависимости от ряда факторов. Например, продолжительность сушки лесоматериалов

$$\tau^* = 5A_п A_т A_ш A_д A_ц A_в, \qquad (4\text{-}19)$$

где 5 — количество суток для сушки так называемого условного материала (сосновых досок толщиной 50 *мм*, шириной 150 *мм* и длиной более 1 *м* при снижении влажности с 60 до 12%);

$A_п$ — коэффициент, учитывающий породу древесины;

$A_т$, $A_ш$, $A_д$ — коэффициенты, учитывающие толщину, ширину и длину материала;

$A_ц$ — коэффициент, учитывающий вид циркуляции сушильного агента в камере (естественная или вынужденная);

$A_в$ — коэффициент, учитывающий изменение влажности материала при его сушке:

$$A_в = 1{,}43 \lg \frac{w_{нач}}{w_{кон}}.$$

Для сушки некоторых материалов имеются эмпирические формулы для определения τ с помощью коэффициента скорости сушки.

Некоторые данные о продолжительности сушки материалов в камерных и туннельных сушилках приведены в табл. 4-2.

Расчет камерных и туннельных сушилок непрерывного действия ведут на их часовую производительность.

Часовая производительность сушилок

$$П_{час} = \frac{П_г(1+0{,}1P)}{\tau}, \qquad (4\text{-}20)$$

где $П_г$ — годовая производительность;

P — производственные потери (на керамических заводах 2,5—3%);

τ — число часов работы в году.

* Подробные данные приведены в книге Л. В. Соколова «Сушка древесины» (Гослесбумиздат, 1955).

Таблица 4-1

Краткие характеристики некоторых камерных и коридорных лесосушилок

Показатели	Системы сушилок				
	Грум-Гржимайло, Стальпроект	ЦНИИМОД-23	Эжекционная ЦНИИМОД	„Оптимум".	Кречетова с зигзагообразной циркуляцией (однопутная)
Теплоснабжение	Паровое			Газовое	
Работа камер	Периодическая			Непрерывная	
Циркуляция	Естественная	Побудительная реверсивная	Побудительная реверсивная	Побудительная продольно-противоточная	Побудительная реверсивная
Длина камеры, *м*	14,0	14,0	14	36,0	36
Ширина камеры, *м*	4,7	4,8	4,0	2,0	2,8
Высота с учетом подвала вентиляторного помещения, *м*	4,6	4,5	3,9	3,6	3,9
Внутренний объем камеры, *м*³	305	302	295	260	390
Число штабелей в камере при длине досок 6,5 *м*	4	4	4	5	5
Длина и высота штабеля, *м*	1,2×2,5	1,8×2,6	2,5×2,5	1,9×2,5	1,85×2,6
Габаритный объем всех штабелей при длине досок 6,5 *м*, *м*³	97,66	122	122	150	156
Полезная емкость камеры при средней длине досок 6,5 *м* в условном материале, *м*³	37,0	63,0	62,0	57,0	77
Годовая производительность камеры в условном материале, *м*³	2 100	4 300	4 300	3 400	5 250
Поверхность нагрева ребристых труб при давлении пара в трубах калорифера 3 *ат*, *м*²	288	288	240	Нет	Нет
Расход пара на камеру (для газовых сушил — расход топлива), *кг/ч*	300	480	440	80,0	120
Тип и серия вентиляторов	Нет	Осевой ЦАГИ серии У	Осевой ЦАГИ серии В	Центробежный низкого давления	Осевой низкого давления
Номера вентиляторов	—	12	№ 8	№ 14 и 4	№ 9½, № 5
Число вентиляторов на камеру	—	6	2	2+5	2
Установленная мощность электродвигателя на камеру, *квт*	Нет	6,0	7,4	5,0	5,0

Расчет сушилок периодического действия ведут на цикл их работы.

Таблица 4-2

Характеристика существующих ленточных многозонных сушилок для шерсти по данным Текстильпроекта

Число секций	5	8	13	20
Рабочая длина сетки, *м*	7,5	12	19,5	30
Рабочая поверхность сетки, *м*²	13,75	22	3,75	55
Число циркуляционных вентиляторов, шт.	10	16	26	40
Скорость вращения вентилятора, *об/мин*	600	600	700	700
Полная производительность сушилки, *кг/ч*	196	315	515	780
Расход пара на сушилку, *кг/ч*	242	390	625	970

Производительность за цикл

$$П_ц = \frac{П_г \cdot 100}{(100 - P)n}, \qquad (4\text{-}21)$$

где n — число оборотов камер в год.

Число камер

$$Z = \frac{П_ц}{V_к k},$$

где k — плотность садки, *шт/м*³;
$V_к$ — объем камеры, *м*³.

Общая длина камер или туннелей

$$L = \frac{V_к}{BH}, \qquad (4\text{-}22)$$

где B и H — ширина и высота камер.

При расчетах камер для керамических изделий принимают одну-две камеры резервные. Длина вагонеточной камерной и туннельной сушилок может быть рассчитана также по формуле

$$L = \frac{П}{V_п} l_в \frac{\tau}{24} + l = nl_в + l. \qquad (4\text{-}23)$$

Полезная емкость сушильного штабеля или вагонетки, занятая материалом,

$$V_{\text{п}} = kV_{\text{г}}, \qquad (4\text{-}24)$$

где $П$ — суточная производительность сушилки, изделий за сутки, *м³/сутки*;
$V_{\text{г}}$ — габаритный объем штабеля или вагонетки, *м³*;
$l_{\text{в}}$ — габаритная длина штабеля или вагонетки материала, выгружаемого через определенные промежутки времени, *м/ч*;
τ — продолжительность сушки, *ч*;
l — дополнительная длина, необходимая для работы вагонеток; она может также включать зону предварительного подогрева или остывания, *м*;
n — число штабелей или вагонеток в сушильной камере;
k — коэффициент плотности или объемного заполнения штабеля (или вагонетки) высушиваемого материала:

$$k = k_{\text{дл}}k_{\text{ш}}k_{\text{в}} = \frac{V_{\text{п}}}{V_{\text{г}}} < 1; \qquad (4\text{-}25)$$

$k_{\text{дл}}$, $k_{\text{ш}}$, $k_{\text{в}}$ — коэффициенты заполнения штабеля по длине, ширине и высоте.

Обычно $k_{\text{дл}} = 0{,}9 \div 1{,}0$.

$k_{\text{ш}}$ зависит от расстояния между досками, кирпичами и т. п. (шпаций и ширины материала); при укладке сплошными рядами близок к 1,0.

$k_{\text{в}}$ зависит от толщины материала и толщины прокладок и определяется отношением

$$k_{\text{в}} = \frac{S}{S + b},$$

где S — толщина материала, *м*;
b — толщина каждой из прокладок, на которые укладывают материал, *м*.

Формулой (4-25) пользуются обычно для расчета лесосушильных камер для пиломатериалов, но она может быть использована и для расчета вагонеточных сушилок различных материалов.

Коэффициент полезного использования объема камеры

$$\eta_{\text{к}} = \frac{nV_{\text{г}}}{V_{\text{к}}}.$$

Коэффициент заполнения сушильной камеры материалов, являющийся отношением полезной емкости материала, заполняющего камеру, к габаритным размерам последней, служит критерием для оценки различных конструкций коридорных и туннельных сушилок. Чем больше этот коэффициент, тем лучше конструкция камеры при всех прочих равных условиях по сравнению с другими камерами. Емкость сушильной камеры

$$V_{\text{к}} = \frac{П\tau}{24}. \qquad (4\text{-}26)$$

Определив продолжительность сушки и размеры сушилки, выполняют (в зависимости от принятого варианта сушильного процесса) тепловой расчет, который устанавливает поверхность нагрева калориферов или размеры топки при сушке топочными газами. Завершающим является аэродинамический расчет, определяющий характеристику вентилятора и мощность электродвигателя.

Цифровые примеры расчета, продолжительность и режимы сушки различных материалов в камерных и туннельных вагонеточных сушилках даны для сушки лесоматериалов [Л. 7, 24 и 27], лубоволокнистых материалов [Л. 29 и 33], пищевых продуктов [Л. 4], химических материалов [Л. 21], керамических изделий [Л. 5].

4-3. Туннельные ленточные, конвейерные и петлевые сушилки

Ленточные сушилки. Ленточные сушилки непрерывного действия применяются для сушки хлопка, целлюлозы, тресты, шерсти, чая, овощей, плодов, нарезанных кусочками, и других мелкокусковых материалов. Они представляют собой туннель, внутри которого высушиваемый материал передвигается на несущей его ленте.

На рис. 4-13 показана ленточная туннельная сушилка ВТИ на топочных газах для сушки льняной тресты.

Туннель сушилки состоит из двух зон: зоны сушки и зоны увлажнения. Газовый канал зоны сушки разделен на две части: нагнетательную и отсасывающую. Газы с температурой 90—100° С подаются центробежным вентилятором, установленным в топочном помещении, в нагнетательную часть канала через отверстия, имеющиеся в металлической транспортерной ленте, проходят через слой тресты снизу вверх и далее идут над слоем тресты к отсасывающей части газового канала. Затем они проходят сверху вниз вторично через слой тресты и направляются в отсасывающую часть канала, из которого забираются и выбрасываются вентилятором *3* наружу.

Из зоны сушки треста проходит в зону увлажнения. Увлажнение

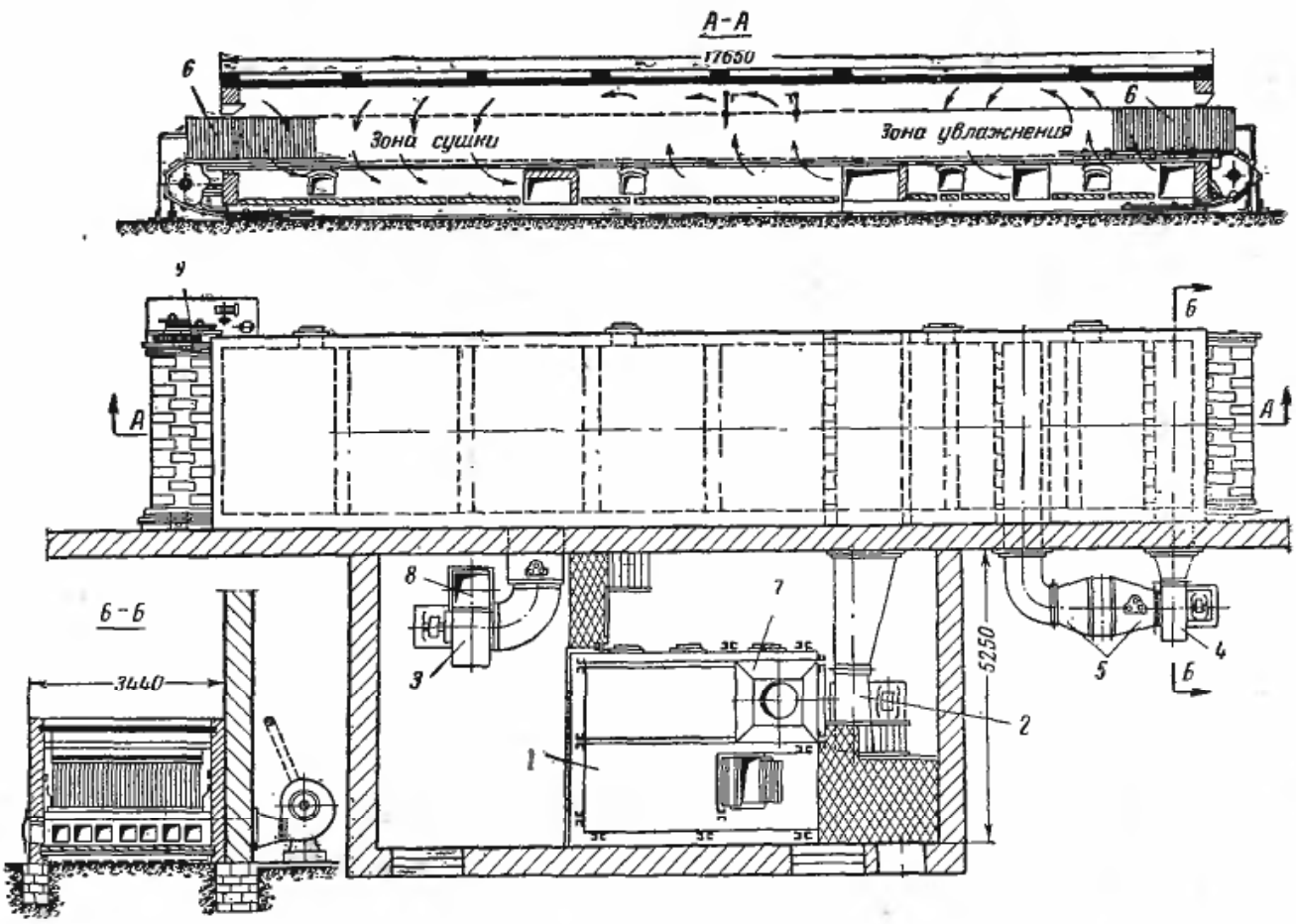


Рис. 4-13. Туннельная ленточная сушилка ВТИ на топочных газах для сушки льняной тресты.

1 — полугазовая топка; *2* — центробежный вентилятор для подачи горячих газов в зону сушки; *3* — вентилятор для выхлопа влажных газов; *4* — вентилятор для зоны увлажнения; *5* — установка для кондиционирования; *6* — сушимый материал; *7* — растопочная труба; *8* — труба для удаления отработавших газов; *9* — редуктор транспортера.

тресты производится влажным воздухом, непрерывно циркулирующим в зоне увлажнения, при помощи центробежного вентилятора. Увлажнение воздуха осуществляется в установке для кондиционирования, которая состоит из форсуночной камеры, парового пластинчато-

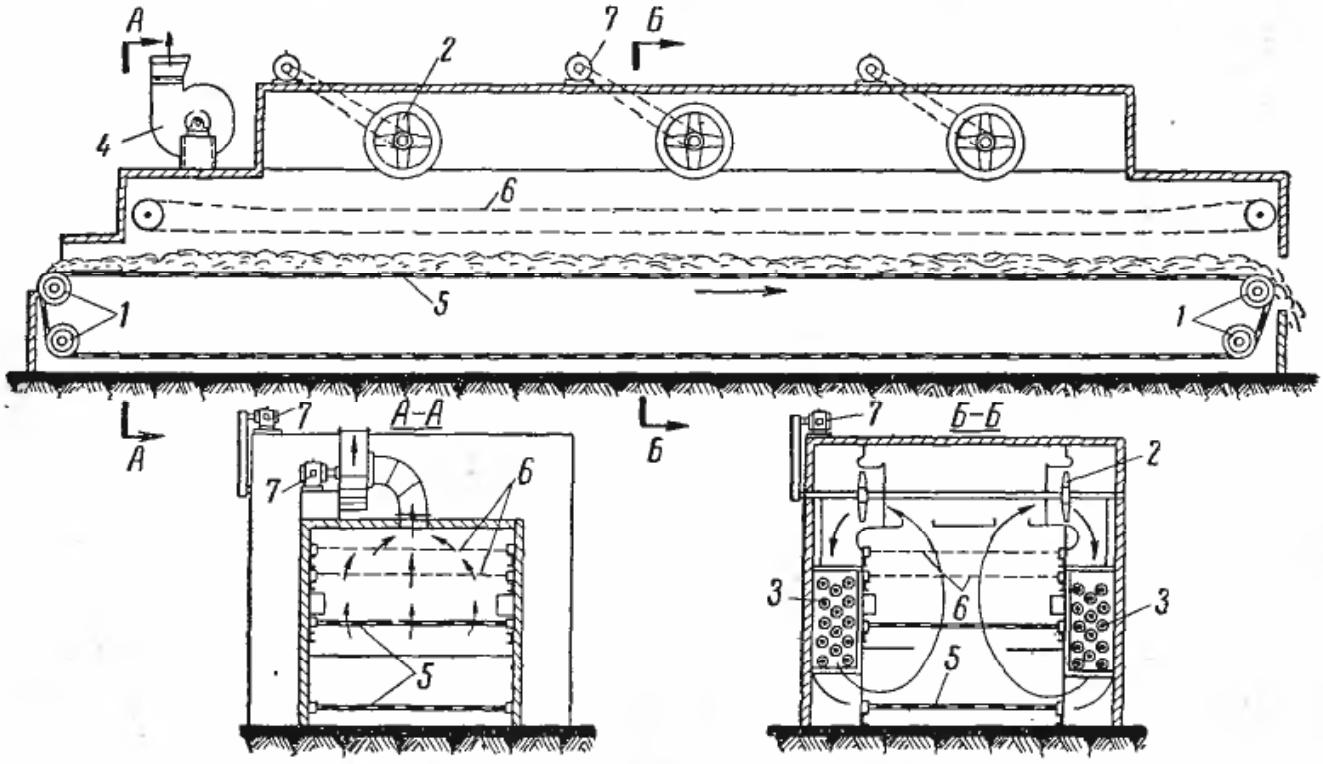


Рис. 4-14. Схема ленточной сушилки для хлопка.

1 — звездочки; *2* — циркуляционный вентилятор; *3* — ребристый паровой подогреватель воздуха; *4* — выхлопной вентилятор; *5* — конвейерная лента; *6* — сетка; *7* — электродвигатель.

го подогревателя и сепаратора влаги. Подогрев применяется для большего влагонасыщения газа.

Ленточная сушилка для хлопка показана на рис. 4-14. Лентой является металлическая сетка, прикрепленная к звеньям цепи, огибающей звездочки *1*. Влажный материал укладывается на движущуюся бесконечную металлическую ленту на загрузочном участке и поступает в сушилку, проходя зоны, где установлены циркуляционные вентиляторы *2*. В каждой зоне имеются два вентилятора, насаженные на одном валу, и два подогревателя *3* из ребристых труб. Воздух для разрыхления материала циркулирует снизу вверх. Над конвейером в одном с ним направлении движется сетка, служащая для задерживания волокон, увлекаемых воздухом; в конце и начале камеры эта сетка очищается специальными скребками. Несмотря на наличие сетки, ребристые подогреватели быстро засоряются волокном и требуют остановки сушилки для их чистки. Высушенный материал сходит с конвейера в ящик или на отводящий транспортер.

В табл. 4-2 приведена краткая характеристика ленточных многозонных сушилок для шерсти. Ширина ленты или сетки в таких сушилках составляет 1,85 *м*. При начальной влажности шерсти 75% и конечной 12%, температуре воздуха 85° С и его влажности 5—20% и плотности загрузки ленты 2,5—3 *кг/м²* (высота загружаемого слоя принимается для шерсти и хлопка до 200 *мм*, слой меньше 100 *мм* не применяют, так как при этом возможны местные прорывы воздуха и как следствие неравномерная сушка), продолжительность сушки составляет 12—15 *мин*, причем интенсивность равна 8 *кг/м² · ч*, а влагосъем каждой секции составляет 22 *кг/ч*. Расход пара давлением 3 *ати* равен 2,2 *кг/кг* влаги, или 1,24 *кг/кг* высушенного волокна или шерсти.

В промышленности имеются ленточные сушилки, в которых вентиляторы расположены на одном валу, как у лесосушилок с внутренними реверсивными вентиляторами (рис. 4-5).

Примером может служить сушилка для спичечной соломки, изображенная на рис. 4-15. Циркуляция воздуха в ней осуществляется при помощи осевых вентиляторов ЦАГИ. Воздух движется сверху вниз и прижимает сушимую соломку к ленточному транспортеру, поэтому в сушилке отсутствует верхняя сетка для задержания выносимого материала.

К внутренним боковым стенкам каркаса камеры прикреплены направляющие угольники, по которым скользят цепи ленточного транспортера. Транспортер приводится в движение от электродвигателей через редуктор и коробку скоростей.

Подогреватель воздуха выполнен в виде секций из стальных ребристых труб с напаянными стальными ребрами. Секции установлены горизонтально на концах сушилки в пять и четыре ряда по высоте. Сушилка работает с промежуточным подогревом воздуха и рециркуляцией в первой и последней зонах по ходу материала. Для осуществления такой схемы движения воздуха к сушильной камере примыкает рециркуляционный канал. Свежий воздух засасывается через выгрузочную щель последним (по ходу материала) вентилятором, смешивается с рециркулирующим воздухом, проходит через слой соломки и нагнетается в рециркуляционный канал. Часть этой смеси возвращается и вновь смешивается с поступающим воздухом, а остальная часть подсасывается следующим вентилятором, который прогоняет этот воздух последовательно через все вентиляторы до первого (по ходу материала). При помощи этого вентилятора в разгрузочной зоне осуществляются рециркуляция воздуха и выхлоп отработавшего воздуха через вытяжную трубу.

Корпус сушилки состоит из металлических щитов. Производительность сушильного агрегата $2{,}5 \times 10^6$ спичек в час (50 ящиков). Потребляемая мощность 5,5 *квт* на вентиляторы и 2 *квт* на транс-

Рис. 4-15. Ленточная сушилка для спичечной соломки.

1 — звездочка; *2* — осевой вентилятор; *3* — ребристый паровой подогреватель воздуха; *4* — ворошители; *5* — конвейерная лента; *6* — редуктор и коробка скоростей; *7* — конденсатоотводчик; *8* — электродвигатель.

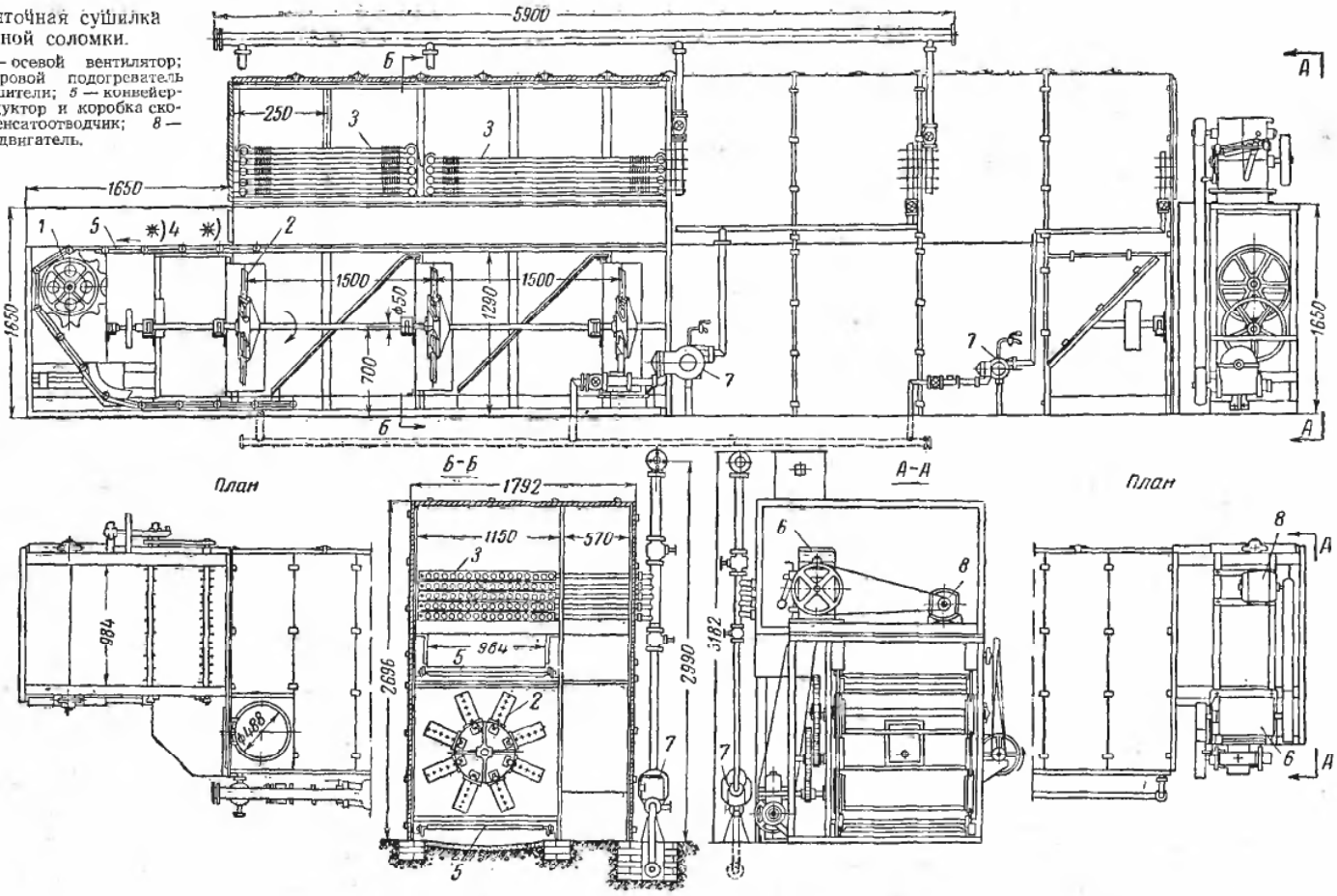


Таблица 4-3

Характеристика сушки некоторых материалов в камерных и туннельных сушилках

Наименование материала	Температура сушильного агента, °С	Влажность материала, %		Продолжительность сушки τ, ч
		$w^c_{нач}$	$w^c_{кон}$	
Красный кирпич из тощей глины	70—120	40—45	15—20	24—40
Трепельный кирпич	190—200	40—45	15—20	24
Шамотный стандартный кирпич пластической формовки	150—100	8—12	0,5—1	18—21
Торфяные плиты	120—150	90	5	18—32
То же	150	46	8,5	8—10
Древеснопористые плиты	250	71	8—10	4—5
Пряжа в мотках	80—90	100	3—5	1—3
Фрукты	60—90	75—85	10—15	5—20
Овощи (стружкой длиной 5—7 *мм*)	65—85	85—95	14	4—5
Сухари	115—120	42—44	10—12	6—10
Формы для чугунного литья	250—500	4—25	0,5	6—12
„ „ стального литья	500—600	4—25	0,5	8
или литья из цветных металлов	200—500	4—25	0,5	3—6
Коптакс	80	35—40	0,2—0,3	40—50
Картон 1,5 *мм*	100—90	50—60	4—6	1,6—3,6
Доски сосновые 50 *мм*	70—90	60	12	100—150
То же 25 *мм*	70—90	60	12	50—75

портер. Температура сушильного агента в камере сушилки 100° С. Толщина слоя соломки на транспортере 200 *мм*.

По данным ВТИ при температурах воздуха, поступающего в слой соломки, 80, 90, 100 и 110° С соответственно испаряется в час 21,5; 25,5; 29,2 и 32 *кг* влаги/*м*² ленты.

Недостатком рассмотренных одноленточных сушилок является неравномерная сушка материала в слое; в большинстве случаев верхняя часть слоя пересыхает, а нижняя, находящаяся вблизи сетки, недосыхает. Поэтому, кроме, одноленточных сушилок, в промышленности большое распространение получили различные конструкции многоленточных сушилок, в которых сушимый материал пересыпается с одной ленты на другую. Преимуществом этих сушилок является то, что при пересыпании сушимого материала с одной ленты на другую он переворачивается, встряхивается и равномерно продувается воздухом, поэтому скорость сушки материала в таких сушилках больше, чем в одноленточных, а расход тепла и электроэнергии на сушку материала меньше.

Производительность ленточных сушилок характеризуется количеством влаги, снимаемой с 1 *м*² сетки. Эти данные для различных материалов приведены в табл. 4-4.

В последние годы широкое распространение получили ленточные сушилки с сопловой обдувкой ткани перегретым паром, который получается в результате испарения влаги из сушимых материалов и последующего перегрева его в подогревателе. При сушке перегретым паром его температура снижается до 110—105° С, а затем в перегревателе он вновь подогревается до 150—200° С. Такие сушилки работают под небольшим давлением и требуют хорошей герметизации и специальных конструкций для впуска и выхода материала. В начале сушки воздух, находящийся внутри камеры, постепенно вытесняется, и камера заполняется паром, испаренным из материала. Пар с помощью циркуляционных вентиляторов проходит через перегреватель и нагнетается в сопловые камеры, через сопла которых перпендикулярными струями обдувают материал, как это показано на схеме рис. 4-16. Он препятствует образованию по-

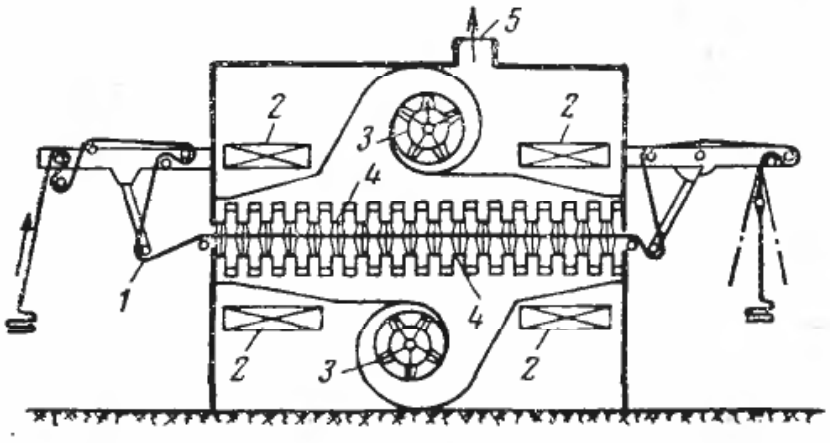


Рис. 4-16. Схема ленточной сушилки с сопловой обдувкой ткани перегретым паром.

1 — сушимый материал; *2* — пароперегреватель; *3* — вентилятор; *4* — сопла; *5* — выхлоп пара.

граничного слоя на поверхности материала и улучшает тепло- и массообмен. Чем больше скорость выходящей струи из сопел, тем выше интенсивность сушки. Наилучшие результаты дает перпендикулярный сопловой обдув материала. На рис. 4-17 представлена зависимость коэффициента теплоотдачи от скорости перегретого пара у поверхности ткани при перпендикулярном и параллельном сопловом обдуве. Плоскость среза этих сопел расположена на расстоянии 6—7 *мм* от сушимой ткани. Удельный расход пара в таких сушилках для ткани составляет 1,5 *кг/кг* испаренной влаги. Недостатком этих сушилок является значительный расход электроэнергии. Так, например, для текстильной сушилки производительностью 400 *кг/ч* установленная мощность электродвигателей циркуляционных вентиляторов составляет 90 *квт*. Ряд иностранных фирм применяет для обдувки смесь перегретых паров с продуктами сгорания, что обеспечивает более высокий коэффициент теплообмена и, кроме того, позволяет применять более высокий перегрев без наличия окисления сушимого материала, которое наблюдается при сушке воздухом. Тепловой расчет сушилок, использующих в качестве сушильного агента перегретый пар или его смесь с инертными газами, отличается от расчета обычных конвективных сушилок тем, что в тепловом балансе не учитываются потери тепла с отработавшим воздухом. Кроме того, в этих сушилках имеются большие возможности для использования тепла, затраченного на испарение влаги, для каких-либо технологических нужд производства.

Для этой цели необходимо установить специальный теплоиспользующий аппарат, устройство которого дано в гл. 11. Однако такие сушилки требуют тщательной герметизации всех ее ограждений и особенно дверей, так как в противном случае потери через неплотности сведут на нет все преимущества сушилок.

Коэффициент теплообмена при сопловом обдуве от газов к влажному материалу может быть определен по следующим формулам. В результате обработки данных по сушке эмульсионного слоя фотопленок при сопловом обдуве [Л. 15] для периода постоянной скорости получена формула

$$Nu = 0{,}0892 Pr^{0,33} Re^{0,8} = 0{,}0892 \left(\frac{\nu}{a}\right)^{0,33} \left(\frac{vS}{\nu}\right)^{0,8}. \quad (4\text{-}27)$$

В этой формуле за определяющий размер у критерия Рейнольдса взят S — шаг между соплами, а v — сред-

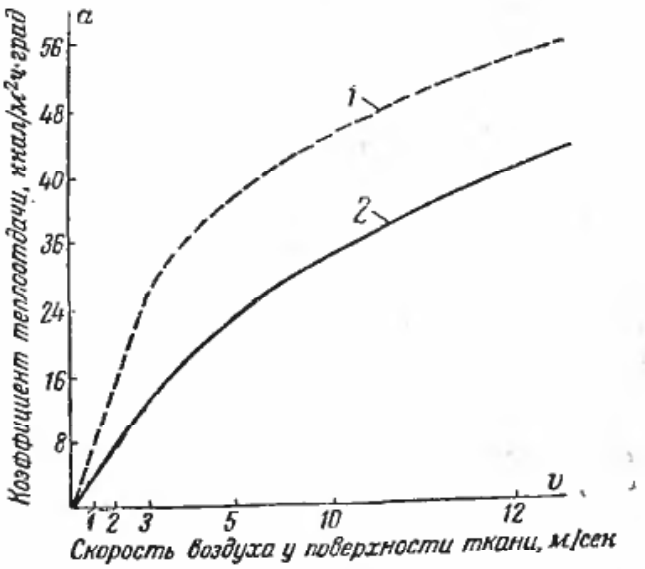


Рис. 4-17. Изменение коэффициента теплоотдачи при сопловом обдуве ткани.

1 — для потока воздуха перпендикулярно поверхности ткани; *2* — для потока воздуха вдоль поверхности ткани.

няя квадратичная скорость на поверхности испарения, *м/сек*.

При наличии инфракрасного излучения

$$Nu = 0{,}0432 Pr^{0,33} Re^{0,8} \left(\frac{T_п}{T_с}\right)^{2,73}, \quad (4\text{-}28)$$

где $T_п$ и $T_с$ — температуры излучающей поверхности и влажного воздуха.

Формулы действительны для условий сушки эмульсионных слоев в пределах $10^4 < Re < 10^5$ и $40 < S < 60$ *мм*.

При обработке результатов сопловой сушки ткани Б. М. Черкинским был получен коэффициент в уравнении (4-27) не 0,0892, а 0,061.

Скорость v в критерии Re в формулах (4-27) и (4-28) определяется по следующей методике.

Одним из основных положений теории свободной струи является равенство количеств движений секундной массы воздуха во всех сечениях струй.

На рис. 4-18 приведено поле скоростей при истечении плоской струи воздуха в неограниченное пространство и при набегании ее на перпендикулярно расположенную плоскую стенку. Из рассмотрения этой фигуры следует, что скорость уменьшается по мере удаления от выходного отверстия сопла. Полюс струи находится от выходного отверстия сопла на расстоянии h:

$$h = \frac{0{,}205b}{a}, \quad (4\text{-}29)$$

где a — коэффициент, зависящий от турбулентности струи для плоскопараллельной струи; $a = 0{,}1 \div 0{,}11$; в этом случае $h = 2{,}05b$, где b — ширина выходного сечения плоскопараллельного сопла, *м*.

Длина начального участка свободной струи

$$l_0 = \frac{0{,}515b}{a}; \quad (4\text{-}30)$$

для плоскопараллельной струи $l_0 = 5{,}15b$.

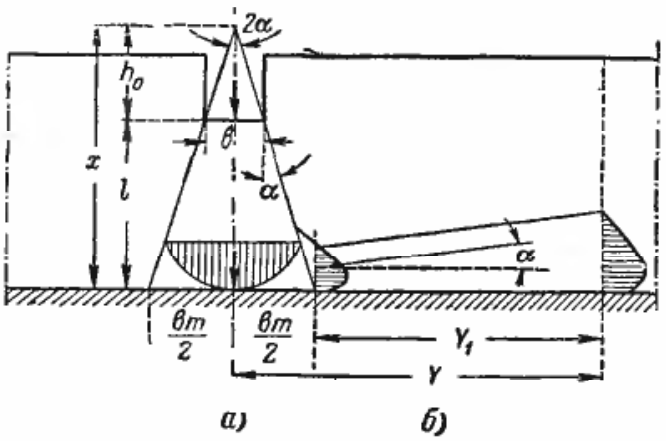


Рис. 4-18. Схема истечения свободной струи (*а*) и истечение свободной струи, набегающей на материал под углом 90° (*б*).

Для плоскопараллельной струи осевая скорость v_m вдоль оси x на расстоянии L от среза сопла составляет:

$$\frac{v_m}{v_0} = \frac{1{,}2}{\sqrt{\frac{2al}{b} + 0{,}41}}, \quad (4\text{-}31)$$

где l — расстояние от среза сопла до поверхности материала (которое обычно в несколько раз превышает l_0);

v_0 — скорость истечения из сопел:

$$v_0 = \frac{V}{3\,600 \Sigma F}, \quad (4\text{-}32)$$

где V — расход сушильного агента через сопла, $м^3/сек$;

ΣF — суммарное сечение всех сопел, $м^2$.

Средняя квадратичная скорость по оси

$$v_x = 0{,}7 v_m. \quad (4\text{-}33)$$

Наименьшая скорость расстилающейся струи на расстоянии y_1 (рис. 4-18)

$$y_1 = y - \frac{b_m}{2}.$$

Значение b_m можно определить при $\alpha \approx 14°$ ($\operatorname{tg}\alpha = 0{,}25$)

$$\frac{b_m}{2} = \frac{b}{2} + 2{,}4al \quad (4\text{-}34)$$

или по формуле

$$\frac{b_m}{2} = \frac{b}{2} + 2{,}4al. \quad (4\text{-}35)$$

Скорость на оси

$$\frac{v_y}{v_x} = \frac{1{,}2}{\sqrt{\frac{ay_1}{\frac{b_m}{2}} + 0{,}41}}. \quad (4\text{-}36)$$

Средняя скорость вдоль поверхности материала

$$v_{ср} = \frac{v_x + v_y}{2}. \qquad (4\text{-}37)$$

Изменение температуры по длине свободной струи зависит от отношения $v_{ср}/v_0$ и определяется отношением

$$\frac{\Delta T_{ср}}{\Delta T_0} = \sqrt{\frac{v_{ср}}{v_0}}, \qquad (4\text{-}38)$$

где $\Delta T_{ср}$ — разность температур в данной точке струи и в окружающей среде, °С;

ΔT_0 — разность температур в начальном сечении и окружающей среде, °С.

Пример 4-2. Определить среднюю скорость воздуха вдоль материала при соплово обдуве для следующих условий: количество воздуха, поступающего в сопла, $V = 9\,000$ $м^3/ч$; полное сечение всех сопел $\Sigma F = 0{,}36$ $м^2$. Коэффициент a в формуле (4-29) принять равным 0,1. Расстояние от устья сопла до поверхности материала $l = 0{,}045$ $м$. Ширина выходного сечения сопла $b = 0{,}0025$ $м$. Расстояние между осями плоскопараллельных сопел $2y = 0{,}4$ $м$.

Решение. Осевая скорость воздуха на расстоянии l

$$\frac{v_m}{v_0} = \frac{1{,}2}{\sqrt{2\frac{al}{b_m} + 0{,}41}} = \frac{1{,}2}{\sqrt{\frac{2 \cdot 0{,}1 \cdot 0{,}045}{0{,}0025} + 0{,}41}} = 0{,}6.$$

Средняя квадратичная скорость по оси

$$v_x = 0{,}7; \quad v_m = 0{,}7 \cdot 0{,}6\ v_0 = 0{,}42 v_0.$$

Ширина струи около материала по оси сопла y_1

$$\frac{b_m}{2} = \frac{b}{2} + 2{,}4al = \frac{0{,}0025}{2} + 2{,}4 \cdot 0{,}1 \cdot 0{,}045 = 0\,012\ м.$$

Определяем значение y_1:

$$y_1 = y - \frac{b_m}{2} = 0{,}2 - 0{,}012 = 0{,}188\ м.$$

Скорость на оси y

$$\frac{v_y}{v_x} = \frac{1{,}2}{\sqrt{\frac{ay_1}{\frac{b_m}{2}} + 0{,}41}} = \frac{1{,}2}{\sqrt{\frac{0{,}1 \cdot 0{,}188}{0{,}012} + 0{,}41}} \approx 0{,}86$$

$$v_y = 0{,}86 \cdot v_x = 0{,}86 \cdot 0{,}42 \cdot v_0 = 0{,}362 v_0.$$

Скорость истечения из сопел при часовом объемном расходе

$$v_0 = \frac{V}{3\,600 \Sigma F} = \frac{9\,000}{3\,600 \cdot 0{,}36} = 7\ м/сек.$$

Средняя скорость движения сушильного агента относительно сушимого материала

$$v_{ср} = \frac{v_x + v_y}{2} = \frac{0{,}42 v_0 + 0{,}362 v_0}{2} = 0{,}391 v_0,$$

или

$$v_{ср} = 0{,}391 \cdot 7 = 2{,}74\ м/сек.$$

Конвейерные сушилки. Конвейерные сушилки непрерывного действия применяются для сушки лакированных металлических и деревянных изделий, в литейных для сушки литейных опок, для сушки обуви, кожи, книг (после склейки), белья, посуды (после мойки) и т. п. Они представляют собой туннель, внутри которого высушиваемый материал передвигается на несущем конвейере.

В конвейерных сушилках для окрашенных деталей подогрев воздуха осуществляется газами или паром в поверхностных теплообменниках. Подогрев газами применяет-

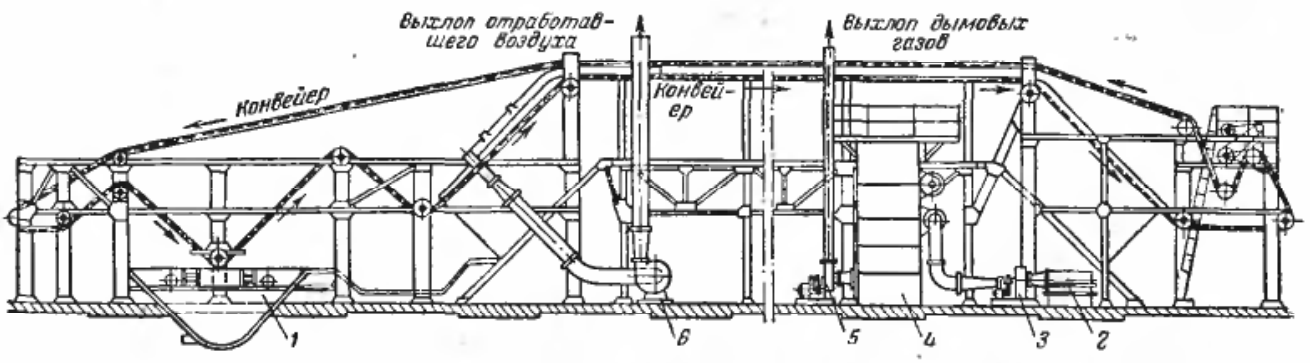


Рис. 4-19. Конвейерная сушилка для лакированных автодеталей с подогревом воздуха в газовом рекуператоре.

1 — лакировочная ванна; *2* — воздушный фильтр; *3* — вентилятор для подачи свежего воздуха; *4* — топка; *5* — дымосос; *6* — вентилятор для выхлопа отработавшего воздуха.

ся в том случае, если требуется высокая температура воздуха сушильного агента.

На рис. 4-19 показана конвейерная сушилка для окрашенных автодеталей. Перед поступлением в сушильную камеру детали, подвешенные к конвейеру, окрашиваются, погружаясь в ванну *1*, и поступают в сушилку. Направления движения деталей и конвейера показаны стрелками. Нагретый воздух, поступающий в сушилку, должен быть абсолютно чистым, поэтому он пропускается через фильтр, устройство которого показано на рис. 4-20.

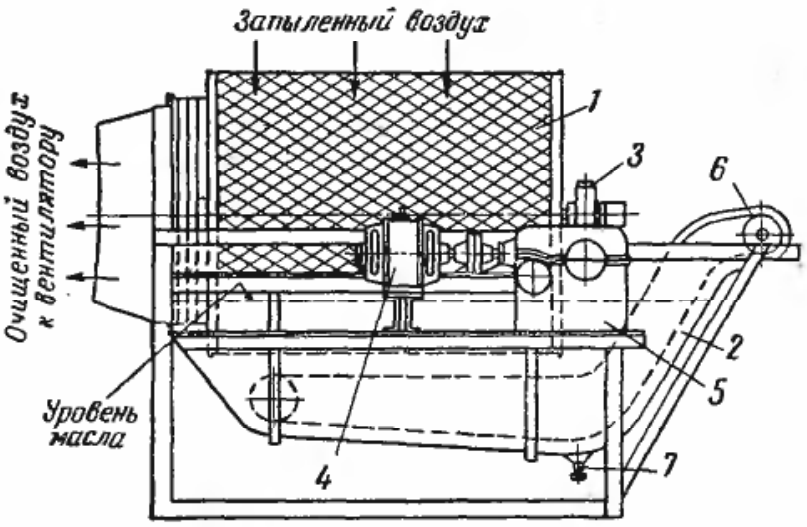


Рис. 4-20. Воздушный фильтр.

1 — сетчатый вращающийся барабан фильтра с металлическими кольцами; *2* — металлическая ванна; *3* — приводной механизм; *4* — электродвигатель; *5* — редуктор; *6* — скребковый транспортер с ручным приводом; *7* — пробка для спуска грязи и масла.

Фильтр представляет собой сетчатый барабан, который, вращаясь, опускается в металлическую ванну, заполненную вазелиновым маслом. Между сетками вращающегося барабана находятся обрезки медных или латунных труб, смачиваемые непрерывно маслом. Число оборотов барабана 1 за 8 *ч*. Для отвода грязи из ванны имеется периодически действующий скребковый транспортер. Из фильтра очищенный воздух вентилятором *6* подается в игольчатый подогреватель, обогреваемый топочными газами, получаемыми от сжигания природного газа. Топочные газы выбрасываются дымососом *5* наружу, а нагретый воздух после подогревателя поступает в сушилку. В сушилке осуществляется противоток. Отработавший охлажденный воздух с противоположной стороны сушилки выбрасывается вентилятором *6* наружу.

Сушилки для окрашенных деталей обычно работают с однократным использованием горячего воздуха, так как повышение при рециркуляции концентрации в воздухе паров спиртового растворителя недопустимо из-за возможности взрывов.

На рис. 4-21 показана конвейерная сушилка для окрашенных деталей, работающая на смеси топочных газов с воздухом. Топка работает на естественном газе.

Эксплуатация такой сушилки показала, что при правильной организации процесса сжигания естественного газа образования сажи не происходит. Для предотвращения возможности появления сажи в случае нарушения режима горения предусмотрены автоматические устройства, регулирующие режим сжигания газа. Во избежание попадания пыли в сушильную камеру продукты сгорания пропускают через фильтр. Легковоспламеняемые и взрывоопасные пары растворителя красок непрерывно отводятся из сушилки, и этим обеспечивается безопасность ее работы. Сушилка имеет автоматическое регулирование и автоблокировку.

В тех случаях, когда по условиям производственного процесса изделия перемещаются на конвейере, устройство дверей у сушилок невозможно. Для того чтобы воспрепятствовать проникновению холодного воздуха в сушилку, применяют так называемые воздушные завесы, создаваемые путем подачи у выхода и входа сушилку подогретого воздуха вентилятором в направлении, поперечном движению материала. Для уменьшения потерь тепла этого воздуха он все время рециркулирует.

Петлевые сушилки. Петлевые сушилки непрерывного действия применяются для сушки тка-

ней, бумаги, различных паст и состоят в основном из камеры, внутри которой сушимый материал в виде петель передвигается на несущем его транспортере. Ткань в петлевых сушилках передвигается вдоль сушильной камеры, непрерывно опираясь на ролики, которые могут вращаться, перемещая ткань. Сушилки работают обычно по варианту подогрева воздуха по зонам с рециркуляцией. Испытания этих сушилок показали неэффективность такой системы обдува ткани и низкую производительность по сравнению с другими типами сушилок.

На рис. 4-22 показана конструкция петлевой сушилки для пастообразных материалов (анилиновых красителей, катализаторов в химической промышленности и т. п.).

Подлежащий высушиванию материал подается в бункер, снабженный лопастной мешалкой, при помощи которой размельчаются крупные куски материала. Шестеренчатый питатель захватывает материал из бункера и подает его на движущуюся ленту. После этого лента с лежащим на ней материалом проходит между двумя обогреваемыми паром вальцами, которые впрессовывают материал внутрь ячеек сетки. Сетка с вмазанным в нее материалом через систему барабанов подается в сушильную камеру, где образует петли при помощи выступов, которые опираются на несущий цепной конвейер. По выходе из сушильной камеры петли выбираются специальным роликом. После этого сетка с высушенным материалом направляется к «ударнику», где высушенный материал автоматически отбивается от ленты, падает вниз и выводится из сушилки шнековым транспортером. Очищенная лента направляется вдоль пода камеры обратно к питателю, где на нее вновь накладывается высушиваемый материал.

Камера рабочего пространства разделена на две зоны.

Подача горячего воздуха осуществляется при помощи центробежного вентилятора через пластинчатый подогреватель — калорифер. Горячий воздух подается поперек движению сетки.

Количество подаваемого воздуха регулируется при помощи шиберов. Отработанный воздух частично отсасывается наружу, пройдя пред-

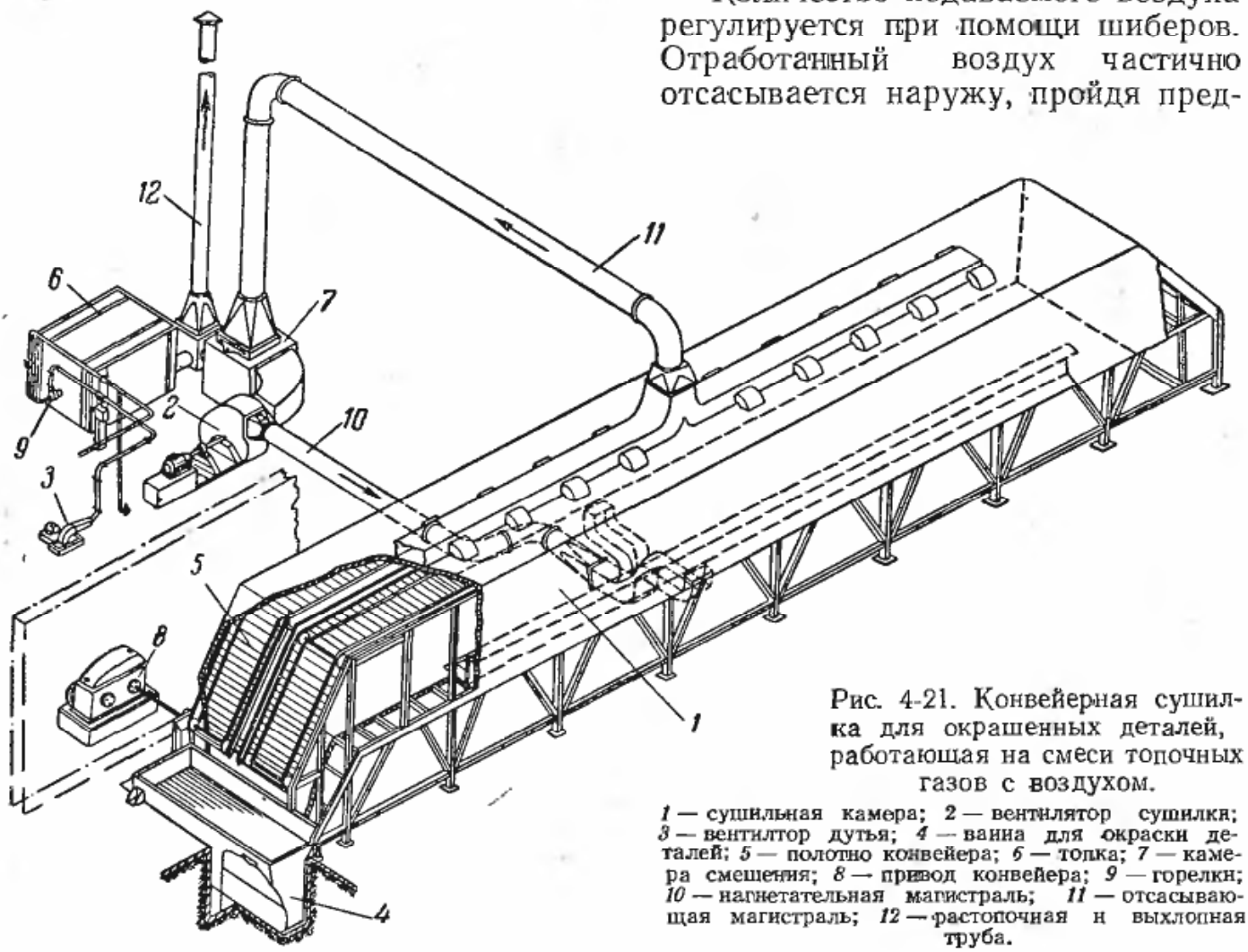


Рис. 4-21. Конвейерная сушилка для окрашенных деталей, работающая на смеси топочных газов с воздухом.

1 — сушильная камера; *2* — вентилятор сушилки; *3* — вентилтор дутья; *4* — ванна для окраски деталей; *5* — полотно конвейера; *6* — топка; *7* — камера смешения; *8* — привод конвейера; *9* — горелки; *10* — нагнетательная магистраль; *11* — отсасывающая магистраль; *12* — растопочная и выхлопная труба.

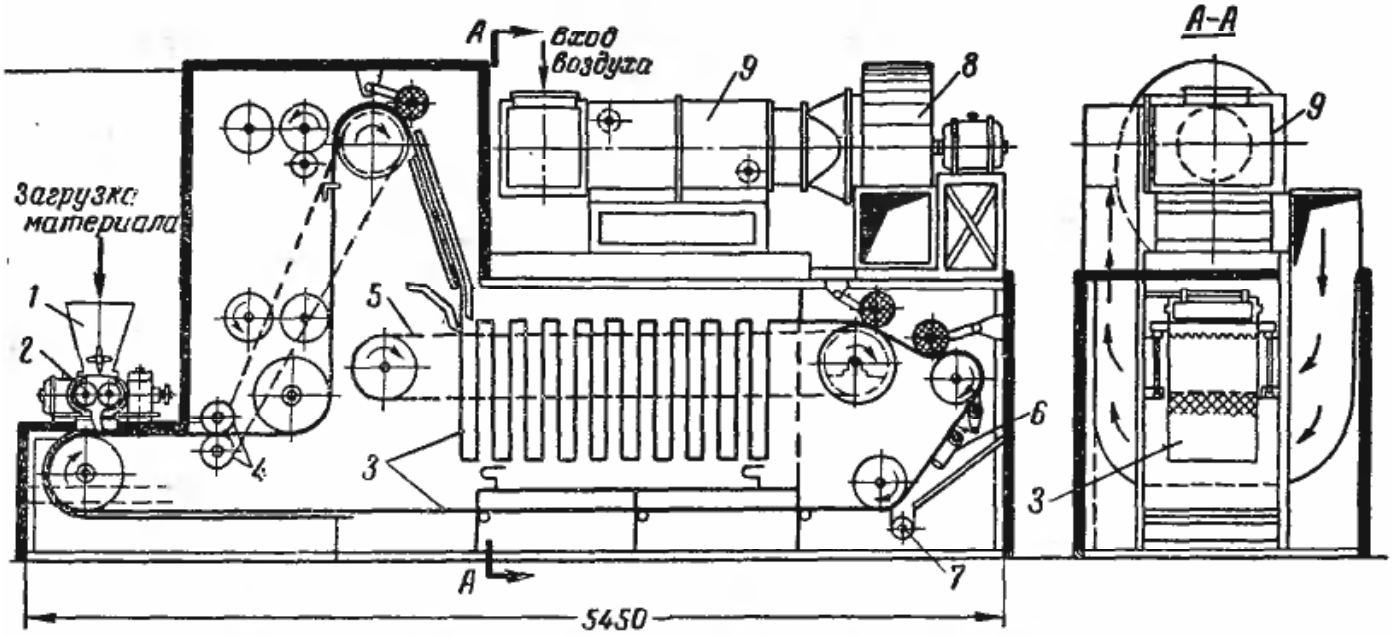


Рис. 4-22. Петлевая сушилка для пастообразных материалов.

1 — бункер с лопастной мешалкой; *2* — шестеренчатый питатель; *3* — движущаяся сеточная лента; *4* — обогреваемые вальцы; *5* — цепной конвейер; *6* — ударник для встряхивания сетки; *7* — шнековый транспортер; *8* — центробежный вентилятор; *9* — пластинчатый подогреватель.

варительно циклон, и частично возвращается в сушилку.

Сетка состоит из планок с выступами, планок без выступов, промежуточных планок и звеньев из листовой стали. Планки и звенья соединяются шарнирно при помощи стальных прутьев, что дает сетке возможность свободно изгибаться. Достоинствами петлевой сушилки по сравнению с камерными конвективными сушилками являются непрерывность процесса, возможность автоматизации загрузки материала на сетку и быстрота сушки, недостатками — сложность конструкции и ненадежность в эксплуатации отдельных узлов сушилки (ленточукладчика, механизма для снятия сетки с транспортера, ударного механизма для выбивания материала из ячеек сетки).

Таблица 4-4

Характеристика сушки некоторых материалов в ленточных и петлевых сушилках

Вид сушки и наименование материала	Температура сушильного агента, ° С	Влажность материала, % на сухой вес		Продолжительность сушки τ, *ч*	Напряжение по влаге, *кг/м²·ч*
		$w'_{нач}$	$w'_{кон}$		
1. Ленточные сушилки					
Хлопок-сырец	100	45—50	10	—	12—16
Волокно хлопка	100—120	70	8—10	0,1—0,15	7—8
Грубая шерсть	80—100	80	11—12	0,15—0,25	7—8
Целлюлоза-волокно	90	55	20	0,3	32,5
Резаное штапельное волокно	60—70	100	8	0,5	4,6
Гигроскопическая вата	100—80	100—150	8—13	0,2—0,25	13
Спичечная соломка	100	60	8—10	32	30
Спичечные коробки	100	60	8—10	25	18
Чайные листья (завяливание)	45	78—76	62—66	8—2	0,6—1,8
То же (сушка)	80—90	61—66	5	0,5	4—4,5
2. Петлевые сушилки					
Нитрон	100—135	45	2	1,75	1,6
Контакс	100	78	0,3	4	2,6
Бумага	50	50	10	0,25—0,3	—
Фотобумага	24—30	91—93	6—10	1,5—2	—
Мел	100—135	45	2	7—8	1,6
Ткани	100—120	80	8	0,1—0,12	20

По данным ВТИ при сушке литопона при температурах 100—135° С были получены следующие данные: нагрузка на сетку $G/F = 7{,}2$ *кг/м²*; напряжение по влаге (считая на одну сторону сетки) $\frac{W}{\tau F} = 1{,}6$ *кг/м²*; продолжительность 1,75 *ч*; расход энергии 25 *квт·ч/т* влаги; расход тепла $q = 1\,000$ *ккал/кг* влаги; расход воздуха $l = 11{,}3$ *кг/кг* влаги. Данные о сушке других материалов в петлевых сушилках даны в табл. 4-4.

4-4. Порядок расчета туннельных ленточных, конвейерных и петлевых сушилок

Продолжительность сушки в туннельных ленточных, конвейерных и петлевых сушилках определяется по опытным данным в зависимости от типа сушилки и режима сушки или по эмпирическим формулам, действительным только для тех условий и материалов, для которых они были получены.

Например, продолжительность конвективной сушки хлопчатобумажных тканей, полученная Б. М. Черкинским при обработке данных по методике Г. Ф. Филоненко [Л. 34],

$$\tau = \frac{100 G_c}{K F \sqrt{v\gamma}\,(t_c - t_м)} \times \times \left[65{,}5 \lg \frac{w_1 - w_р}{w_2 - w_р} + 0{,}73 (w_1 - w_2) \right] \text{мин}; \quad (4\text{-}39)$$

для льняных тканей (ЦНИЛ)

$$\tau = \frac{G_c (w_1 - w_2)}{F \sqrt{v\gamma}\,(t_c - t_м)} \times \times \left[1 + \frac{250}{(w_1 - w_2) w_2} \right] \text{мин}. \quad (4\text{-}40)$$

В этих формулах:

G_c — вес сухой ткани, *кг/ч*;

K — коэффициент испарения, *кг/м²·ч* (для ткани 53);

F — поверхность испарения, *м²*;

$v\gamma$ — весовая скорость воздуха, *кг/сек·м²*;

w_1, w_2 и $w_р$ — начальная, конечная и равновесная влажность ткани, % на сухой вес.

И. М. Фальковский [Л. 29] установил следующую зависимость продолжительности сушки стланцевой тресты льна, тресты и соломы среднерусской и южной конопли и соломы кенафа.

$$\tau = KC \frac{(1 - \xi)^m \left(\frac{H}{d} \right)^{0{,}52} d^{0{,}84}}{v_1^n \Delta d_1} \times \times \left(A \lg \frac{w_1 - w_р}{w_2 - w_р} + w_1 - w_2 \right), \quad (4\text{-}41)$$

где m — показатель степени: для льняной тресты—0,83, для конопли и кенафа—1,17;

H и d — средняя длина и средний диаметр стеблей, *мм*;

$(1 - \xi)$ — относительный объем, занимаемый непосредственно стеблями.

$n = f(\mathrm{Re})$: при $\mathrm{Re} > 40 \div 60$ $n = 1$;

при $\mathrm{Re} > 70 \div 80$ $n = 0{,}66$.

При подсчете значения Re v определяется при температуре воздуха перед материалом; d подставляется (*м*);

v_1 — скорость движения газа перед материалом, отнесенная к габаритному сечению решетки ленты конвейера, *м/сек*;

Δd_1 — влагосодержание газа, *г/кг* сухого газа;

w_1, w_2 и $w_р$ — начальная, конечная и равновесная влажность материала, *кг/кг* сухого материала;

A — константа: для льняной тресты $A = 0{,}25$, для тресты соломы, конопли и кенафа $A = 1{,}2$;

C — константа: для льняной тресты при $\mathrm{Re} < 40 \div 60$ $C = 76{,}5$; для тресты соломы и конопли при $\mathrm{Re} > 70 \div 80$ $C = 97{,}5$; для соломы кенафа при $\mathrm{Re} > 70 \div 80$ $C = 118$;

K — коэффициент, учитывающий производственные условия.

Для многозонных сушилок непрерывного действия $K = 1{,}4 \div 1{,}5$.

Относительный объем

$$(1 - \xi) = \frac{G_c}{\gamma_у H}, \quad (4\text{-}42)$$

где G_c — удельная загрузка на единицу площади, *кг/м²*;

H — длина стеблей, *м*;

$\gamma_у$ — удельный вес материала, *кг/м³*; для льняной тресты 300—350 *кг/м³*, для тресты соломы кенафа и конопли 180—220 *кг/м³*.

В табл. 4-4 приведена характеристика сушки некоторых материалов в ленточных и петлевых сушилках.

Производительность сушилки обычно задается; зная ее, можно определить длину рабочей ленты или длину конвейера, т. е. габариты сушилки.

Производительность ленточной или конвейерной сушилки

$$П = 60 b h v \gamma, \quad (4\text{-}43)$$

где b и h — ширина и толщина материала;

γ — объемный вес, *кг/м³*;

v — скорость его передвижения, *м/мин*.

Для определения длины рабочей ленты в ленточной сушилке вместо $V_п$ в формуле (4-23) подставляют объем материала, размещаемый на 1 *пог. м* ленты (в этом случае $l = 1$), а для конвейерной сушилки вместо $V_п$ подставляют m или количество изделий, размещаемых на 1 *пог. м*.

Длина сушилки для листовых материалов

$$L = \frac{П(l+\delta)\tau}{ZnF}, \qquad (4\text{-}44)$$

где $П$ — производительность сушилки, $м^2/ч$;
l — длина листа, $м$;
δ — расстояние между листами по длине сушилки, $м$ (0,1—0,5 $м$);
τ — продолжительность сушки, $ч$;
Z — число ярусов в сушилке;
n — число листов по ширине сушилки в каждом ярусе;
F — площадь одного листа, $м^2$.

Производительность сушилки

$$П = 60Znb\frac{l}{l+\delta}v, \qquad (4\text{-}45)$$

где b — ширина одного листа, $м$;
w — скорость движения листов, $м/мин$ (1—1,1 $м/мин$).

Определив продолжительность сушки, размеры сушилки и ограждений, выполняют аналогично камерным или туннельным сушилкам в зависимости от принятого варианта сушильного процесса тепловой и аэродинамический расчет, а также определяют поверхность нагрева калориферов или размеры топки (при сушке топочными газами), типы вентиляторов и мощность электродвигателей.

Цифровые примеры расчета и режимы сушки различных материалов в ленточных и конвейерных сушилках даны для сушки лубоволокнистых материалов [Л. 29 и 5], для обуви и кожи [Л. 6 и 32], для сушки тракторов после покраски [Л. 8], для химических материалов [Л. 21].

ГЛАВА ПЯТАЯ

КОНВЕКТИВНЫЕ ШАХТНЫЕ, БАРАБАННЫЕ И ТРУБЧАТЫЕ СУШИЛКИ

5-1. Шахтные сушилки

По режиму работы шахтные сушилки являются сушилками непрерывного действия и применяются для сушки зерна, угля, глины и других сыпучих материалов. Их главным элементом является вертикальная шахта, в которой высушиваемый сыпучий материал перемещается под действием силы тяжести; сушильный агент проходит через слой сыпучего материала. Эти сушилки различаются по характеру движения материала внутри шахты, причем возможны следующие варианты:

а) материал свободно падает внутри шахты;

б) свободное падение материала искусственно замедляется путем установки полок различной формы;

в) материал движется в шахте сплошной массой, и скорость его движения определяется количеством высушенного материала, отбираемого из шахты; отбор материала производится периодически или непрерывно; шахта всегда заполнена сушильным материалом;

г) скорость движения материала в шахте определяется скоростью транспортирующих механизмов, расположенных внутри шахты.

Сушилки первых двух групп применяются для сушки материалов, требующих удаления главным образом поверхностной влаги, например для соли, руды и т. п. Период сушки для сушилок со свободным падением материала определяется несколькими секундами, а для шахт с замедленным движением материала — минутами или даже несколькими часами.

На рис. 5-1 представлена шахтная сушилка с поворачивающимися полками системы В. И. Строганова для сушки пищевых сыпучих материалов: лапши, вермишели и т. п. Она может применяться и для других сыпучих материалов.

В этой шахтной сушилке система полок составлена из отдельных поворачивающихся на 90° металлических пластин, кинематически связанных одна с другой. Кинематическая схема передачи для поворота пластин выполнена в виде цепного привода, имеющего один палец с роликом, который поочередно поворачивает кулачковые шайбы, связанные с рычагами тяг; эти рычаги в свою очередь поворачивают соот-

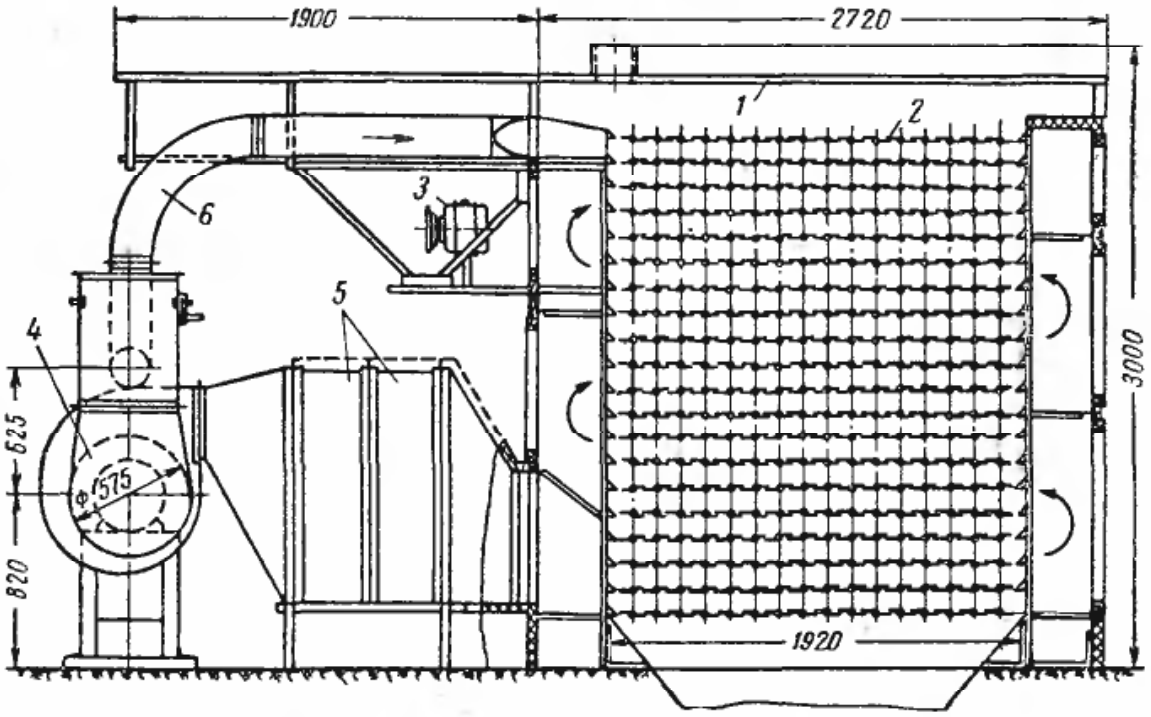


Рис. 5-1. Шахтная сушилка системы В. И. Строганова с опрокидывающимися полками.
1 — площадка для загрузочного аппарата — питателя; *2* — опрокидывающиеся полки; *3* — электродвигатель механизма для опрокидывания полок; *4* — вентилятор; *5* — калорифер; *6* — воздуховод.

ветствующие полки. При повороте пластин верхней полки на 90° материал пересыпается на пластины нижней полки, находящиеся в горизонтальном положении. Обратный поворот пластин производится пружиной. В такой сушилке материал движется сверху вниз, а воздух движется над материалом в горизонтальном направлении перекрестным током, благодаря чему расход энергии на привод вентилятора невелик по сравнению с сушилками (шахтными), где воздух продувается через слой материала (противотоком). Подогрев воздуха производится паром в компактных пластинчатых воздухоподогревателях. Загрузка материала осуществляется при помощи тележечного передвижного аппарата, который имеет переменно-возвратное движение. Материал из течки поступает на первый транспортер, далее — на нижний транспортер, качающийся в горизонтальном направлении и раздающий материал равномерно по всему сечению верхней полки; при этом загрузка материала происходит в два слоя при движении транспортера в том и другом направлениях.

В сушилке В. И. Строганова предусмотрена предварительная подсушка материала на верхних полках для устранения его слипания. В ней предусмотрены контрольные дверцы для наблюдения за работой каждой горизонтальной полки.

По опытным данным при сушке пищевых изделий — резаных макарон, рожков, лапши, вермишели и подобных им сыпучих продуктов — от начальной влажности $w_н = 28\%$ до конечной влажности $w_к = 13\%$ производительность сушилки составляла около 360 *кг/ч* готового продукта, а продолжительность сушки — 30—90 *мин*. Температура в сушилке поддерживалась 80—90° С.

При сушке искусственного и натурального каучука в сушилке испарялось 10 *кг* влаги в час при начальной влажности материала $w_н = 70\%$ до конечной влажности $w_к = 1 \div 1{,}5\%$. Продолжительность сушки составляла 80—95 *мин*, температура в сушилке 70—85° С.

Большое применение шахтные сушилки получили для сушки зерна. Однако существующие зерносушилки имеют ряд существенных недостатков и малопроизводительны. В настоящее время созданы более совершенные стационарные шахтные сушилки производительностью до 65 *т/ч* (ДВП-65) и проектируются сушилки производительностью до 100 *т/ч*.

Увеличение производительности достигается не только за счет увели-

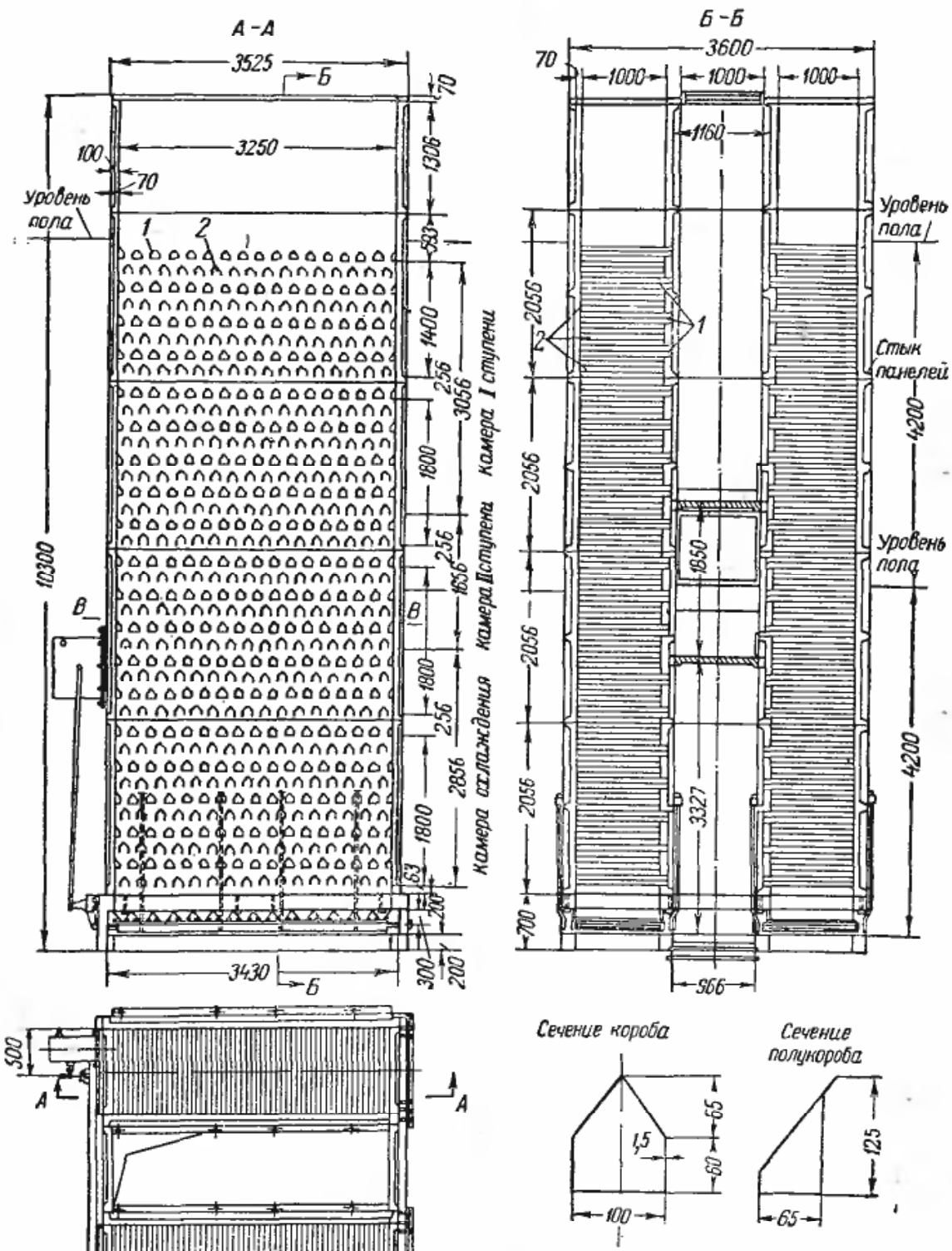


Рис. 5-2. Шахтная зерносушилка ДСП-24.

1 — распределительные подводящие короба; *2* — отводящие короба.

чения габаритных размеров шахты, но и в значительной степени за счет более рационального расположения распределительных коробок в сушилке, за счет увеличения скорости сушильного агента через слой зерна с 0,2—0,3 до 0,6—0,7 *м/сек* и выше, за счет уменьшения толщины слоя зерна на полках с 200 до 100 *мм*. Благодаря уменьшению толщины слоя зерна на полках увеличивается количество килограммов испаряемой влаги на 1 $м^3$ ее объема (напряжение объема шахты) с 20 до 45—50 *кг* влаги на 1 $м^3$ объема шахты в час.

На рис. 5-2 представлено устройство зерносушилки ДСП-24 производительностью 24 *т/ч*, работающей на смеси воздуха с топочными газами. Она состоит из двух шахт, между которыми находится распределительная камера. Эта камера делится горизонтальными перегород-

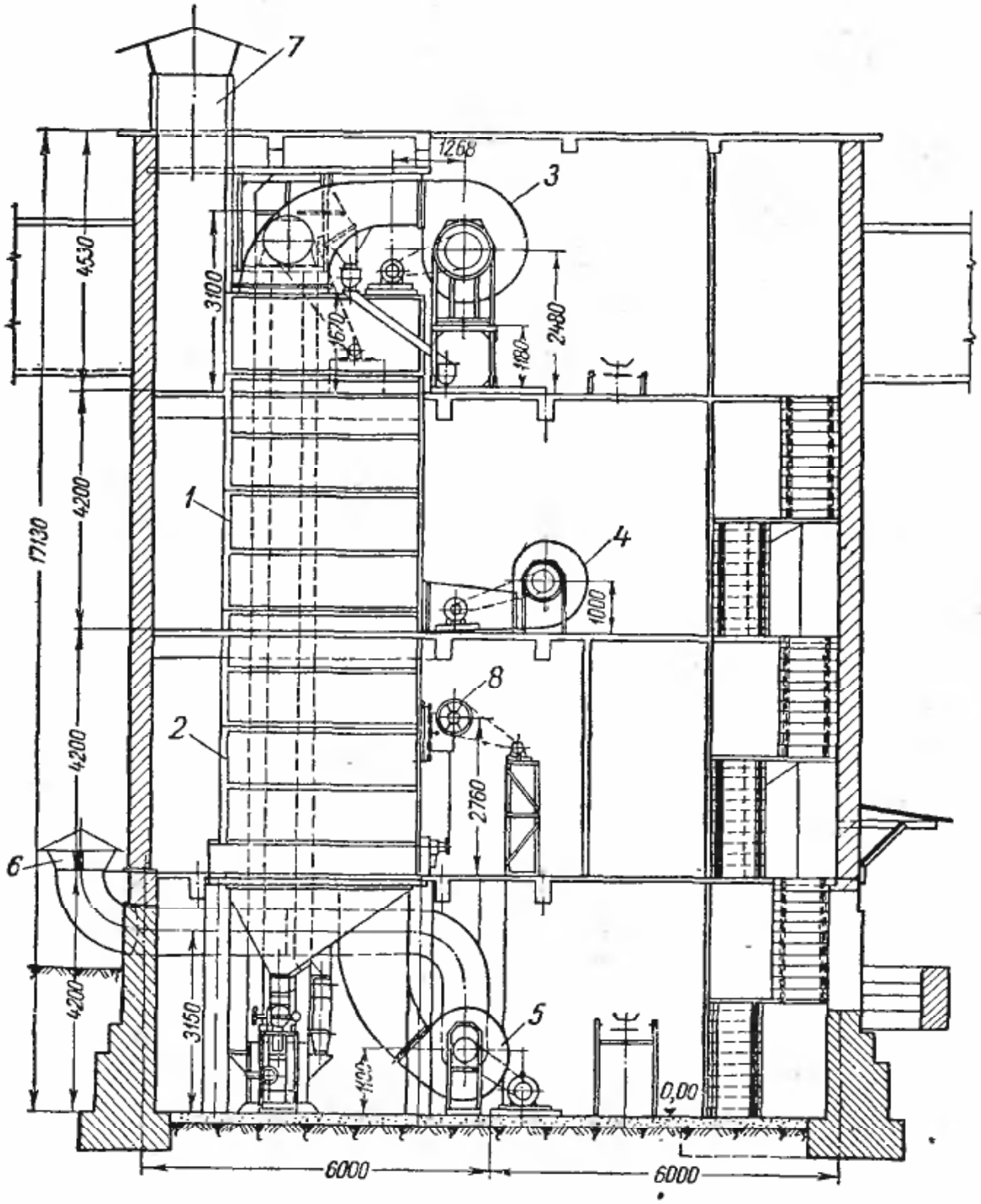


Рис. 5-3. Основное оборудование зерносушилки ДСП-24.

1 — сушильная камера; *2* — охладительная камера; *3, 4* и *5* — вентиляторы № 12, 8 и 10; *6* — подвод холодного воздуха; *7* — отвод отработанной газовоздушной смеси и воздуха.

ками на три части: две верхние части служат для распределения сушильного агента в первую и вторую ступени сушилки, нижняя — для распределения холодного наружного воздуха в охладительную ступень сушилки. Смесь топочных газов с воздухом подается в сушильную камеру центробежными вентиляторами № 12 и 8; холодный воздух подается центробежным вентилятором № 10.

Большое значение для равномерной сушки зерна имеет рациональное размещение коробов, по которым подается и отводится сушильный агент. До последнего времени минимальное расстояние для прохода зерна принималось 100 *мм*; в новых конструкциях это расстояние уменьшено: в сушилке ДСП-24 — до 90 *мм*, в сушилке ЗСП-8 — до 80 *мм* и в сушилке СРЗ-10 — до 70 *мм*.

Стремление увеличить равномерность сушки зерна и соответственно этому увеличение количества воздуха, подаваемого в шахту, привели к созданию коробов-жалюзи (рис. 5-4,*б*), которые позволяют сохранить скорость воздуха на выходе из коробов не выше 6 *м/сек*, превышение ее приводит к уносу зерна. В последние годы большое распростра-

нение получили передвижные шахтные зерносушилки, работающие на топочных газах.

Шахтная передвижная зерносушилка конструкции А. П. Гержоя и А. П. Кирзнера была удостоена государственной премии.

Сушилка предназначена для сушки пшеницы, ржи, овса, ячменя и других зерновых культур на заготовительных пунктах, в колхозах и совхозах. Сушка зерна производится смесью воздуха с топочными газами. Потребная мощность для привода механизмов зерносушилки составляет 7,2 *квт*.

Проектная производительность сушилки 1,2—1,5 *т/ч* (тяжелого зерна) при снижении влажности зерна с 20 до 14%.

Сушилка размещается на двух автоприцепах: на одном — собственно сушилка, а на втором — топочная камера.

Эксплуатация показала, что использование существующих средств механизации при обслуживании сушилок небольшой производительности (1—1,5 *т/ч* зерна) является недостаточно эффективным, а стоимость сушки зерна получается достаточно высокой. Поэтому была создана шахтная зерносушилка ЗСП-8 производительностью 8 *т/ч*. Этот зерносушильный агрегат состоит из сушильной и топочной повозок, смонтированных на двух 6-тонных автоприцепах МАЗ 52-13, соединяемых при работе воздуховодом. Сушильная повозка состоит из двух шахт с жалюзийными распределительными коробами и распределительной камеры, расположенной между шахтами.

Шахты сушилки могут работать как параллельно, так и последовательно (с включением зоны промежуточного охлаждения) в зависимости от влажности просушиваемого зерна.

В каждой шахте имеется пять рядов распределительных коробов, из которых в первой и второй зонах — по два ряда и в охлаждающей камере — один ряд.

В случае необходимости увеличить охлаждение зерна нижний ряд коробов второй зоны может быть

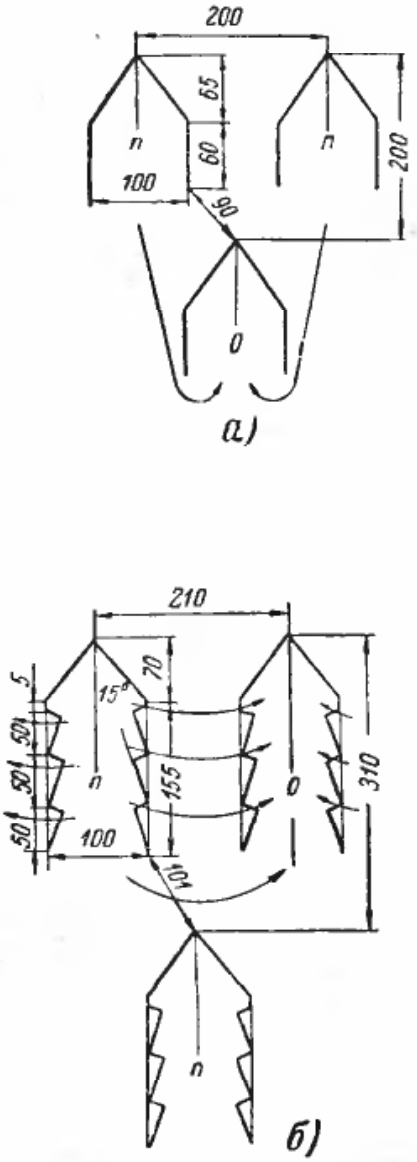


Рис. 5-4. Схема расположения коробов и движения сушильного агента в шахтных зерносушилках.

1 — подводящие короба; *2* — отводящие короба; *а* — короба сушилки ДСП-24; *б* — жалюзийные короба сушилки ДВП-65.

присоединен к охлаждающей камере. На основе испытаний и опыта эксплуатации этой сушилки при сжигании твердого топлива создана более современная передвижная зерносушилка ЗСПЖ-8, показанная на рис. 5-5, в которой применена портативная топка для жидкого топлива, что позволило разместить весь агрегат на одном автоприцепе МАЗ грузоподъемностью 6 *т*. Такая сушилка пущена в серийное производство. В ней использована технологическая схема сушки зерна, примененная в зерносушилке ЗСП-8, причем размеры и внутреннее устройство шахты с коробами и выпускной механизм не изменены.

В отличие от зерносушилки ЗСП-8 в этой сушилке нет норий

для подъема высушенного зерна. Вместо этого под рамой автоприцепа установлен поперечный шнек *8*, в который поступает зерно из шнека *7*. Для перемещения просушенного зерна в склад под патрубком *9* установлен приемный лоток передвижного транспортера.

Для подачи газовоздушной смеси в первую и вторую зоны сушки, а также воздуха в охладительную камеру установлены три вентилятора СТД.

Топка зерносушилки состоит из двух цилиндров: внутреннего, в котором происходит сгорание жидкого распыленного топлива, и наружного, в котором топочные газы смешиваются с воздухом.

При снижении влажности зерна с 20 до 14% сушилка обеспечивает производительность 10 *т/ч*. Температура сушильного агента в первой зоне составляет 120° С, а во второй 150° С; расход топлива (мазута) 70 *кг/ч*; установленная мощность всех механизмов составляет 35,3 *квт*.

Коэффициент теплообмена в слое кускового материала, продуваемого газом, может быть определен по формулам В. Н. Тимофеева:

а) для Re от 20 до 200

$$Nu = 0{,}106Re; \qquad (5\text{-}1)$$

б) для $Re > 200$ $Nu = 0{,}61Re^{0{,}67}$. (5-2)

Величина свободного объема и форма частиц практически не оказывают влияния на величину коэффициента теплоотдачи в слое. Определяющий размер d для шаров равен диаметру шаров, а для кусков неправильной формы — среднему размеру отверстия сит; скорость газов вычисляют по полному сечению в направлении потока. Все физические константы принимают по средней температуре потока газа.

Для частиц неправильной формы эквивалентный диаметр частиц можно определить по формуле (6-8).

Для шахтных сушилок со свободным падением материала коэффициент теплоотдачи приближенно может быть определен по формуле (6-41). Проблема массовой сушки больших количеств зерна, вероятно, должна решаться как созданием высокопроизводительных шахтных сушилок (до 50—100 *т/ч*), так и внедрением других способов сушки (например, сушки в кипящем слое). Что касается сушки прочих сыпучих материалов, то шахтные стационарные сушилки как простые примитивные, так и механизированные не могут конкурировать в технико-экономическом отношении с рассмотренными ниже барабанными, трубчатыми сушилками и особенно с сушилками с кипящим слоем. Однако следует ожидать, что в ближайшие годы конвективная шахтная сушка материалов будет в

Таблица 5-1

Характеристика сушки некоторых материалов в шахтных сушилках

Наименование материала	Температура сушильного агента, ° С	Влажность материала, % на сухой вес		Продолжительность сушки τ, *ч*
		$w^c_{нач}$	$w^c_{кон}$	
Каменный уголь для брикетирования, δ не более 12 *мм*	600	14,5	9,5	0,07
Лапша, вермишель, рожки	80—90	31—32	12	0,8—1
Натуральный каучук	75—80	70	1—1,5	1,2—1,8
Зерно:				
Кукуруза, пшеница, рожь, ячмень, овес	80—140	18—20	14—15	1—1,5
Горох и другие бобовые	70—80	18	14—15	1,5—2,0
Подсолнечные, льняные и конопляные семена	150—180	20	11—12	0,7—1,0
Крупа	120—140	12—16	9	0,7—1,0
Солод	70	45	3	24—12

большей степени комбинироваться с другими способами.

В табл. 5-1 приведена краткая характеристика сушки некоторых материалов в шахтных сушилках.

Пример расчета шахтной зерносушилки рассмотрен в книге А. П. Гержоя и В. Ф. Самочетова [Л. 3].

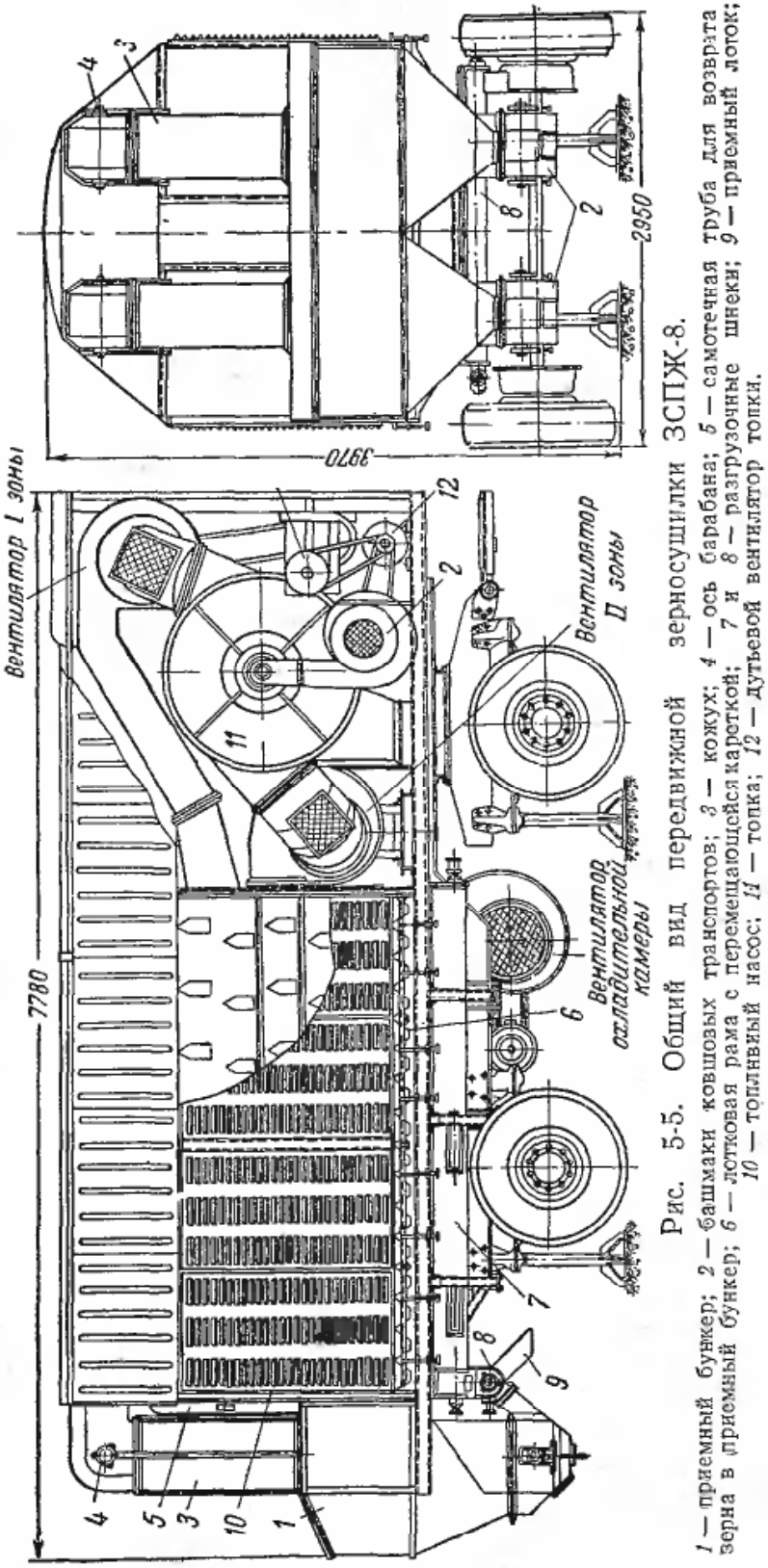


Рис. 5-5. Общий вид передвижной зерносушилки ЗСПЖ-8.

1 — приемный бункер; *2* — башмаки ковшовых транспортов; *3* — кожух; *4* — ось барабана; *5* — самотечная труба для возврата зерна в приемный бункер; *6* — лотковая рама с перемещающейся кареткой; *7* и *8* — разгрузочные шнеки; *9* — приемный лоток; *10* — топливный насос; *11* — топка; *12* — дутьевой вентилятор топки.

5-2. Барабанные сушилки

Барабанные сушилки применяются для сушки углей, песка, глины, известняка и других материалов. Основной частью этих сушилок является наклонный вращающийся цилиндрический или конический барабан с постоянным (чаще всего) или переменным углом наклона. Внутри барабана перемещается и одновременно перемешивается сыпучий сушимый материал. Наклон барабана относительно горизонтальной оси составляет обычно 1/15—1/50. Внутри барабана в зависимости от свойств сушимого материала устанавливают различные насадки, способствующие его сушке. Схемы внутренних устройств барабанных сушилок показаны на рис. 5-6.

При вращении барабана лопасти захватывают и поднимают материал, а затем он, падая вниз, омывается газами; при этом поверхность соприкосновения с газами увеличивается.

Для крупнокусковых материалов, склонных к налипанию на внутренние стенки барабана, устанавливается подъемнолопастная система (рис. 5-6,*а*). Для крупнокусковых материалов с большим удельным весом применяется секторная система (рис. 5-6,*б*). Для мелкокусковых материалов, обладающих хорошей сыпучестью, внутреннее устройство выполняется в виде отдельных ячеек (рис. 5-6,*в* и *г*), чем обеспечивается хорошее пересыпание материала и равномерное распределение его по всему сечению барабана (распределительная система).

Для материалов с очень мелкими частицами, дающих большое пыление, применяется перевалочная система с закрытыми ячейками (рис. 5-6,*е*): материал все время находится в завале, и при вращении барабана образуются новые поверхности испарения за счет перевалки материала.

Для некоторых пастообразных

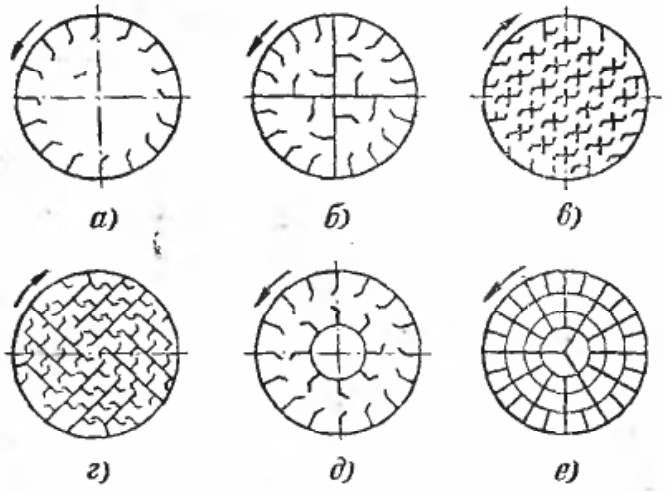


Рис. 5-6. Схемы внутренних насадок в барабанной сушилке.

а — подъемнолопастная система; *б* — секторная; *в* и *г* — распределительная; *д* — комбинированная; *е* — перевалочная с закрытыми ячейками.

материалов применяют комбинированное внутреннее устройство барабана: в первой части барабана устанавливают подъемнолопастную или секторную систему, а во второй — распределительную или перевалочную. В зависимости от внутреннего устройства барабана заполнение его материалом может доходить до 20% объема.

В барабанных сушилках сушка в большинстве случаев производится топочными газами. Смесь топочных газов с воздухом и сушимый материал обычно движутся прямотоком.

В промышленности встречаются противоточные барабанные сушилки, а также такие, в которых в качестве сушильного агента вместо топочных газов используется воздух, нагреваемый в паровых подогревателях до 100—150° С.

На рис. 5-7 показана барабанная сушилка. Барабанная сушилка опирается на специальные опоры с подшипниками качения; иногда вместо подшипников качения применяются подшипники скольжения.

Выбор типа опоры и ее деталей производится на основе двух известных величин — диаметра барабана и нагрузки на бандаж. При выборе опоры и ее деталей следует руководствоваться нормами Главхиммаша.

На рис. 5-8 показан общий вид установки сушильного барабана со всем вспомогательным оборудованием.

Со стороны выхода отработавшей смеси воздуха и газов располагают пылеотделительное и вытяжное устройства. Вентилятор обычно распюлагается за циклоном, так как при этом его ротор менее подвергается износу частицами высушенного продукта. При малых сопротивлениях системы вместо вентилятора устанавливают вытяжную трубу. У обоих торцов барабана устраивают скользящие уплотняющие приспособления, препятствующие проходу воздуха, но не мешающие вращению барабана. У конца барабана расположено устройство для удаления высушенного материала — шнек или мигалка-затвор. Во избежание значительного уноса при сушке мелкого материала скорость воздуха или топочных газов внутри барабана (при параллельном токе) на выходе газов не должна быть больше 2—3 *м/сек*.

Рециркуляция отработавших газов в барабанных сушилках не применяется, так как для этого необходимо устраивать сложные при-

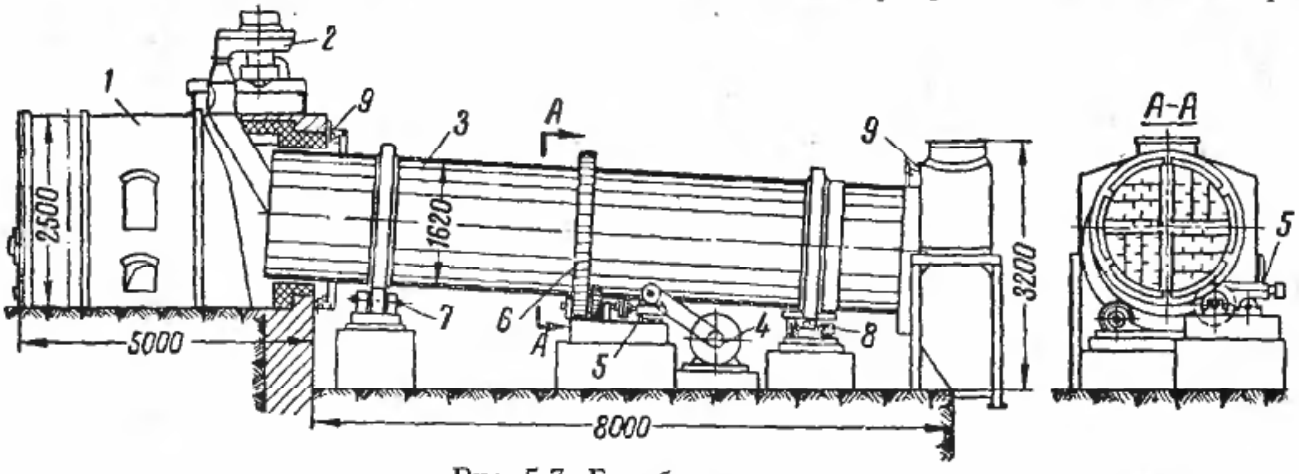


Рис. 5-7. Барабанная сушилка.

1 — топка; *2* — тарельчатый питатель; *3* — корпус барабана; *4* — электродвигатель; *5* — редуктор; *6* — зубчатая передача; *7* — опорные ролики; *8* — опорно-упорные ролики; *9* — лабиринтовые уплотнения.

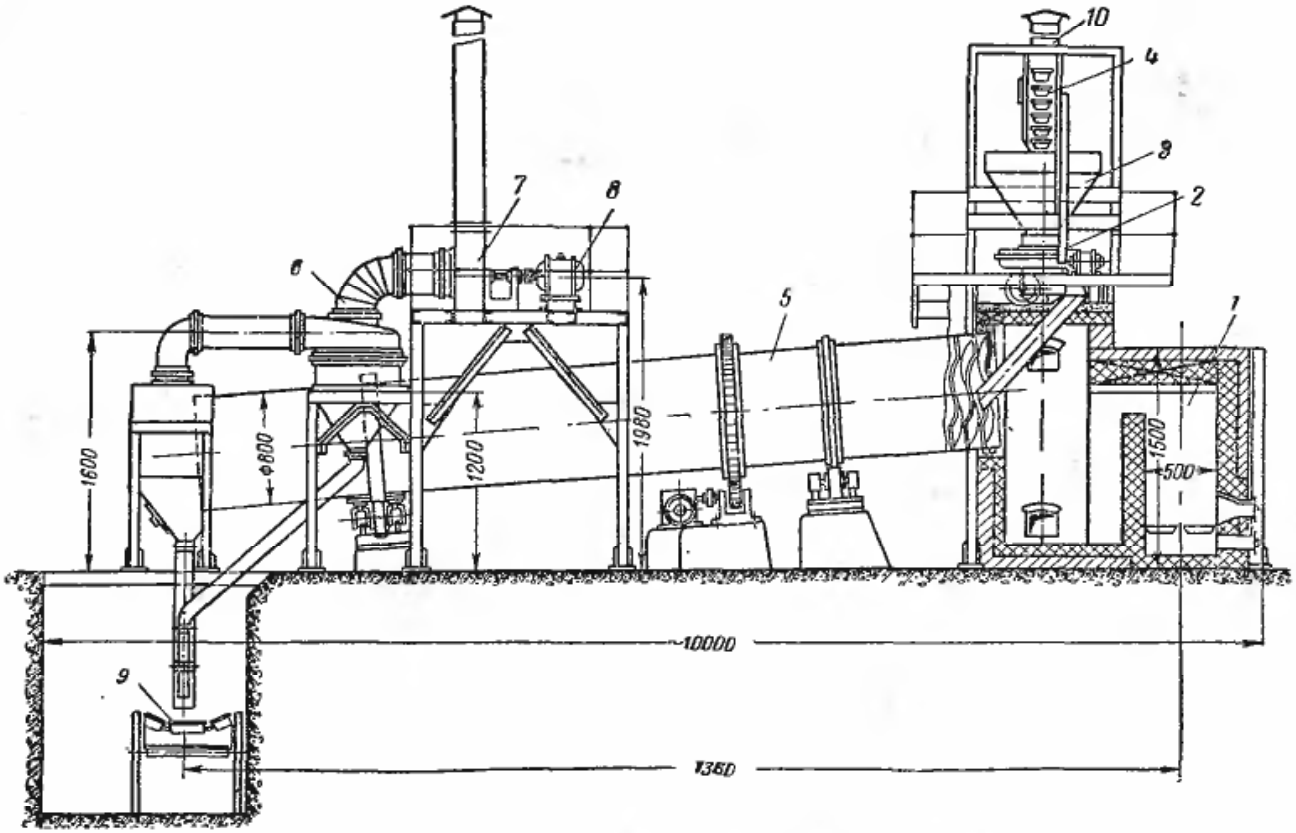


Рис. 5-8. Установка барабанной сушилки.

1 — топка; *2* — дисковый питатель; *3* — бункер; *4* — элеватор; *5* — барабанная сушилка; *6* — циклон; *7* — дымосос; *8* — электродвигатель; *9* — ленточный транспортер; *10* — растопочная труба.

способления для очистки отработавших газов от пыли. Барабанные сушилки не должны работать под давлением, так как в этом случае запыленные газы проникают через неплотности сушилки в помещение и создают тяжелые условия работы для обслуживающего персонала.

Для подачи сырого материала в сушилку применятся дисковый питатель (рис. 5-9). В основном он состоит из вращающего диска *1*, на который топливо поступает сверху через трубу *4*, поставленную по центру диска. Материал с вращающегося диска сбрасывается в спускную трубу с помощью ножа *3*. Изменяя положение ножа, можно изменить количество подаваемого материала. Кроме того, уменьшая высоту трубы *4* над диском, можно менять высоту слоя, а тем самым и производительность питателя. Дисковый питатель надежен в работе и дает возможность достаточно хорошо ре-

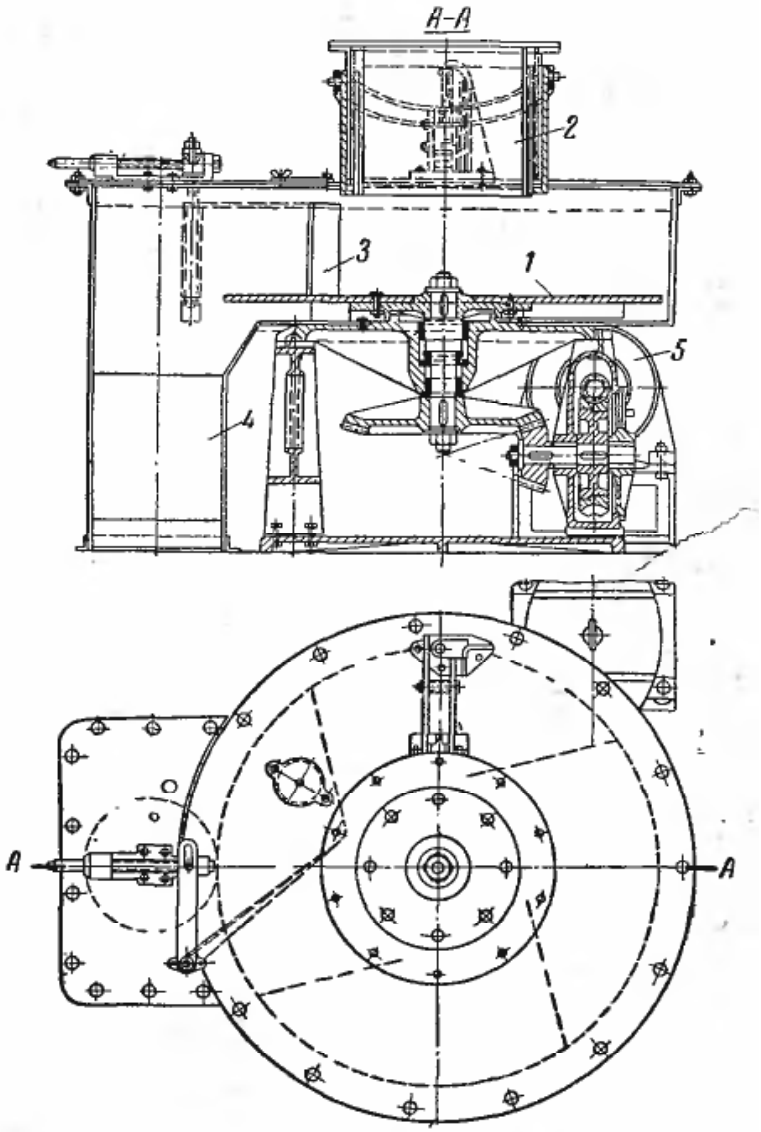


Рис. 5-9. Дисковый питатель.

1 — вращающийся диск; *2* — телескопическая регулирующая труба; *3* — нож; *4* — спускная труба; *5* — червяк и приводная шестерня.

Таблица 5-2

Характеристики барабанных сушилок, выпускаемых Уралхиммашзаводом и заводом „Прогресс" (г. Бердичев)

Показатели	№ по спецификации					
	7450	7119	6843	6720	7207	7208
Внутренний диаметр барабана, *м*	1,5	1,8	2,2	2,2	2,8	2,8
Длина барабана, *м*	8	12	12	14	12	14
Толщина стенок наружного цилиндра, *мм*	10	12	14	14	14	14
Объем сушильного пространства, $м^3$	14,1	30,5	45,6	53,2	74,0	86,2
Общее число ячеек, шт	25	28	28	28	51	51
Скорость вращения барабана, *об/мин*	5	5	5	5	5	5
Скорость вращения ременного шкива, *об/мин*	200	200	200	200	200	200
Общий вес барабана без топки, *кг*	13,6	24,7	42,0	45,7	65,0	70,0
Потребная мощность двигателя, *л. с.*	8	14	17	20	28	35
Производительность барабана по влаге, *кг/ч*	700	1 100	1 640	1 910	2 660	3 100

Примечание. ВНИИНИАШ утвердил новые нормали МН-2106-61, которые предусматривают также барабаны диаметром 1,2; 1,4; 1,6, 2 и 2,5 *м* с длиной от 4 до 10 *м* для малых диаметров и от 14 до 22 *м* для больших.

татель надежен в работе и дает возможность достаточно хорошо регулировать подачу материала.

Расход тепла в барабанных сушилках на топочных газах составляет, считая по $Q_в^р$, от 850 до 1 500 *ккал/кг* испаренной влаги и для сушилок с паровым обогревом — от 800 до 1 000 *ккал/кг* испаренной влаги (1,6—2 *кг* пара/*кг* испаренной влаги).

Барабанные сушилки по нормалям Главхиммаша рекомендуется выполнять с диаметрами барабанов 1 200, 1 400, 1 600, 1 800, 2 000, 2 200, 2 400 и 2 800 *мм* при максимальном отношении длины к диаметру $\frac{L}{D}=7$ и минимальном $\frac{L}{D}=3{,}5$. Число оборотов барабана — от 0,5 до 8 в минуту. Характеристика барабанных сушилок, выпускаемых Уралхиммашзаводом и заводом «Прогресс» (г. Бердичев), приведена в табл. 5-2.

Основной характерной величиной для барабанных сушилок является напряжение барабана по влаге, т. е. $A=\frac{W}{V_б}$ — количество испаряемой влаги в час на 1 $м^3$ объема барабана.

Величина A зависит от типа сушилки, степени заполнения ее объема и числа оборотов барабана, а также от свойств, влажности и размеров частиц материала, от температуры, влажности и скорости сушильного агента внутри барабана. Значения $A=\frac{W}{V_б}$ для некоторых материалов (опытные данные, приведены в табл. 5-3 по литературным данным и частично по опытам ВТИ.

В большинстве опытов коэффициент заполнения не определялся или был невысоким, поэтому не исключена возможность его повышения.

Объем барабанной сушилки приближенно можно определить, зная его напряжение по влаге:

$$V_б=\frac{W}{A},$$

где W — количество испаренной влаги, *кг/ч*;

A — напряжение барабана по влаге, $кг/м^3 \cdot ч$ (берется из табл. 5-3).

А. П. Ворошиловым [Л. 2] разработана методика приближенного расчета барабанных сушилок, использующая данные о напряжении объема по испаренной влаге.

Таблица 5-3

Значения напряжения барабанов по влаге в барабанных сушилках для некоторых материалов

Материалы	$w_{нач}$, %	$w_{кон}$, %	t_1, °С	t_2, °С	Размер куска, *мм*	$A=\frac{W}{V_б\tau}$, *кг/м³·ч*	Примечание
Глина	22	5	600—700	81—100	—	50—60	Подъемнолопастная система
„ огнеупорная	9	0,7	800—1 000	70—80	—	60	
Жом свекловичный	84	12	750	100—125	—	185	Распределительная система
Зерно (пшеница)	20	14	150—200	50—80	—	20—30	
Известняк	10—15	1,5	1 000	80	0,15	45—65	Противоток, подъемнолопастная система
„	8—10	0,5	800	120	0—20	30—40	
Концентраты окисленные	30	4	800	100	200	90—100	Подъемнолопастная система
„ сульфитные	12	3	500—600	100	200	60—70	
Инфузорная земля	40	15	550	120	—	50—60	Распределительная система
Мезга кукурузная	68	12	300	100	—	40—50	„ и перевалочная система
Опилки	40	15	350	—	—	30—40	Распределительная система
Отдубина	65	30	300	—	—	70	Подъемнолопастная система
Руда (магнитогорская)	6,0	0,5	730	—	0,50	65	То же
Песок	4,3—7,7	0,05	840	100	—	80—88	Распределительная и перевалочная системы
Руда марганцевая	15,0	2,0	120	60	2,5	12	Распределительная система
Сахарный песок	3,0	0	100	40	—	8—9	
То же (кукурузный)	14,0	8,0	90	40	—	4—5	
Сернокислый аммоний	3,5	0,4	82	—	—	4—5	Параллельный ток, подъемнолопастная система
Сланец	38	12	500—600	100	0—40	45—60	
Соль поваренная	4—6	0,2	150—200	—	—	7,2	Противоток, подъемнолопастная система
Уголь каменный	9,0	0,6	800—1 000	60	—	32—40	Подъемнолопастная система
„ подмосковный	30	10—15	430	150—200	0—10	40—60	
Фосфориты	6,0	0,5	600	100	—	45—65	Параллельный ток, подъемнолопастная система
Фрезерный торф	50	20	450	100	—	75	Подъемнолопастная система
Хлористый барий	5,6	1,2	109	—	—	1,0—2,0	Параллельный ток, подъемнолопастная система
Шлам от промывки угля (65% угля и 35% золы)	50	1	750	120	0—2	120	Распределительная система

Недостатком этой методики является отсутствие способов для пересчета полученных опытных значений не только на сушилки с другим внутренним устройством, но даже на другие условия работы той же сушилки. В расчетные формулы, предлагаемые А. П. Ворошиловым, входит также коэффициент заполнения барабана сушилки материалом, который невозможно оценить с необходимой для расчета точностью, так как он зависит от многих величин: от числа оборотов, от количества материала, подаваемого в сушилку, от размера частиц, от скорости газов и от ее внутреннего устройства.

В практических условиях только в зависимости от режима работы сушилки ее заполнение может изменяться от 0,05 до 0,3, т. е. в 6 раз.

Более точный метод расчета барабанной сушилки с помощью объемного коэффициента теплопередачи предложен Н. М. Михайловым. Рассмотрим основные соотношения этой методики.

Объем барабанной сушилки

$$V_б = 1{,}2\,\frac{Q}{\alpha_v \Delta t_j}, \qquad (5\text{-}4)$$

где 1,2 учитывает, что часть объема сушилки будет занята винтовыми лопастями и упрощенной насадкой в начале барабана, состоящей только из периферических лопаток. Эта часть сушилки будет иметь пониженный объемный коэффициент теплоотдачи. Однако упрощенная насадка вначале необходима, с тем чтобы избежать замазывания стенок при сушке влажных материалов.

Q — количество тепла, передаваемого в сушилке, *ккал/ч*;

α_v — объемный коэффициент теплоотдачи, *ккал/м³·ч·град*;

Δt — средняя разность температур между сушильным агентом и материалом, °С:

$$\Delta t = \frac{(t_1 - \vartheta_1) - (t_2 - \vartheta_2)}{2{,}3 \lg \frac{t_1 - \vartheta_1}{t_2 - \vartheta_2}}, \qquad (5\text{-}5)$$

где t_1, t_2, ϑ_1 и ϑ_2 — начальные и конечные температуры сушильного агента и материала, °С.

Объемный коэффициент теплообмена согласно схеме, приведенной на рис. 5-10, определяется как сумма трех коэффициентов:

$$\alpha_v = \alpha_v^{I} + \alpha_v^{II} + \alpha_v^{III}, \qquad (5\text{-}6)$$

где α_v^{I} — коэффициент, учитывающий передачу тепла при падении частиц с лопаток;

$$\alpha_v^{I} = \alpha'_к a F'_м + \alpha_{луч} F^{o};$$

α_v^{II} — коэффициент, учитывающий передачу тепла через наружную поверхность материала, находящегося на лопатке и в завале;

$$\alpha_v^{II} = \alpha''_к F''_м + \alpha_{луч} F''_м;$$

α_v^{III} — коэффициент, учитывающий передачу тепла теплопроводностью от более нагретых деталей внутреннего устройства к материалу.

В первых двух случаях передача тепла происходит непосредственно от газов к материалу, а в последнем — за счет контакта материала с деталями внутреннего устройства. Часть тепла в барабанной сушилке передается частицам лучеиспусканием; при этом поверхность, воспринимающая лучистое тепло, не равна поверхности падающих с лопаток частиц, а близка к наружной поверхности струй. Количество тепла, полученное лучеиспусканием, при самых благоприятных условиях не превышает 6% общего количества тепла, полученного материалом в сушилке, поэтому его можно не учитывать для большинства случаев работы барабанных сушилок. Без учета лучистого теплообмена Н. М. Михайловым получены следующие формулы.

Для коэффициента теплообмена между газом и падающими частицами была найдена следующая зависимость:

$$\alpha_v^{I} = \alpha'_к a F'_м = \alpha' a \cdot 57{,}5\,(1 - m)\, n D_б^{0{,}5} B \delta^{-1} x \ \text{ккал/м}^3\cdot\text{ч}\cdot\text{град}, \qquad (5\text{-}7)$$

где $\alpha'_к$ — конвективный коэффициент теплоотдачи от газов к по-

верхности частиц при их падении с лопаток;

a — коэффициент, учитывающий отношение объема падающих частиц (взвеси) к объему материала, находящегося в завале и на лопатках, а также ухудшенную обдувку частиц газом внутри струи падающего с лопаток материала;

$F'_м$ — поверхность падающих с лопаток частиц.

Коэффициент теплоотдачи конвекцией от газов к падающим частицам определяется по формуле

$$\alpha' = 0{,}62\lambda\left(\frac{v_2}{\nu\delta_{ср}}\right)^{0,5} \text{ккал/м}^2\cdot\text{ч}\cdot\text{град}. \quad (5\text{-}8)$$

Значения коэффициента теплопроводности λ и коэффициента кинематической вязкости газа ν берутся при температуре поверхности частиц; $\delta_{ср}$ — средний размер частиц — вычисляется как диаметр шара, имеющего равновеликий объем с объемом средней частицы; v_2 — скорость газов у поверхности частицы — складывается из двух составляющих, направленных под углом 90° по отношению друг к другу: первая составляющая—средняя скорость газов в сушилке $v_{ср}$, вторая—скорость падения частиц с лопаток $v_{пад}$ *м/сек*.

$$v_2 = \sqrt{v_{ср}^2 + v_{пад}^2} = \sqrt{v_{ср}^2 + 4{,}9h_{ср}}.$$

При сравнительно малых высотах падения частиц с лопаток время падения частиц можно вычислить, пренебрегая сопротивлением газа:

$$\tau = \sqrt{\frac{2h_{ср}}{g}}.$$

Для температуры материала в пределах 30—80° С вместо формулы (5-8) с достаточной точностью можно пользоваться формулой

$$\alpha' = 138\left(\frac{\gamma_2}{\delta_{ср}}\right)^{0,5}(v_2 + 4{,}9h_{ср})^{0,25}. \quad (5\text{-}9)$$

m — коэффициент порозности:

$$m = \frac{\gamma_{ист} - \gamma_н}{\gamma_{ист}},$$

где $\gamma_{ист}$ и $\gamma_н$ — истинный и насыпной удельный веса частиц материала, *кг/м*³;

x — доля фракции в смеси;

$\delta_{ср}$ — ее средний размер, *мм*;

B — параметр, характеризующий конструкцию внутреннего устройства барабана:

$$B = \frac{F_л^м}{D_б^2} z \sqrt{\frac{h_{ср}}{D_б}}, \quad (5\text{-}10)$$

где $F_л$ — площадь сечения сушилки, соответствующая максимальному заполнению лопатки материалом при выходе ее из завала; находится планиметрированием площади *abc* (рис. 5-10) на чертеже поперечного сечения сушилки; для лопаток разной длины находится самостоятельно для каждой лопатки; z — число лопаток одинаковой длины; $h_{ср}$ — средняя высота падения частиц, *м*— находится путем измерения отрезков на чертеже сушилки (рис. 5-10); средняя высота падения частиц принимается равной средневзвешенному значению из этих определений:

$$h_{ср} = \frac{(F'_м - F''_м)h'_{ср} + (F''_м - F'''_м)h''_{ср} + \ldots + (F^n_м - F^{n+1}_м)h^n_{ср}}{F^м_л},$$

где $F'_м$, $F''_м$ и $F'''_м$ — площади, занятые находящимся на лопатках материалом;

$h'_{ср}$, $h''_{ср}$, ... $h^n_{ср}$ — высоты падения частиц с лопаток.

Примечание. $h_{ср}$ можно найти и графически с помощью чертежа поперечного сечения сушилки.

Параметр B, характеризующий внутреннее устройство сушильного барабана, зависит также от $S/D_б$, $S_{гол}/D_б$; S — величина наружной поверхности материала, находящегося на лопатках и в завале; $S_{гол}$ — величина оголенной поверхности деталей внутреннего устройства.

Величины S, $S_{гол}$, так же как и $h'_{ср}$, $h''_{ср}$, ... $h^n_{ср}$, находятся путем из-

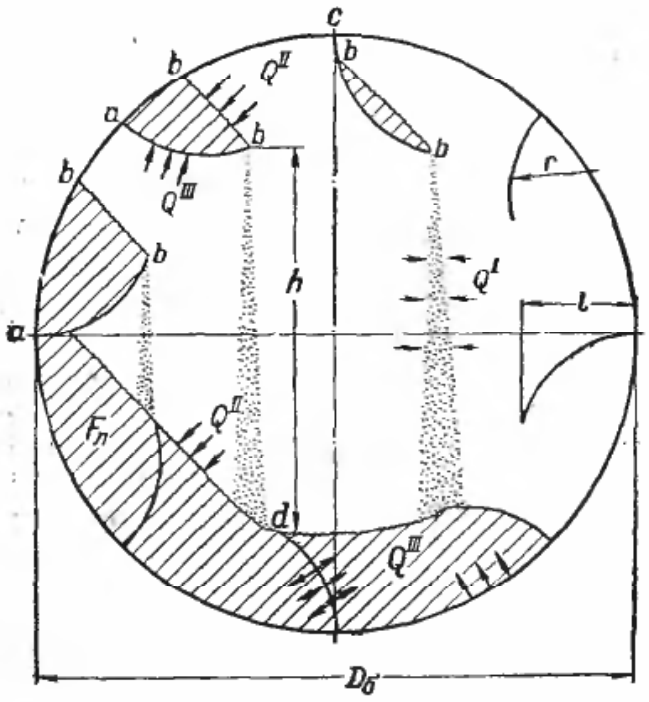


Рис. 5-10. Пути передачи тепла в барабанной сушилке.

мерения соответствующих отрезков на чертеже поперечного сечения сушилки, а величины $F_л^{макс}$, $F'_м$, $F''_м$, ... $F_м^{n+1}$ — путем планиметрирования соответствующих площадей на этом чертеже. Для простейших внутренних устройств значения этих параметров находятся графически: для более сложных внутренних устройств — по таблицам, а для внутренних устройств, не указанных в таблице, — графоаналитическим методом, изложенным в монографии [Л. 19]. Этот метод позволяет определить оптимальный профиль лопаток и их наиболее рациональное размещение в барабане. Надо иметь в виду, что если сушилка разделена перегородками на отдельные изолированные секции, то каждую секцию надо рассматривать как самостоятельную изолированную сушилку с периферическими лопатками.

В таких случаях при расчете объемного коэффициента теплообмена вместо $D_б$ принимают эквивалентный диаметр $D_{б.э}$, соответствующий площади, равной площади сектора:

$$D_{бэ} = \sqrt{\frac{D_б}{\kappa}}, \qquad (5\text{-}11)$$

где κ — число секций, на которые разделен барабан.

При подсчете α'_v по фракциям необходимо подсчитать $F'_м$ и $\alpha'_к$ для каждой фракции, перемножить $F'_м$ и $\alpha'_к$ для каждой фракции и полученные произведения сложить. При этом часть слагаемых оказывается ничтожно малой и не оказывает существенного влияния на α^I_v. Такой метод очень громоздок и неудобен для практического пользования. Нами предложено следующее упрощение метода подсчета α^I_v:

$$\alpha^I_v = a\alpha_к F_м = a \cdot 0{,}62 \frac{\lambda}{\nu^{0.5}} \left(\frac{v_2}{\delta_{ср}}\right)^{0{,}5} \times$$

$$\times 57{,}5(1-m)\frac{D_б^{-0.5} nBx}{\delta} = 0{,}62 \times$$

$$\times 57{,}5\sqrt{1\,000}\, a\lambda n B(1-m)\sqrt{\frac{v_2 D_б}{\nu}} \times$$

$$\times \frac{x}{\sqrt{\delta^3_{ср}}} = 1\,130\; a\lambda n\, B(1-m) \times$$

$$\times \sqrt{\frac{v_2 D_б}{\nu}} \cdot \frac{x}{\sqrt{\delta^3_{ср}}}.$$

При подсчете α^I_v по фракциям вместо формулы (5-7) предлагается следующая формула:

$$\alpha^I_v = 1\,130 a\lambda n B(1-m)\sqrt{\frac{v_2 D_б}{\nu}} \times$$

$$\times \left[\frac{x_1}{\sqrt{\delta'^3_{ср}}} + \frac{x_2}{\sqrt{\delta''^3_{ср}}} + \ldots + \frac{x_n}{\sqrt{\delta^{n3}_{ср}}}\right]. \quad (5\text{-}11а)$$

В этой формуле приняты обозначения и размерности, как и в формуле (5-7), т. е. n — *об/мин*; λ — *ккал/м·ч·град*; v_2 — *м/сек*; $D_б$ — *м*; ν — *м²/сек*; $\delta_{ср}$ — *мм*.

Примечание. $\sqrt{1\,000}$ вводится при переводе $\delta_{ср}^{-0,5}$ в миллиметры.

Для упрощения нахождения слагаемых в скобках предлагается диаграмма, приведенная на рис. 5-11, построенная в логарифмических координатах и представляющая собой зависимость $\frac{x}{\sqrt{\delta^3_{ср}}} = f(x_1 \delta_{ср})$. Порядок

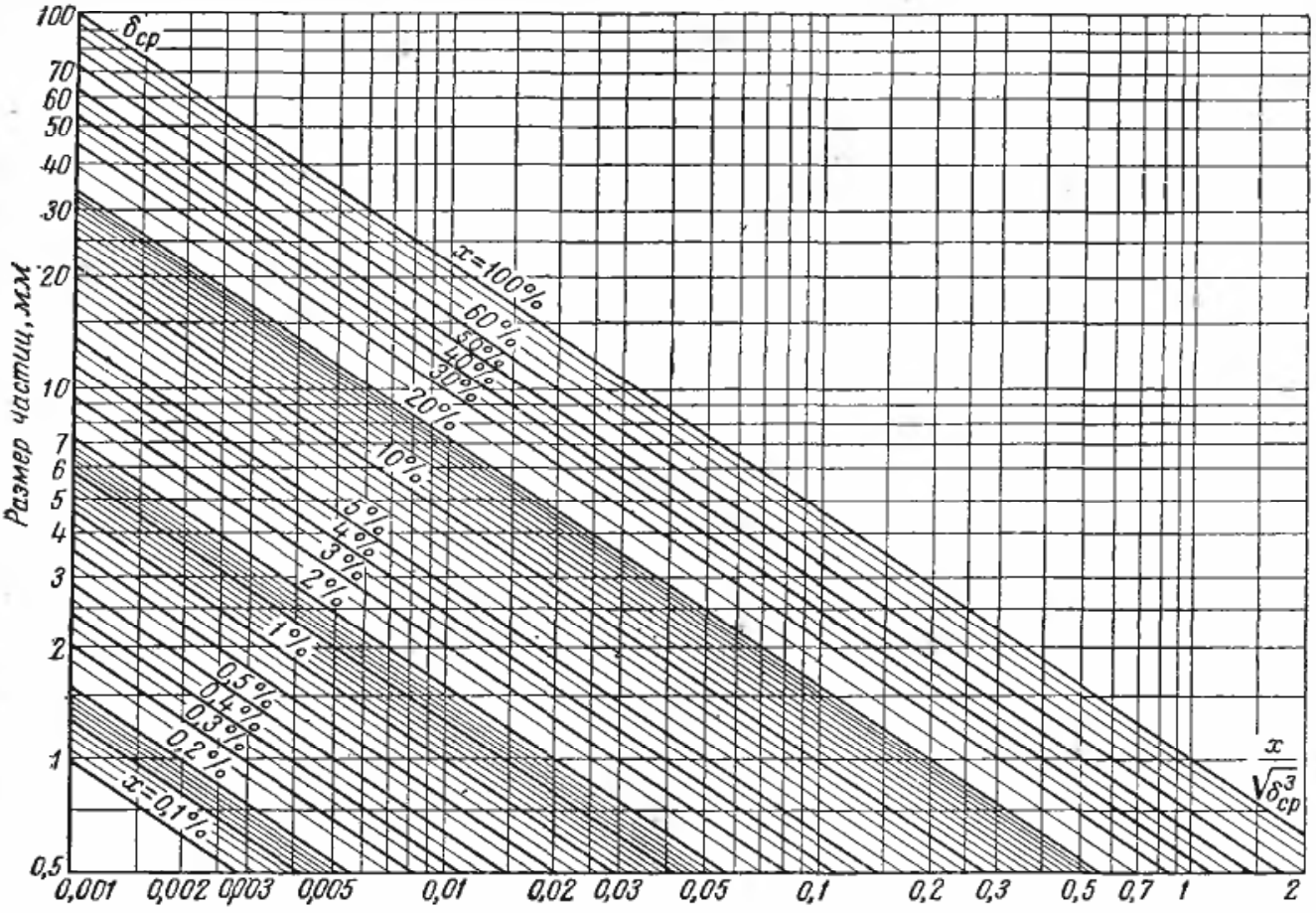


Рис. 5-11. График для подсчета $\frac{x_n}{\sqrt{\delta^3_{ср}}}$.

пользования диаграммой следующий: на вертикальной оси находят значения размера частицы фракции в смеси δ (*мм*) и проводят горизонтальную прямую до пересечения с наклонной прямой, соответствующей доле данной фракции в смеси (%); на горизонтальной прямой находят значение выражения $\frac{x}{\sqrt{\delta^3_{ср}}}$, которое и подставляется в формулу (5-11а).

Пример 5-1. Фракция со средним диаметром частиц 2,5 *мм*; доля фракции в смеси—8,6%—результат пользования диаграммой $\frac{x}{\sqrt{\delta^3_{ср}}} = 2{,}1 \cdot 10^{-2}$. Удобство диаграммы состоит еще и в том, что она исключает слагаемые малой величины, не оказывающие влияния на α'_v, так как их значения нельзя получить, пользуясь диаграммой.

Для объемного коэффициента теплообмена, учитывающего теплообмен между газом и частицами, находящимися на лопатках и в завале, была предложена формула

$$\alpha''_v = \alpha'' F''_м = 1{,}27 \frac{S}{D_б} D_б^{-1} \times$$

$$\times \alpha'' \; ккал/м^3 \cdot ч \cdot град, \quad (5\text{-}13)$$

где α'' — коэффициент теплообмена от газа к поверхности материала, находящегося на лопатках;

Таблица 5-4

Значения коэффициента мощности σ

Внутреннее устройство барабана	Коэффициенты заполнения β			
	0,1	0,15	0,20	0,25
По схеме рис. 5-6, *а*	0,038	0,053	0,063	0,071
По схеме рис. 5-6, *в* и *г*	0,013	0,026	0,038	0,044
По схеме рис. 5-6, *б*	0,015	0,018	0,02	0,022
По схеме рис. 5-6, *е*	0,006	0,008	0,01	0,011

[1] В настоящее время ВТИ (Н. М. Михайлов) совместно с Уралхиммашем разрабатывают методику расчета расхода энергии на вращение барабанных сушилок.

$F''_м$ — наружная поверхность материала, находящегося на лопатках и в завале;

$S = \Sigma bb$ — сумма отрезков в поперечном сечении сушилки, соответствующих наружной поверхности материала;

$D_б$ — диаметр барабана.

На основании опытов найдена следующая формула для коэффициента α'':

$$\alpha'' = 0{,}347 \frac{\lambda}{l^{0,33}} \left(\frac{v_г}{\nu}\right)^{0,67}, \quad (5\text{-}14)$$

где $v_г$ — скорость газов, *м/сек*.

За определяющий размер l принята величина, равная половине длины линии скатывания частиц, которая находится из соотношения

$$l = \frac{2\frac{S}{D_б}D_б}{z} = \frac{2\Sigma bb}{z}.$$

Физические константы берутся при средней температуре газов.

Передача тепла материалу от более нагретых частей внутреннего устройства барабана и обечайки путем теплопроводности определяется, исходя из следующих соображений. При каждом обороте сушилки внутренние устройства и обечайка часть времени остаются незакрытыми материалом. За это время они нагреваются газами, а затем при соприкосновении с материалом отдают ему это тепло.

За время одного оборота барабана лопатки и обечайка барабана остаются незакрытыми материалом примерно половину этого времени, следовательно время, в течение которого будет происходить нагрев (или охлаждение) насадки и обечайки, определяется так:

$\frac{1}{n}$ — время 1 оборота, *мин*;

$\frac{1}{2n}$ — время 0,5 оборота, *мин*;

$\frac{1}{2 \cdot 60n} = \frac{1}{120n} = (120\,n)^{-1}$ — время нагрева или охлаждения материала в барабане, *ч*.

Барабанные сушилки редко вращаются медленнее, чем 3 *об/мин*, поэтому продолжительность цикла нагрева или охлаждения насадки не будет более 10 *сек*. За это время температура деталей внутреннего устройства может увеличиться не более чем на 2,5% разности температур между газом и поверхностью деталей. Поэтому в расчетах температура деталей внутреннего устройства может быть принята постоянной. Эта температура выше температуры материала и ниже температуры газов.

При достаточно продолжительной работе наступает равновесие между количеством тепла, полученного деталями от газов, и количеством тепла, отдаваемого ими сушимому материалу. Температура деталей, при которой наступит равновесие, определяется из следующего уравнения:

$$\alpha_{л.г}(t_г - t_л) F'''_{гол} = \alpha_{л.м}(t_л - \vartheta_м) F'''_{зак} \quad (5\text{-}15)$$

— тепло, отданное газом деталям внутреннего устройства | — тепло, отданное деталями внутреннего устройства материалу

$\alpha_{л.г}$ — коэффициент теплообмена от газа к оголенной поверхности (учитывает тепло, переданное конвекцией и лучеиспусканием), *ккал/м²·ч·град*;

$\alpha_{л.м}$ — коэффициент теплоотдачи от деталей внутреннего устройства к материалу, *ккал/м²·ч·град*;

$t_г$ — температура газов;

$t_л$ — искомая температура деталей внутреннего устройства;

$\vartheta_м$ — температура материала;

$F'''_{гол}$ — оголенная поверхность деталей, *м²/м³*;

$F'''_{зак}$ — закрытая материалом поверхность деталей, *м²/м³*;

$$F_п = F'''_{гол} + F'''_{зак}.$$

Коэффициент теплоотдачи от газов к оголенным поверхностям деталей внутреннего устройства вычисляется по формуле Юргеса, полу-

ченной из опытов, проведенных с пластинами небольшого размера:

$$\alpha_{л.г} = 4{,}4 + 3{,}0\,(\gamma_{ср} v_{ср}) \quad ккал/м^2 \cdot ч \cdot град, \qquad (5\text{-}16)$$

где $\gamma_{ср} v_{ср}$ — средняя весовая скорость газов.

Вследствие быстрой смены циклов охлаждения и нагрева деталей материал, лежащий на лопатках и в завале, может прогреться на очень небольшую толщину (материал, лежащий в центре нагреваемого слоя, нагревается не больше, чем на 1° С); следовательно, прогрев материала можно рассматривать как прогрев бесконечно толстой пластины с постоянной температурой на поверхности. В этом случае коэффициент теплообмена зависит только от физических констант и от времени прогрева

$$\alpha_{л.м} = 1{,}13 \sqrt{\lambda_м c_м \gamma_н} \Delta\tau^{-0{,}5}, \qquad (5\text{-}17)$$

где $\lambda_м$ — теплопроводность материала, *ккал/м·ч·град*;

$c_м$ — теплоемкость материала, *ккал/кг·град*;

$\gamma_н$ — удельный вес (насыпной) материала, *кг/м³*;

$\Delta\tau$ — продолжительность половины одного оборота сушилки, *ч*.

Следовательно,

$$\alpha_v^{III} = \frac{F'''_{зак}(t_л - \vartheta_м)\alpha_{л.м}}{\Delta t} = \frac{F'''_{гол}(t_г - t_л)\,\alpha_{л.г}}{\Delta t}, \qquad (5\text{-}18)$$

где Δt — средняя разность температур в барабанной сушилке, определяемая по уравнению (5-5).

Для практических расчетов коэффициента теплообмена, учитывающего передачу тепла материалу от более нагретой поверхности деталей внутреннего устройства, эта формула представляется в следующем виде:

$$\alpha_v^{III} = \frac{\alpha_{л.м} F'''_3 (t_л - \vartheta_м)}{\Delta t} = 1{,}27 \frac{\frac{S_{гол}}{D_б} D_б^{-1} \alpha_{л.м}(t_л - \vartheta_м)}{\Delta t}$$

$$ккал/м^3 \cdot ч \cdot град. \qquad (5\text{-}19)$$

Определив значения объемных коэффициентов и суммарного коэффициента теплообмена, по формуле (5-6) находят объем сушильного барабана и остальные его геометрические размеры, согласуя их с типоразмерами барабанных сушилок, выпускаемых отечественными заводами.

Время пребывания частицы в барабанной сушилке по опытной формуле Н. М. Михайлова

$$\tau = \frac{0{,}2 L_б}{D_б \frac{h_{ср}}{D_б} n^{0{,}7} \left[z \operatorname{tg}\omega + 10^{-3} \frac{51{,}4}{\delta} (\gamma v)^{1{,}73} \right]}, \qquad (5\text{-}20)$$

где $D_б$ — диаметр барабана, *м*;

$h_{ср}$ — средняя высота падения частиц, *м*;

n — число оборотов барабана в минуту;

ω — угол наклона барабана, *град*;

δ — размер частицы, *мм*;

γv — средняя весовая скорость газа.

Формула применима при $n = 0{,}5 \div 8$ *об/мин*; $v = 0{,}25$ *м/сек*; $\delta = 0{,}3 \div 15$ *мм* и $\omega = 0{,}3 \div 8°$.

Коэффициент заполнения сушилки материалом

$$\beta = \frac{G_1 + G_2}{2} \cdot \frac{\tau_{ср}}{\gamma_н V_б \cdot 60}, \qquad (5\text{-}21)$$

где G_1 и G_2 — веса материала, поступающего и уходящего из барабана, *кг/ч*;

$\tau_{ср}$ — средневзвешенное время пребывания материала в сушилке;

$\gamma_{ср}$ — средний насыпной вес материала, *т/м³*;

$V_б$ — внутренний объем барабана.

Потребную мощность на вращение барабана можно определить приближенно по формуле [1]

$$N = 0{,}0013 D^3 L \gamma_{ср} n_{макс} \sigma \ квт,$$

где N — потребная мощность на вращение барабана, *квт*;
D — диаметр барабана, *м*;
L — длина барабана, *м*;
$\gamma_{ср}$ — средний удельный вес материала, *кг/м³*;
$n_{макс}$ — максимальное число оборотов барабана в минуту;
σ — коэффициент мощности, который можно принимать по табл. 5-4.

Пример 5-2. Определить размеры барабанной сушилки по методике Н. М. Михайлова.

Исходные данные:

подсушиваемый материал—башкирский уголь; производительность сушки $G_1 = 350$ *т/ч*; начальная влажность материала $w_1 = 53\%$, конечная $w_2 = 46\%$; гранулометрический состав высушиваемого материала:

Номер фракции	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Средний диаметр частиц $\delta_{ср}$, *мм*	125	90	60	35	20	10	5	2,5	1
Доля фракции в смеси x, %	2,5	0,5	1	8	11	15	24	8,6	24,5

Топливо—башкирский уголь; его химический состав $W^р = 46\%$; $A^р = 17{,}8\%$; $S^р_{ор} = 0{,}5\%$; $C^р = 23{,}8\%$; $H^р = 2{,}3\%$; $N^р = 0{,}2\%$; $O^р = 9{,}1\%$.

Теоретический расход воздуха для сжигания 1 *кг* топлива $L_0 = 3{,}15$ *кг/кг*; низшая теплота сгорания $Q^р_н = 2\,350$ *ккал/ч*; к. п. д. топки $\eta = 0{,}95$; температуры поступающих и уходящих газов из сушилки: $t_1 = 800°$ С и $t_2 = 90°$ С; начальная и конечная температуры угля, $\vartheta_1 = 59°$ С и $\vartheta_2 = 40°$ С.

Параметры наружного воздуха: $t_0 = -15°$ С; $d_0 = 0{,}9$ *г/кг*; $I_0 = 3{,}06$ *ккал/кг*; $v_0 = 0{,}747$ *м³/кг*. Избыток воздуха в газах при входе в сушилку $\alpha = 2{,}39$, начальное влагосодержание газов $d_1 = 91{,}0$ *г/кг*. Движение газов параллельно движению материала.

Решение. Учитывая большую производительность сушилки, диаметр ее корпуса принимаем равным максимальному размеру барабанных сушилок, т. е. $D'_б = 3{,}5$ *м*.

Для рассматриваемого случая принимается шестисекторная система барабана со следующими конструктивными параметрами [Л. 19]:

$$\frac{S}{D_б} = 1{,}445; \quad \frac{S_{гол}}{D_б} = 4{,}16;$$

$$F^{макс}_л = 0{,}13 \ м^2; \quad h_{ср} = 0{,}376 \ м.$$

Барабан разделен на шесть изолированных секций

$$D_б = \sqrt{\frac{D'^2_б}{6}} = \sqrt{\frac{3{,}5}{6}} = 1{,}426 \ м;$$

$$B = \frac{F^м_л}{D^2_б} z \sqrt{\frac{h_{ср}}{D_б}} =$$

$$= \frac{0{,}13}{1{,}426^2} \cdot 7 \sqrt{\frac{0{,}376}{1{,}426}} = 0{,}23.$$

Количество испаренной влаги

$$W = G_1 \frac{w_1 - w_2}{100 - w_2} =$$

$$= 350 \frac{53 - 43}{100 - 46} = 45{,}4 \ т/ч.$$

Расход тепла на испарение влаги

$$q_1 = 597 + 0{,}44 t_2 - \vartheta_1 =$$

$$= 597 + 0{,}44 \cdot 90 - 5 = 632{,}3 \ ккал/кг.$$

Расход тепла на нагрев топлива

$$q_м = \frac{G_2}{W} c_м (\vartheta_2 - \vartheta_1) =$$

$$= \frac{350 - 45{,}4}{45{,}4} \cdot 0{,}6 (40 - 5) = 142 \ ккал/кг,$$

где

$$c_м = 0{,}305 \frac{100 - W^р - A^р}{100} +$$

$$+ 0{,}173 \frac{A^р}{100} + \frac{W^р}{100} = 0{,}60 \ ккал/кг \cdot град.$$

Потери тепла в окружающую среду принимаем равными $q_5 = 10$ *ккал/кг* влаги.

Расход газов на 1 *кг* испаренной влаги

$$l = \frac{q_1 + q_м + q_5}{c'_г t_1 - c''_г t_2} =$$

$$= \frac{632{,}3 + 142{,}0 + 10{,}0}{0{,}31 \cdot 800 - 0{,}287 \cdot 90} = 3{,}64 \ кг/кг \text{ влаги},$$

где $c'_г = 0{,}31$ *ккал/кг·град*—теплоемкость газов при температуре 800° С и влагосодержании $d_1 = 91{,}0$ *г/кг*:

$$c'_г = c'_{с.г} + \frac{d_1}{1\,000} c_п =$$

$$= 0{,}266 + \frac{91}{1\,000} \cdot 0{,}47 = 0{,}31,$$

[1] В ближайшее время ВТИ и Уралхиммашем заканчивается разработка метода определения расхода энергии на вращение барабанных сушилок.

а при температуре 90° С

$$c_г'' = 0{,}244 + \frac{91}{1\,000} \cdot 0{,}47 = 0{,}287,$$

где $c_{с.г}$ — теплоемкость сухих газов при определенной температуре;

$c_п = 0{,}47$ *ккал/кг·град* — приближенная удельная теплоемкость пара.

Потери тепла с отходящими газами

$$q_2 = l\,(c_{с.г} + 0{,}001 d_1 c_п)\,(t_2 - t_0) =$$

$$= 3{,}64\,(0{,}2425 + 0{,}001 \cdot 91 \cdot 0{,}47)\,(90 + 15);$$

$$c_{с.г} = \frac{c_{с.г}'' + c_{с.г}'''}{2} = \frac{0{,}244 + 0{,}241}{2} = 0{,}2425,$$

где $c_{с.г}''$ — теплоемкость сухого воздуха при 90° С;

$c_{с.г}'''$ — теплоемкость сухого воздуха при —15° С;

$q_2 = 3{,}64 \cdot 0{,}287 \cdot 105 = 110{,}0$ *ккал/кг* влаги.

Суммарный расход тепла

$$\Sigma q = q_1 + q_м + q_5 + q_2;$$

$$\Sigma q = 632{,}3 + 142 + 10 + 110 =$$

$$= 894{,}3 \text{ } ккал/кг \text{ влаги.}$$

Расход тепла с учетом потерь в топке:

$$q = \frac{\Sigma q}{\eta_т} = \frac{894{,}3}{0{,}95} = 940 \text{ } ккал/кг \text{ исп. влаги;}$$

вес сухих газов

$$q_{сух} = 1 + \alpha L_0 - 0{,}01\,(9H^р + W^р + A^р) =$$

$$= 1 + 2{,}39 \cdot 3{,}15 - 0{,}845 = 7{,}69 \text{ } кг/кг \text{ топлива.}$$

Расход топлива, сжигаемого в топке сушилки,

$$B_т = \frac{l}{G_{сух}} W = \frac{3{,}64 \cdot 45{,}4}{7{,}69} = 21{,}5 \text{ } т/ч.$$

Количество тепла, переданного от газов высушиваемому топливу,

$$Q = W\,(q_1 + q_м) = 45{,}4\,(632 + 142) =$$

$$= 35\,000\,000 \text{ } ккал/ч.$$

Средняя разность температур между газом и сушимым топливом

$$\Delta t_{ср} = \frac{(t_1 - \vartheta_1) - (t_2 - \vartheta_2)}{2{,}3 \lg \frac{t_1 - \vartheta_1}{t_2 - \vartheta_2}} =$$

$$= \frac{(800 - 5) - (90 - 40)}{2{,}3 \lg \frac{800 - 5}{90 - 40}} = 269° \text{ С.}$$

Средняя температура газов в сушилке

$$t_{ср}^г = \frac{\vartheta_1 + \vartheta_2}{2} + \Delta t_{ср} = \frac{5 + 40}{2} + 269 =$$

$$= 291{,}5° \text{ С.}$$

Средний удельный объем газов

$$v_{ср}' = 4{,}64 \cdot 10^{-6}\,(622 + d_{ср}) \times$$

$$\times\,(273 + t_{ср}^г) = 4{,}64 \cdot 10^{-6} \times$$

$$\times \left(622 + \frac{91 + 365{,}3}{2}\right)(273 + 291{,}5) =$$

$$= 2{,}23 \text{ } м^3/кг \text{ сухих газов,}$$

где

$$d_{ср} = \frac{d_1 + d_2}{2};$$

$$d_2 = d_1 + 10^3 \frac{1}{l} = 91 + \frac{1\,000}{3{,}64} = 365{,}3 \text{ } г/кг.$$

Объем газов, проходящих через сушилку,

$$V_г = B_т G_{сух} v_{ср} = 21\,500 \cdot 7{,}69 \cdot 2{,}23 =$$

$$= 369\,000 \text{ } м^3/ч.$$

Средняя скорость газов в сушилке

$$v_{ср} = \frac{V_г}{(1 - \beta) \cdot 0{,}785\,(D_б')^2 \cdot 3\,600} =$$

$$= \frac{369\,000}{(1 - 0{,}2) \cdot 0{,}785 \cdot 3{,}5^2 \cdot 3\,600} = 13{,}45 \text{ } м/сек,$$

где β — заполнение сушилки материалом; принимаем 20%.

Объемный коэффициент теплоотдачи между газом и падающими с лопаток частицами высушиваемого топлива

$$\alpha_v^I = 1\,130 a \lambda n B\,(1 - m) \sqrt{\frac{v_2 D_б}{\nu}} \times$$

$$\times \left[\frac{x_1}{\sqrt{\delta_{ср}'^3}} + \frac{x_2}{\sqrt{\delta_{ср}''^3}} + \ldots + \frac{x_n}{\sqrt{\delta_{ср}^{n3}}}\right],$$

где a — коэффициент, учитывающий ухудшенную обдувку частиц газом внутри струи падающего с лопаток материала;

$a = 0{,}078$; задаемся $n = 6$ *об/мин.*

$$m = \frac{\gamma_{ист} - \gamma_н}{\gamma_{ист}} = \frac{1{,}40 - 0{,}65}{1{,}40} = 0{,}535;$$

$\gamma_{ист} = 1{,}4$ *кг/см³* — истинный удельный вес материала;

$\gamma_н = 0{,}65$ *кг/см³* — насыпной удельный вес материала;

$\lambda = 2{,}28 \cdot 10^{-2}$ *ккал/м·ч·град*;

$\nu = 17{,}6 \cdot 10^{-6}$ *м²/сек*; берется для воздуха при температуре, равной температуре на поверхности частиц материала. По условию $\vartheta_2 = 40°$ С на поверхности сушки и близко к температуре мокрого термометра,

Скорость газов у поверхности частиц

$$v_2 = \sqrt{v_{ср}^2 + v_{пад}^2} =$$

$$= \sqrt{13{,}45^2 + 1{,}36^2} = 13{,}5 \ м/сек.$$

Скорость частиц при их падении с лопаток

$$v_{пад} = 2{,}22\sqrt{h_{пад}} = 2{,}22\sqrt{0{,}376} =$$

$$= 1{,}36 \ м/сек.$$

Вторая часть формулы находится по условиям задачи с помощью диаграммы (рис. 5-11):

$$\left[\frac{x_1}{\sqrt{\delta'^3_{ср}}} + \frac{x_2}{\sqrt{\delta''^3_{ср}}} + \ldots + \frac{x_n}{\sqrt{\delta^{n3}_{ср}}}\right] =$$

$$= 5\cdot10^{-3} + 1{,}2\cdot10^{-3} + 2{,}1\cdot10^{-2} +$$

$$+ 2{,}1\cdot10^{-2} + 2{,}49\cdot10^{-1} = 0{,}2972,$$

причем ввиду малого значения выпали четыре слагаемых, соответствующих четырем фракциям. Подставив в формулу также ранее найденные значения B и $D_б$, получим:

$$\alpha_v^I = 1\,130\cdot0{,}078\cdot2{,}28\cdot10^{-2}\cdot6 \times$$

$$\times 0{,}23\,(1 - 0{,}535)\sqrt{\frac{13{,}5\cdot1{,}426}{17{,}6\cdot10^{-6}}}\cdot0{,}2972 =$$

$$= 398 \ ккал/м^3\cdot ч\cdot град.$$

Объемный коэффициент для частиц, находящихся на лопатках и в завале, $\alpha_v^{II} = \alpha_к'' F_м''$.

$$F_м'' = 1{,}27\frac{S}{D_б}\cdot\frac{1}{D_б} = \frac{1{,}27\cdot1{,}445}{1{,}426} = 1{,}29 \ м^2/м^3.$$

Коэффициент теплообмена $\alpha_к''$ вычисляется из формулы

$$Nu = 0{,}347\,Re^{0{,}66}.$$

Средняя длина скатывания частиц

$$l_0 = \frac{2\frac{S}{D_б}D_б}{z} = \frac{2\cdot1{,}447\cdot1{,}426}{7} = 0{,}59 \ м;$$

$$Re = \frac{v_{ср}l_0}{\nu} = \frac{13{,}45\cdot0{,}59}{48{,}7\cdot10^{-6}} = 163\,000.$$

Коэффициенты ν и λ берутся при средней температуре газа в сушилке $t_{ср} = 291{,}5°$ С:

$$\nu = 48{,}7\cdot10^{-6} \ м^2/сек;$$

$$\lambda = 3{,}64\cdot10^{-2} \ ккал/м\cdot ч\cdot град;$$

$$Nu = 0{,}347\,Re^{0{,}66} = 0{,}347\,(163\,000)^{0{,}66} = 955;$$

$$\alpha_к'' = \frac{Nu\,\lambda}{l_0} = \frac{955\cdot3{,}64\cdot10^{-2}}{0{,}59} =$$

$$= 59 \ ккал/м^2\cdot ч\cdot град;$$

$$\alpha_v^{II} = \alpha_к'' F_м'' = 59\cdot1{,}29 =$$

$$= 76{,}0 \ ккал/м^3\cdot ч\cdot град.$$

Объемный коэффициент теплообмена от нагретых поверхностей сушилки к материалу

$$\alpha_v^{III} = \frac{\alpha_к F_{гол}^л\,(t_{ср}^г - t_л)}{\Delta t_{ср}} =$$

$$= \frac{26{,}6\cdot3{,}72\left(291{,}5 - \frac{40+5}{2}\right)}{269} =$$

$$= 99 \ ккал/м^3\cdot ч\cdot град,$$

где

$$\alpha_к = 4{,}4 + 3{,}0\,(\gamma_{ср}v_{ср}) = 4{,}4 + 3\cdot7{,}4 =$$

$$= 26{,}6 \ ккал/м^2\cdot ч\cdot град;$$

$$\gamma_{ср}v_{ср} = 0{,}55\cdot13{,}45 = 7{,}4 \ кг/сек\cdot м^2;$$

$\gamma_{ср}$ — средний удельный вес газов:

$$\gamma_{ср} = \frac{1 + 0{,}001 d_{ср}}{v'_{ср}} =$$

$$= \frac{1 + 0{,}001\cdot228}{2{,}23} = 0{,}55 \ кг/м^3;$$

$$d_{ср} = \frac{91 + 365{,}3}{2} = 228 \ г/кг;$$

$$F_{гол}^л = 1{,}27\,\frac{S_{гол}}{D_б}\cdot\frac{1}{D_б} =$$

$$= 1{,}27\cdot4{,}16\cdot\frac{1}{1{,}426} = 3{,}72 \ м^2/м^3.$$

Для рассматриваемой сушилки передача тепла от газов частицам высушиваемого материала будет происходить главным образом за счет конвекции; это видно из того, что величина $\alpha_v^I + \alpha_v^{II}$ значительно больше, чем α_v^{III}. В этом случае температура материала в конце сушки будет близка к температуре мокрого термометра, а температура деталей внутреннего устройства будет незначительно отличаться от температуры материала.

Объемный коэффициент теплообмена, учитывающий все способы передачи тепла в барабане,

$$\alpha_v = \alpha_v^I + \alpha_v^{II} + \alpha_v^{III} =$$

$$= 398 + 76 + 99 = 573 \ ккал/м^3\cdot ч\cdot град.$$

Объем сушилки

$$V_б = 1{,}2\,\frac{Q}{\alpha_v\Delta t_{ср}} = 1{,}2\,\frac{35\cdot10^6}{573\cdot269} = 272 \ м^3.$$

Длина сушилки

$$L_б = \frac{V_б}{0{,}785\,(D'_б)^2} =$$

$$= \frac{272}{0{,}785\cdot3{,}5^2} = 28{,}2 \ м.$$

Напряжение барабана по влаге или количество влаги, испаряющейся в единице объема сушилки,

$$A = \frac{W}{V_б\tau} = \frac{45\cdot400}{272\cdot1} = 167 \ кг/м^3\cdot ч.$$

При расчете сушилки задавались числом оборотов сушилки ($n=6$ *об/мин*), а при подсчете средней скорости газов в сушилке задавались заполнением объема сушилки материалом ($\beta=0{,}2$).

Для проверки этих величин определим время прохождения материала через сушилку.

Время пребывания определяется отдельно для каждой фракции:

$$\tau = \frac{0{,}2L_б}{D_б \frac{h_{ср}}{D_б} n^{0{,}7}\left[z \operatorname{tg}\omega + 10^{-3}\frac{51{,}4}{\delta}(\gamma_{ср}v_{ср})^{1{,}73}\right]} =$$

$$= \frac{0{,}2 \cdot 28{,}2}{1{,}426 \cdot \frac{0{,}376}{1{,}426} \cdot 6^{0{,}7}\left[7 \cdot 0{,}0523 + 10^{-3}\frac{51{,}4}{\delta} \cdot 7{,}4^{1{,}73}\right]} = \frac{5{,}64}{0{,}48 + \frac{2{,}2}{\delta}};$$

$\operatorname{tg}\omega$ — тангенс угла наклона барабанной сушилки; $\omega = 3°$; принимаем:

$$\tau_1 = \frac{5{,}64}{0{,}48 + \frac{2{,}2}{125}} = 11{,}4 \text{ мин};$$

$$\tau_2 = \frac{5{,}64}{0{,}48 + \frac{2{,}2}{90}} = 11{,}2 \text{ мин};$$

$$\tau_3 = \frac{5{,}64}{0{,}48 + \frac{2{,}2}{65}} = 11{,}0 \text{ мин};$$

$$\tau_4 = \frac{5{,}64}{0{,}48 + \frac{2{,}2}{35}} = 10{,}35 \text{ мин};$$

$$\tau_5 = \frac{5{,}64}{0{,}48 + \frac{2{,}2}{20}} = 9{,}6 \text{ мин};$$

$$\tau_6 = \frac{5{,}64}{0{,}48 + \frac{2{,}2}{10}} = 8{,}05 \text{ мин};$$

$$\tau_7 = \frac{5{,}64}{0{,}48 + \frac{2{,}2}{5}} = 6{,}13 \text{ мин};$$

$$\tau_8 = \frac{5{,}64}{0{,}48 + \frac{2{,}2}{2{,}5}} = 4{,}15 \text{ мин};$$

$$\tau_9 = \frac{5{,}64}{0{,}48 + \frac{2{,}2}{1}} = 2{,}1 \text{ мин}.$$

Средневзвешенное время пребывания топлива в сушилке

$$\tau_{ср} = 0{,}025 \cdot 11{,}4 + 0{,}005 \cdot 11{,}2 + 0{,}01 \cdot 11 +$$
$$+ 0{,}08 \cdot 10{,}35 + 0{,}11 \cdot 9{,}6 + 1{,}15 \cdot 8{,}05 +$$
$$+ 0{,}24 \cdot 6{,}13 + 0{,}086 \cdot 4{,}15 + 0{,}294 \cdot 2{,}1 =$$
$$= 6{,}00 \text{ мин}.$$

Заполнение сушилки материалом

$$\beta = \frac{(G_1 + G_2)}{2}\frac{\tau_{ср}}{\gamma_{ср} V_б \cdot 60} =$$

$$= \frac{350 + 304{,}6}{2} \cdot \frac{6{,}00}{0{,}65 \cdot 272 \cdot 60} =$$

$$= 0{,}185, \text{ или } 18{,}5\%;$$

$$\gamma_{ср} = \gamma_н = 0{,}65.$$

Полученное значение заполнения сушилки достаточно близко к ранее принятой величине $\beta = 0{,}2$, и поэтому следует считать, что число её оборотов выбрано правильно.

5-3. Трубчатые сушилки

Трубчатые паровые сушилки (рис. 5-12) получили применение на электростанциях для сушки подмосковного и донецкого углей, а также в химической промышленности для сушки кристаллических материалов.

Преимуществом таких сушилок по сравнению с барабанными является большее напряжение объема сушилки по влаге, так как количество тепла, сообщаемого материалу в 1 $м^3$ их объема, в несколько раз больше, чем в барабанной сушилке такого же диаметра. Существенным преимуществом является также их малая длина. Основную

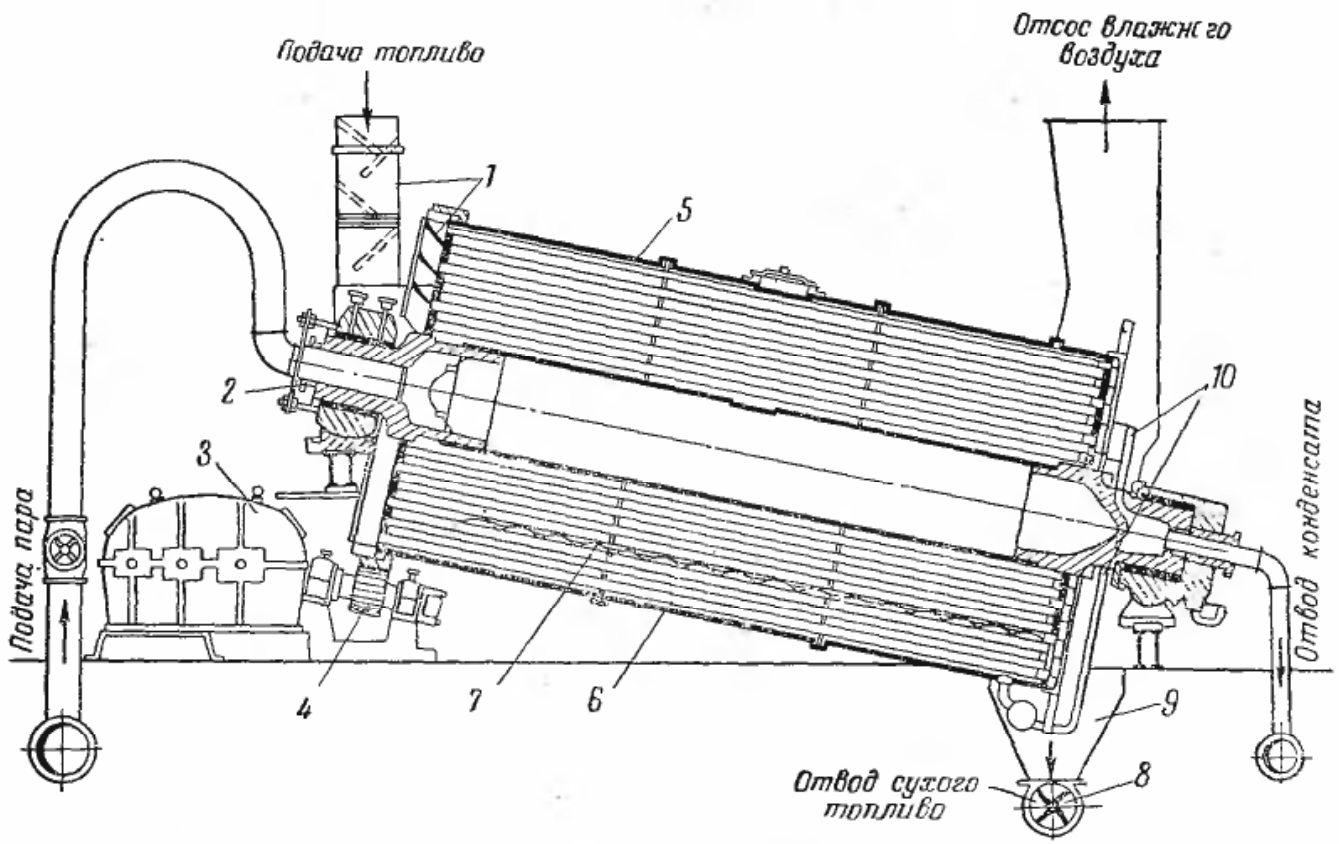


Рис. 5-12. Трубчатая сушилка.

1 — загрузочное устройство для подачи влажного материала; *2* — передняя цапфа; *3* — редуктор; *4* — фрикционный привод; *5* — барабан трубчатой сушилки; *6* — трубки; *7* — трубные винтовые вставки; *8* — шнек для отвода высушенного материала; *9* — камера для выгрузки материала; *10* — трубки от черпаков для отвода конденсата в заднюю цапфу.

часть трубчатой сушилки составляет наклонный вращающийся барабан, в днищах которого развальцованы трубки, например, диаметром 100/108 *мм* для бурых и 118/128 *мм* для каменных углей. Влажный материал специальным приспособлением подается в эти трубки и при вращении барабана передвигается по ним к отверстию для выгрузки. Для лучшего заполнения, перемешивания, дробления и увеличения поверхности испарения материала при вращении барабана внутрь трубок вставляют различные винтовые вставки.

Наиболее ответственными деталями трубчатой сушилки являются загрузочное устройство и внутреннее устройство трубок, так как непрерывное и равномерное заполнение трубок материалом определяет производительность сушилки. Для устранения замазывания трубок влажным углем к нему подмешивают сухой уголь. Свежий воздух поступает обычно в трубки из помещения, а отработавший воздух уходит в пылеуловительные устройства и выбрасывается в атмосферу.

Барабан делает от 4 до 8 *об/мин*. Наклон барабана принимается для бурых 8°, для подмосковного 10—12° и для каменных углей 12—15°. Вращение барабана осуществляется при помощи фрикционной передачи.

При угле наклона барабана 15° максимальная пропускная способность сушилки диаметром 3,8 *м* при диаметре трубок 118/128 *мм* и числе оборотов 7—8 в минуту составляет 60 *т/ч* влажного каменного угля.

Часовая производительность трубчатой сушилки по сырому углю в соответствии с рис. 5-14 равна:

$$П = 60\psi n \frac{FvAB}{\omega R} =$$

$$= 60\psi n \frac{Fv}{\omega R} \cdot \frac{\delta}{\cos(\beta - \alpha)} \; м^3/ч, \quad (5\text{-}22)$$

где ψ — коэффициент заполнения трубок;

F — суммарная площадь поперечного сечения всех трубок по развальцовке, $м^2$;

n — число оборотов барабана в минуту;

ω — угловая скорость барабана;

δ — толщина слоя угля, поступающего в трубки (изме-

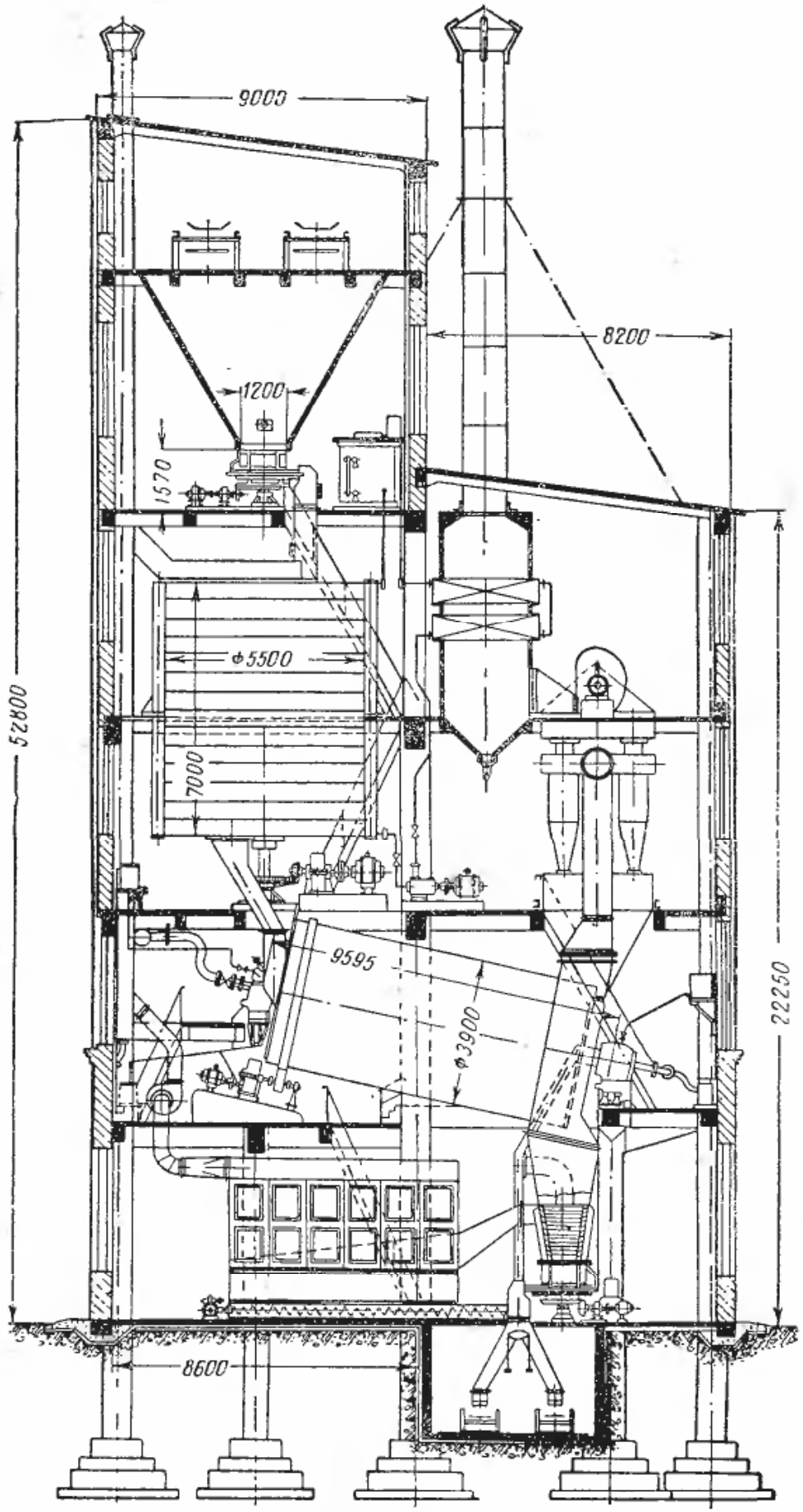


Рис. 5-13. Расположение оборудования сушильного завода с трубчатыми сушилками.

ряется по нормали к загрузочной пластине (рис. 5-14), *м*;

v — скорость, с которой уголь поступает в трубки (т. е. та составляющая относительной скорости, которая направлена перпендикулярно плоскости поперечного сечения трубки), *м/мин*;

β — угол наклона подающей пластины, *град*;

R — радиус ряда трубок, *м*;

α — угол наклона барабана, *град*.

Из этой формулы следует, что производительность паровой трубчатой сушилки прямо пропорциональна числу оборотов барабана, коэффициенту заполнения, живому сечению трубок, отношению скоростей движения угля вдоль трубок к их угловым скоростям, толщине слоя угля на подающих пластинах рядов трубок и обратно пропорциональна косинусу разности угла наклона подающих пластин и угла наклона барабана. Так как $w=\frac{\pi n}{30}$, то

$$П = 574\psi \frac{F}{\cos(\beta-\alpha)} \cdot \frac{v\delta}{R} \; м^3/ч. \qquad (5\text{-}23)$$

Недостатком работы некоторых действующих трубчатых сушилок являются меньшее заполнение периферийных трубок по сравнению с центральными рядами трубок и некоторая пересушка в них топлива.

Усовершенствование системы питания позволяет увеличить производительность сушилки. Трубчатые сушилки с газовым обогревом применения не получили. Для обогрева барабана применяется обычно пар давлением не выше 5 *ати*. Он поступает в межтрубное пространство барабана через центральную переднюю цапфу и далее из нее центральной трубой распределяется по всему объему межтрубного пространства. Центральная парораспределительная труба имеет отверстие; пар, выходя из нее в межтрубное пространство, сдувает с трубок конденсатную пленку. Конденсат отводится при помощи специальных U-образных трубок, соединяющих крайние точки днища со второй, нижней, центральной цапфой.

Главным преимуществом сушилок является то, что для их обогрева можно использовать отборный пар турбин с давлением (0,5—5 *ати*). Интенсивность сушки в трубчатых сушилках составляет от 2 до 7 *кг/м²·ч* поверхности нагрева труб); расход тепла $q=750\div 900$ *ккал/кг* и электроэнергии $\frac{N}{W}=5\div 6$ *квт·ч* на 1 *т* влаги. Эти сушилки имеют характеристику, указанную в табл. 5-5. Унос пыли составляет от 5 до 8% веса высушенного материала.

Температура отходящего воздуха из сушилки равна 80—100° С, а влажность 50—60%. Гидравлическое сопротивление самой сушилки — 3—4 *мм вод. ст.* Потребная мощность для вращения сушилки и для вентилятора при мокро-сухом пылеуловительном устройстве со-

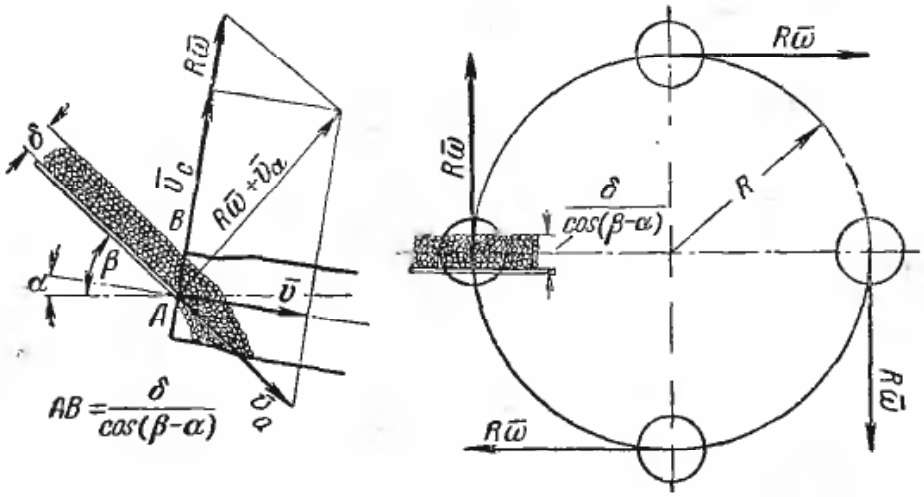


Рис. 5-14. График к определению значения AB в формуле (5-22).

Таблица 5-5

Характеристики трубчатых сушилок

Показатели	Отечественные заводы	Заграничные заводы
Диаметр цилиндра, *м*	3,6	2,0—5,0
Длина цилиндра, *м*	8	4,0—8,0
Число труб, шт.	628	192—800
Поверхность нагрева, $м^2$ . . .	1 650	192—4 000
Скорость вращения, *об/мин* . .	4, 2, 5, 9, 7, 3, 8 и 9	—
Мощность двигателя, *квт* . . .	22,5	—
Вес сушилки, *т*	120	—

Примечание. На заводах СССР изготовляются трубчатые сушилки только одного указанного размера.

ставляет приблизительно 11—12 *квт* на 1 000 $м^2$ поверхности нагрева.

Основная часть тепла в трубчатых сушилках передается за счет соприкосновения материала с горячей поверхностью труб; вторая часть тепла передается излучением от незакрытой поверхности трубы к материалу и третья часть — конвекцией от проходящего воздуха к наружной поверхности слоя материала.

Количества тепла для периода постоянной скорости сушки, когда температура материала в трубках остается постоянной и примерно равной температуре мокрого термометра, переданного этими путями:

$$Q' = F' \alpha_{п} (t_{п} - \vartheta) \ ккал/ч; \quad (5\text{-}24)$$

$$Q'' = F'' \alpha_{луч} (t_{п} - \vartheta) \ ккал/ч; \quad (5\text{-}25)$$

$$Q''' = F''' \alpha_{к} (t_{в} - \vartheta) \ ккал/ч, \quad (5\text{-}26)$$

где $t_{п}$ — температура поверхности трубы; ее принимают равной температуре насыщения пара, обогревающего сушилку, °С;

ϑ — температура высушиваемого продукта, °С;

F' — поверхность соприкосновения материала с трубой, $м^2$:

$$F' = \pi d \frac{\varphi}{360} l;$$

l — длина трубы, *м*;

φ — центральный угол сегмента, заполненного материалом;

d — диаметр трубы, *м*;

F'' — наружная поверхность материала, находящегося в трубе, $м^2$;

$$F'' = d \sin \varphi l/2 \ м^2;$$

$\varphi = 45{,}5 \sqrt[3]{\xi}$ — центральный угол сегмента, *град*;

ξ — коэффициент заполнения трубы материалом;

l — длина трубы, *м*.

С увеличением заполнения сушилки материалом увеличивается центральный угол сегмента φ; при этом поверхность материала F', воспринимающая тепло от горячей поверхности трубы, также увеличивается.

При увеличении заполнения сушилки, например, до 15% центральный угол сегмента увеличится вдвое; при этом поверхность увеличивается на 30%. Почти пропорционально этой величине повышается количество тепла, переданного высушиваемому материалу.

Коэффициент теплообмена лучеиспусканием определяется по формуле

$$\alpha_{луч} = \frac{4{,}94 \varepsilon_{п} \left[\left(\frac{273 + t_{п}}{100} \right)^4 - \left(\frac{273 + \vartheta}{100} \right)^4 \right]}{t_{п} - \vartheta}; \quad (5\text{-}27)$$

$$\varepsilon_{п} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \frac{F''}{F'''} \left(\frac{1}{C_2} - 1 \right)}, \quad (5\text{-}28)$$

где C_1 и C_2 — степени черноты для слоя топлива и для поверхности трубы; принимаются 0,9 — 0,85;

F''' — оголенная поверхность трубы, $м^2$:

$$F''' = \pi d l \frac{360 - \varphi}{360}.$$

Коэффициент теплообмена от горячей поверхности трубы к слою материала приближенно вычисляется по формуле Гребера, выведенной им для

прогрева пластины при постоянной температуре на ее поверхности:

$$\alpha_{\text{п}} = 1{,}13\sqrt{\lambda_{\text{м}} c_{\text{м}} \lambda_{\text{м}}} \times \times \frac{1}{\sqrt{\frac{1}{120n}}} \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}, \quad (5\text{-}29)$$

где $\lambda_{\text{м}}$ — коэффициент теплопроводности, *ккал/м·ч·град*;

$c_{\text{м}}$ и $\gamma_{\text{м}}$ — теплоемкость и удельный вес материала, *ккал/кг·град* и *кг/м*³;

n — число оборотов сушилки в минуту.

Из рассмотрения этой формулы следует, что при увеличении числа оборотов сушилки коэффициент теплоотдачи от стенки трубок к материалу увеличивается.

Однако увеличивать число оборотов нельзя произвольно, так как при этом пропорционально сокращается время пребывания топлива в сушилке, что влечет за собой увеличение конечной влажности высушиваемого материала.

Коэффициент теплообмена от воздуха к слою топлива может быть вычислен по формуле, взятой из опытов с барабанными сушилками:

$$\text{Nu} = 0{,}347\text{Re}^{0{,}66}. \quad (5\text{-}30)$$

За определяющий размер берут половину длины хорды сегмента, заполненного сушимым материалом в трубке.

Увеличение скорости воздуха в трубах существенно увеличит коэффициент теплообмена от воздуха к слою материала, но при этом уменьшится разность температур между воздухом и материалом, поскольку при увеличении скорости воздуха его температура по длине трубы будет расти медленнее, чем при меньшей скорости воздуха.

Поэтому увеличение скорости воздуха в трубах может увеличить в сравнительно небольшой степени интенсивность передачи тепла в трубчатых сушилках.

Наблюдения показывают, что воздух при движении его внутри трубы, нагреваясь от трубы и поглощая испаряющуюся влагу из материала, быстрее нагревается, чем высушиваемый материал, но разность температур между воздухом и материалом по длине трубы изменяется незначительно ($\Delta t = 20 \div 25°$ С).

Это соотношение сохраняется почти при всех режимах работы сушилки. Поэтому для упрощения расчетов разность температур между воздухом и материалом может быть принята 25° С.

Для вычисления температуры материала ϑ в периоде постоянной скорости сушки, определяющей интенсивность его испарения, ВТИ предложена формула

$$a\left(\frac{\alpha_{\text{п}}}{\alpha_{\text{к}}} \cdot \frac{F'}{F''} + \alpha_{\text{луч}}\right)(t_{\text{п}} - \vartheta) + 1 = \frac{r}{c_{\text{вл}}}\left(\frac{d_{\text{н}} - d_0}{1\,000}\right), \quad (5\text{-}31)$$

где a — коэффициент, равный 0,05 — 0,07;

r — теплота парообразования, *ккал/кг*;

$c_{\text{вл}}$ — теплоемкость влажного газа, *ккал/кг·град*;

$d_{\text{н}}$ и d_0 — влагосодержание газа над поверхностью испарения и в окружающей среде, *г/кг* сухих газов.

Остальные обозначения имеют прежние значения.

Пример 5-3. Определить количество передаваемого тепла и длину труб в трубчатой сушилке при следующих условиях. В сушилке производится сушка башкирских углей. Количество испаренной влаги $W = 45{,}4$ *т/ч*. Вес угля изменяется от $G_1 = 350$ *т/ч* до $G_2 = 304{,}6$ *т/ч*, а влажность от $w_1 = 53\%$ до $w_2 = 46\%$. Начальная температура угля $\vartheta_1 = 5°$ С, конечная $\vartheta_2 = 40°$ С и равна температуре мокрого термометра. При этой температуре физические константы угля $\lambda_{\text{м}} = 0{,}378$ *ккал/м·ч·град*, $c_{\text{м}} = 0{,}6$ *ккал/кг·град* и $\gamma_{\text{м}} = 650$ *кг/м*³. Расчетные параметры наружного воздуха $t_0 = 10°$ С и $d_0 = 0{,}9$ *г/кг* сухого воздуха. Температура уходящего воздуха $t_2 = 90°$ С. Количество тепла, передаваемого сушильному материалу, $Q = 35 \cdot 10^6$ *ккал*. Количество труб в сушилке $n_{\text{т}} = 1\,400$. Диаметр труб $d_{\text{т}} = 100/108$ *мм*. Давление греющего пара 4 *ати* и $t_{\text{п}} = 143°$ С. Число оборотов барабана $n = 8$ в минуту.

Центральный угол сегмента трубки, заполненного материалом, $\varphi = 74°$.

Решение

Коэффициент теплообмена от трубы к слою материала по формуле Гребера (5-29)

$$\alpha = 1{,}13\sqrt{\lambda_м c_м \gamma_м}\frac{1}{\sqrt{\frac{1}{120n}}} =$$

$$= 1{,}13\sqrt{0{,}378 \cdot 0{,}6 \cdot 650}\,\frac{1}{\sqrt{120 \cdot 8}} =$$

$$= 480\ ккал/м^2 \cdot ч \cdot град.$$

Наружная поверхность находящегося в трубе материала на 1 *пог. м*

$$F^{II} = d_т \sin\frac{\varphi}{2} = 0{,}1 \sin\frac{74}{2} = 0{,}0602\ м^2/м.$$

Коэффициент $\alpha_{луч}$, учитывающий тепло, переданное наружному слою лучеиспусканием, определяем по формуле (5-27):

$$\alpha_{луч} = \frac{4{,}94\left[\left(\frac{273+t_п}{100}\right)^4 - \left(\frac{273+\vartheta_2}{100}\right)^4\right]\cdot 1}{(t_п - \vartheta)\left[\frac{1}{C_1} + \frac{F''}{F'''}\left(\frac{1}{C_2} - 1\right)\right]};$$

$$\alpha_{луч} = \frac{4{,}94\left[\left(\frac{273+143}{100}\right)^4 - \left(\frac{273+40}{100}\right)^4\right]\cdot 1}{(143-40)\left[\frac{1}{0{,}9} + \frac{0{,}062}{0{,}255}\left(\frac{1}{0{,}9} - 1\right)\right]} = 11\ ккал/м^2 \cdot ч \cdot град.$$

Коэффициент теплоотдачи от воздуха к непрерывно обновляющемуся слою топлива благодаря вращению сушилки определяется по формуле (5-30):

$$Nu = 0{,}347\ Re^{0{,}66};$$

$$Re = \frac{vd}{\nu} = \frac{1{,}5 \cdot 0{,}1}{17{,}0 \cdot 10^{-6}} = 8\,800;$$

$$Nu = 0{,}347 \cdot 8\,800^{0{,}66} = 138{,}2;$$

$$\alpha_к = \frac{Nu\,\lambda}{d} = \frac{138{,}2 \cdot 2{,}37 \cdot 10^{-2}}{0{,}1} =$$

$$= 32{,}8\ ккал/м^2 \cdot ч \cdot град.$$

Физические константы в этой формуле принимаются при

$$t = \frac{90+10}{2} = 40°\ С.$$

Оголенная поверхность трубы на 1 *пог. м* трубы

$$F^{III} = \pi d_т \frac{360-\varphi}{360} =$$

$$= 3{,}14 \cdot 0{,}1\,\frac{360 \cdot 74}{360} = 0{,}255\ м^2/м.$$

Количество тепла, передаваемого в единичной трубе материалу,

$$Q_т^I = \alpha_{т,м} F^I (t_п - \vartheta_м) =$$

$$= 480 \cdot 0{,}0645\,(145-40) = 3\,250\ ккал/м \cdot ч$$

где F^I — поверхность соприкосновения материала с трубой:

$$F^I = \pi d_т \frac{\varphi}{360} = 3{,}14 \cdot 0{,}1\,\frac{74}{360} = 0{,}0645\ м^2/м;$$

$$Q_т^{II} = \alpha_{луч} F^{II} (t_п - \vartheta_м) =$$

$$= 11 \cdot 0{,}0602\,(145-40) = 69{,}5\ ккал/м \cdot ч;$$

$$Q_т^{III} = \alpha_к F^{III} (t_в - t_м) =$$

$$= 32{,}8 \cdot 0{,}0602 \cdot 25 = 52{,}3\ ккал/м \cdot ч;$$

$t_в - t_м$ принимается как средняя разность температур по опытным данным (25° С);

$$Q = Q^I + Q^{II} + Q^{III} =$$

$$= 3\,250 + 69{,}5 + 52{,}3 = 3\,372\ ккал/м \cdot ч.$$

Длина труб

$$l = \frac{Q}{Q_т n_т} = \frac{35 \cdot 10^6}{3\,372 \cdot 1\,400} = 7{,}4\ м.$$

ГЛАВА ШЕСТАЯ

КОНВЕКТИВНЫЕ СУШИЛКИ — ПНЕВМАТИЧЕСКИЕ, АЭРОФОНТАННЫЕ, С КИПЯЩИМ СЛОЕМ И РАСПЫЛИТЕЛЬНЫЕ

6-1. Пневматические сушилки

Основной частью пневматической сушилки является вертикальная труба, в которой происходит сушка измельченных материалов в газовом потоке. Для перемещения частиц, находящихся в восходящем газовом потоке, необходимо, чтобы скорость сушильного агента—воздуха или топочных газов — была больше скорости витания частиц. В зависимости от размера и плотности частиц она поддерживается от 10 до 30 *м/сек*.

Такие сушилки, иногда называемые трубами-сушилками, применяются для сушки дробленого угля, фрезерного торфа, резаной травы, ботвы овощей, кристаллических и

других измельченных материалов и т. п. Продолжительность сушки в пневмосушилках определяется секундами, поэтому их можно применять только для сушки мелкокусковых материалов, из которых нужно удалить часть свободной влаги. Для удаления связанной влаги пневмосушку комбинируют с аэрофонтанной сушкой, контактным массообменом и рециркуляцией материала. Эти типы сушилок будут рассмотрены ниже. Изготовление труб-сушилок несложно и может быть выполнено в любых мастерских. Однако вследствие больших скоростей материала и ударов частиц о стенки наблюдается значительный износ труб, главным образом колен, при повороте в сепаратор. Толщина стен трубы выбирается в зависимости от свойств сушимого материала (для угля, песка стенка должна быть толще, для трав — тоньше и т. д.). При сушке угля поворотное колено должно быть защищено броневой плитой. Диаметр трубы сушилки не следует принимать более 1,0 *м*, а максимальную скорость газов выше 40 *м/сек*.

Анализ работы труб-сушилок показывает, что сушку выгодно вести при скоростях газа, незначительно превышающих скорости витания. Сушилка тем экономичнее, чем мельче частицы и чем больше они содержат свободной влаги. С увеличением размера частицы скорость витания увеличивается, а коэффициент теплообмена падает. С увеличением диаметра частицы при скорости газа, близкой к скорости витания, производительность сушилки падает, поэтому нецелесообразно в трубах-сушилках сушить частицы большого диаметра. С увеличением концентрации материала в сушильном агенте производительность сушилки увеличивается, так как при этом увеличивается общая тепловоспринимающая поверхность. Однако, чем выше концентрация материала в газе, тем выше должна быть и температура газов.

При сушке материалов в трубах-сушилках целесообразно иметь размер частиц, не превышающий 8—

Таблица 6-1

Экспериментальные данные по пневматической сушке некоторых материалов

Автор	Материал	Размер частиц, *мм*	Влажность материала, % на сухой вес		Направление движения газов	Температура газов, °С		Скорость движения газов, *м/сек*
			начальная	конечная		начальная	конечная	
Федоров	Подмосковный уголь	0—3	45—55	2—40	Восходящее	500	260—340	12—31
„	То же	3—6	45—55	2—40	„	500	260—340	12—31
„	„ „	6—10	45—55	2—40	„	500	260—340	12—31
Зверев	„ „	0—15	40—60	27—43	„	200—400	100—240	17—20
Виноградов	„ „	0—20	47—51	26—34	„	400—600	150—190	30—44
Лебедев	Антрацитовый штыб	0—15	8—14	3—5	„	240—380	150—280	16—25
Гарпинич	Фрезерный торф	0—10	100—140	18—57	„	400—700	100—320	19—33
Гольдштик	Сульфат магния	0—8	92—97	11—25	„	610—720	270—350	30—42
Гарпинич	Семена подсолнуха	6	12—23	8—16	„	660—870	300—350	26—34
Бальсон	То же	6	15—22	6—13	Восходящее и нисходящее	370—620	130—220	24—28
Либеров	Подмосковный уголь	0—20	15—40	26—29	Нисходящее	550—760	210—340	22—28

10 *мм*, начальную температуру газов не ниже 550—600° С, конечную 100—150° С, концентрацию 0,5—1,5 *кг* материала на 1 *кг* газа и скорость газов 20—40 *м/сек*. В табл. 6-1 приведены экспериментальные данные по пневматической сушке некоторых материалов.

Из работы И. М. Федорова следует, что подача материала из течки в трубу-сушилку с некоторой скоростью, направленной вниз, увеличивает эффект сушки в трубах с восходящим движением и уменьшает его в трубах с нисходящим движением. Влияние направления подачи материала по отношению к движению смеси в трубе тем больше, чем крупнее частицы и чем меньше скорость газов и длина трубы.

Применение последовательно включенных труб-сушилок с несколькими восходящими и нисходящими участками нецелесообразно. Для увеличения длительности сушки целесообразно применять схемы с рециркуляцией и (там, где это возможно) дополнительное измельчение крупных частиц.

Недостатками пневматической сушилки являются большие удельные расходы энергии; ухудшенные санитарные условия и повышенные опасности взрывов пыли.

При работе и эксплуатации пылеприготовительных устройств весьма серьезным является вопрос борьбы со взрывами в системе пылеприготовления. Наиболее опасны с этой точки зрения установки, работающие на топливах с большим выходом летучих.

Быв. Министерством электростанций разработаны специальные правила проектирования, монтажа и эксплуатации пылеугольных установок на электростанциях, в которых предусмотрены мероприятия по борьбе со взрывами пыли в системах пылеприготовления. Эти правила должны распространяться и на промышленные пневмосушилки, так как в большинстве случаев пыль многих материалов и продуктов так же взрывоопасна, как и угольная пыль. Недостатком пневматической сушки пылевидных полидисперсных материалов является также значительный вынос мелкой пыли из циклона.

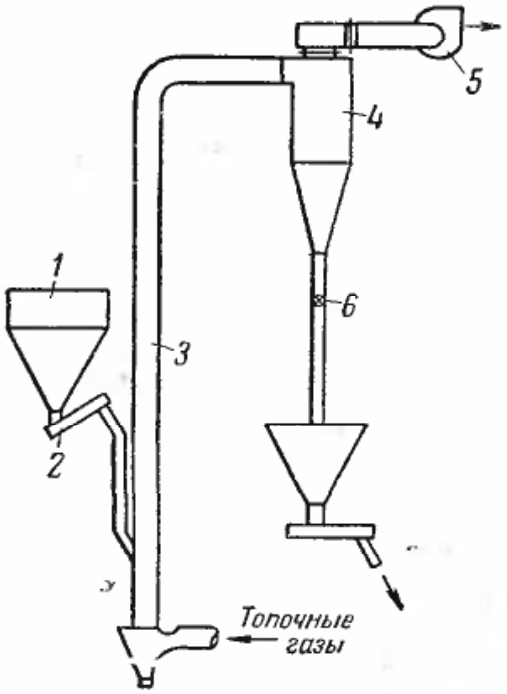


Рис. 6-1. Схема пневмосушки.
1 — бункер; *2* — скребковый питатель; *3* — труба-сушилка; *4* — циклон; *5* — дымосос; *6* — затвор;

На рис. 6-1 приводится схема трубы-сушилки, работающей на топочных газах. Влажный материал из бункера *1* через шнековый или другой питатель *2* подается в трубу-сушилку *3*. Топочные газы, получаемые от сжигания топлива, поступают в трубу-сушилку и транспортируют материал. Далее газы поступают в циклон *4*, где происходит очистка их от высушенного продукта, а затем дымососом *5* они выбрасываются в атмосферу. Высушенный продукт, пройдя шлюзовой затвор типа «мигалки», поступает в сборный бункер.

На рис. 6-2 изображена схема пневмогазовой сушилки с контактным массобменом и осциллирующим режимом, разработанная Энергетическим институтом Белорусской Академии наук.

Подсушенное в трубе-сушилке влажное зерно отлеживается в шахте; при этом происходит выравнивание его влажности, затем зерно охлаждается в нижней шахте. Незначительная его часть, равная количеству зерна, поступающему на сушку, пройдя зону охлаждения, отбирается из сушилки, а основная масса снова поступает в трубу-сушил-

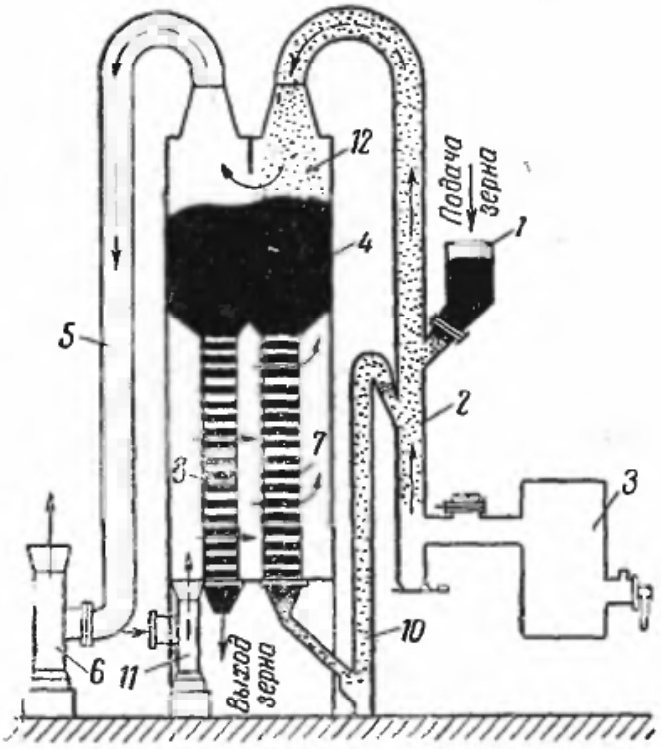


Рис. 6-2. Схема пневмогазовой зерносушилки с контактным массообменом и осциллирующим режимом.

1 — бункер влажного зерна; *2* — сушильная труба; *3* — топка; *4* — зона контактного массообмена; *5* и *6* — отсасывающий газопровод и вентилятор; *7* и *8* — зоны промежуточного и окончательного охлаждения зерна; *9* — разгрузочные аппараты; *10* — нория; *11* — вентилятор зон охлаждения; *12* — сепарационная зона.

жу, подсушивается вместе с влажным зерном и вновь поступает в шахту на отлежку. Таким образом, происходит осциллирующая сушка, сочетающаяся с отлежкой — контактным массообменом и рециркуляцией сушимого зерна. Эта сушилка по сравнению с шахтной обеспечивает лучшую равномерность сушки засоренного зерна повышенной влажности. По этой схеме в настоящее время на целинных землях строятся сушилки производительностью 50 *т/ч* зерна.

Кроме пневмосушки материалов топочными газами, на практике применяется пневмосушка на перегретом паре, например для сушки осадков на биологических станциях, и пневмосушка, при которой трубы обогреваются снаружи водяным конденсирующимся паром (рис. 6-3).

Наиболее простое, но более грубое пылеприготовление достигается в шахтно-мельничных сушилках, которые очень просто компонуются с топками, и в этом случае все устройство называется шахтно-мельничной топкой.

Шахтно-мельничная сушилка обычно примыкает непосредственно

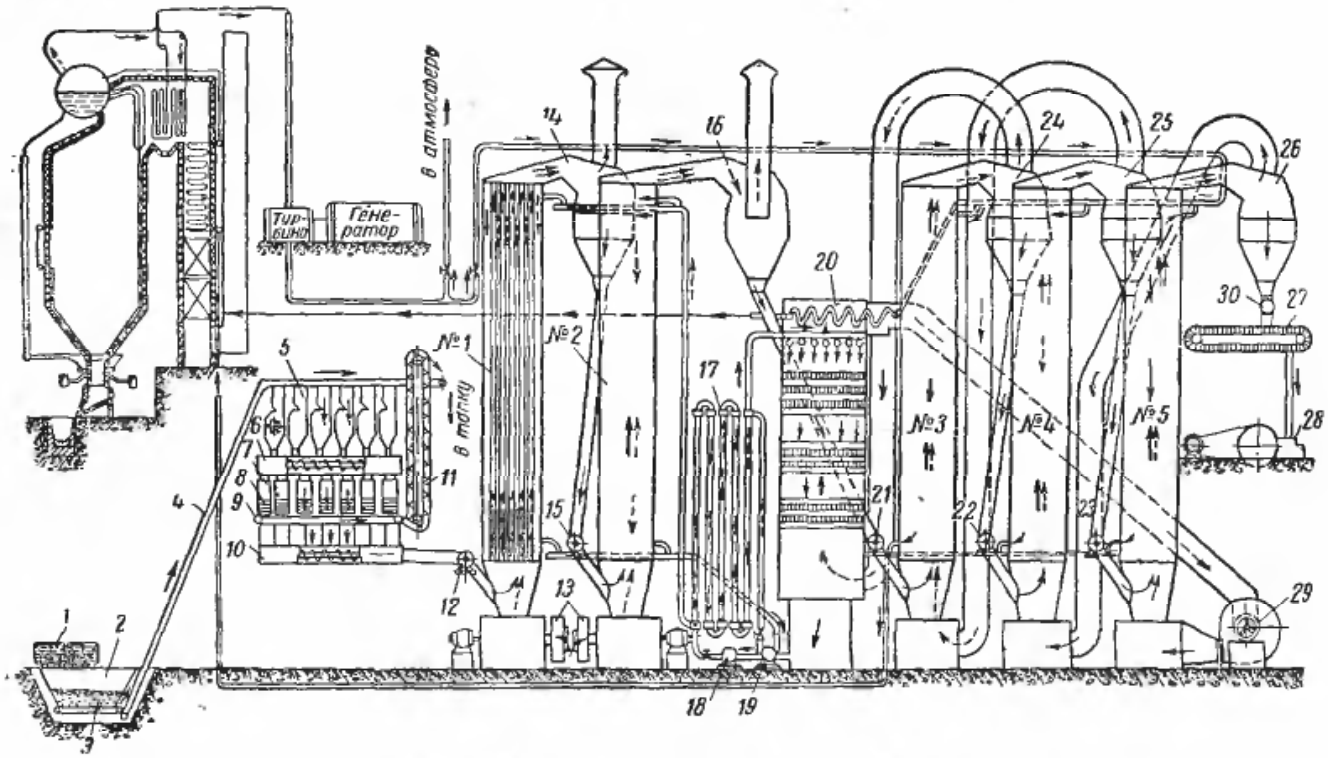


Рис. 6-3. Схема пневмопароводяной сушилки Эстонского завода.

—→ — движение торфа; —·→ — движение воздуха; ·····→ — движение пара; — — → — движение чистой и грязной воды; —·→ — движение конденсата.

№ *1* и *2* — сушильные корпуса I ступени; № *3*, *4* и *5* — сушильные корпуса II ступени.

1 — вагон; *2* — бункер; *3* — пластинчатый питатель; *4* — ленточный транспортер; *5* — дробилка; *6* — шнековый транспортер; *7* — ячейковые питатели; *8* — грохоты; *9* — ленточный транспортер; *10* — шнековый транспортер; *11* — нория; *12* — барабанный питатель № 1; *13* — вентиляторы высокого давления; *14* — циклон № 1; *15* — барабанный питатель № 2; *16* — циклон № 2; *17* — трубчатый теплообменник; *18* — насос грязной воды; *19* — насос чистой воды; *20* — скруббер; *21* — барабанный питатель № 3; *22* — барабанный питатель № 4; *23* — барабанный питатель № 5; *24* — циклон № 3; *25* — циклон № 4; *26* — циклон № 5; *27* — скребковый транспортер; *28* — брикетный пресс; *29* — вентилятор высокого давления; *30* — барабанный питатель № 6.

к топочной камере. Через ее шахту проходит горячий воздух или смесь горячего воздуха с топочными газами, которая уносит в топку раздробленные мельницей кусочки топлива. Мельница устанавливается в нижней части шахты; верхняя часть шахты служит сепаратором.

Определение скорости витания частиц материала. При расчете пневматических и распылительных сушилок скорость газового потока определяется в зависимости от скорости витания частиц сушимого материала. Если в пространство (например, в трубу), где газ или воздух находится в спокойном состоянии ($v_с=0$), ввести небольшую частицу материала, он будет падать с постоянно уменьшающимся ускорением вследствие сопротивления, оказываемого газом. В некоторый момент времени ускорение частицы становится равным нулю, и далее она падает с постоянной скоростью, называемой скоростью витания $v_{вит}$. Если газ движется вверх, имея ту же скорость $v_с=v_{вит}$, частица будет находиться в покое (относительно стенок трубы). Если скорость газа $v_с>v_{вит}$, то частица движется относительно трубы вверх со скоростью $v_с-v_{вит}$. В нисходящем потоке воздуха скорость частицы равна $v_с+v_{вит}$ и частица движется вниз. Скорость витания $v_{вит}$ шарообразной частицы можно определить, исходя из уравнения равновесия сопротивления среды и силы тяжести,

$$\frac{\pi d^3}{6}(\gamma_ч-\gamma_с)=\xi\frac{\pi d^2}{4}\gamma_с\frac{v^2_{вит}}{2g}, \quad (6\text{-}1)$$

где d — диаметр частицы, *мм*;

$\gamma_ч$ и $\gamma_с$ — удельный вес частицы и среды—газа, *кг/м*³;

ξ — коэффициент лобового сопротивления;

$\frac{\pi d^2}{4}=F$ — поверхность сопротивления или миделево сечение частицы, *м*²;

$v_{вит}$ — скорость витания частицы, *м/сек*;

g — ускорение силы тяжести, *м/сек*².

Для того чтобы частицы перемещаемого сыпучего материала увлекались потоком газа, необходимо, чтобы скорость этого потока была больше скорости витания частицы, а подъемная сила, затрачиваемая на преодоление сопротивлений, связанных с движением частицы в потоке воздуха, должна быть больше силы тяжести, или

$$\frac{\pi d^3}{6}(\gamma_ч-\gamma_с)<\xi\frac{\pi d^2}{4}\gamma_с\cdot\frac{v^2_{вит}}{2g}.$$

Если, наоборот, необходимо выделить (осадить) мелкие частицы сушимого материала или пыль из потока или если в сушилке необходимо осуществить противоток между сушильным агентом и материалом, то сила тяжести частиц должна быть меньше подъемной силы, создаваемой воздушным потоком, т. е. скорость витания должна быть больше скорости воздушного потока. В этом случае

$$\frac{\pi d^3}{6}(\gamma_ч-\gamma_с)>\xi\frac{\pi d^2}{4}\gamma_с\frac{v^2_{вит}}{2g}.$$

Вычисление скорости витания $v_{вит}$ по уравнению (6-1) затруднено тем, что величина ξ также зависит от $v_{вит}$ через критерий Re:

$$\xi=f(\mathrm{Re}).$$

Эту функцию можно представить в следующем виде:

$$\xi=\frac{\xi_0}{\mathrm{Re}^m},$$

где $m=\varphi(\mathrm{Re})$, и решить задачу графически.

Уравнение равновесия подъемной силы тяжести (6-1) можно представить в виде критериальной зависимости

$$\mathrm{Fe}=\sqrt[3]{\frac{4d^3(\gamma-\gamma_с)g}{3\cdot\nu^2\gamma_с}}=\sqrt[3]{\mathrm{Re}^2_{вит}\xi}=\sqrt[3]{\frac{v^2_{вит}d^2}{\nu^2}\xi}, \quad (6\text{-}2)$$

где Fe — критерий Федорова [1];

$\mathrm{Re}_{вит}$ — критерий при скорости, равной скорости витания частицы;

ν — кинематическая вязкость воздуха, *м*²/*сек*.

[1] В работах ЦКТИ этот критерий называют критерием Кирпичева.

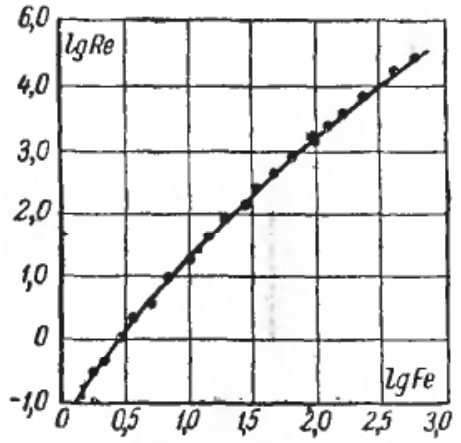


Рис. 6-4. График зависимости критерия Re от критерия Fe.

Это уравнение можно представить также и в следующем виде:

$$Fe = \sqrt[3]{\frac{4}{3}Ar} = \sqrt[3]{Re^2\xi}, \qquad (6\text{-}3)$$

где Ar — критерий Архимеда:

$$Ar = \frac{d^3(\gamma - \gamma_c)g}{\nu^2\gamma_c}, \qquad (6\text{-}4)$$

где d — диаметр частиц, *м*;
γ и γ_c — удельные веса частиц и газа, *кг/м³*;
$g = 9{,}81$ *м/сек²*;

Определив при заданных условиях критерий Re по графику $\lg Re = f(\lg Fe)$ или $Ar = f(Re)$ (рис. 6-5), находят соответствующее значение $Re_{вит}$, по которому вычисляют скорость витания шарообразных частиц $v_{вит}$:

$$v_{вит} = \frac{Re_{вит}\nu}{d}. \qquad (6\text{-}5)$$

Скорость витания частиц можно также определить по рис. 6-5 через критерий Лященко $Ly = f(Ar)$:

$$Ly = \frac{v_{вит}^3\gamma_c}{\nu\gamma g}. \qquad (6\text{-}6)$$

В этом уравнении приняты прежние обозначения с их соответствующими размерностями.

Соответственно уравнению (6-6) скорость витания

$$v_{вит} = \sqrt[3]{\frac{Ly\,\nu\gamma g}{\gamma_c}}. \qquad (6\text{-}7)$$

В пневматических сушильных установках приходится перемещать не шарообразные частицы, а частицы неправильной формы. Коэффициент лобового сопротивления ξ таких частиц отличается от соответствующих значений для частиц правильной — шарообразной — формы.

В целях упрощения расчета определение скорости витания таких частиц производится по этим же уравнениям, но вместо d вводится значение эквивалентного диаметра средней частицы $d_э$.

На графике рис. 6-5 даны кривые зависимости $Ly = f(Re_{вит})$ для частиц неправильной формы.

Для частиц неправильной формы эквивалентный диаметр определяют как диаметр шара, имеющего объем, равный объему средней частицы, т. е.

$$d_э = 10\sqrt[3]{\frac{G}{\pi n\gamma}}\ мм, \qquad (6\text{-}8)$$

где G — вес частиц в средней пробе, *кг*;
n — число частиц в пробе, шт.;
γ — удельный вес частиц, *кг/м³*;

$$n = \frac{G \cdot 6000}{\pi d^3\gamma}.$$

Более точно средний эквивалентный диаметр частиц может быть определен по фракционному составу частиц [Л. 17]:

$$d_э = \frac{100}{\frac{b_1}{d_1} + \frac{b_2}{d_2} + \ldots + \frac{b_n}{d_n}}, \qquad (6\text{-}9)$$

где $d_1, d_2, \ldots, d_n$ — диаметры частиц неправильной формы, приведенные к шарообразной форме, *мм*;
$b_1, b_2, \ldots, b_n$ — их доля, % к общему количеству частиц.

Для области значений $Re < 0{,}2$ скорость витания может быть определена по уравнению Стокса

$$v_{вит} = \frac{1}{18} \cdot \frac{d^2(\gamma - \gamma_в)g}{\nu\gamma_в}, \qquad (6\text{-}10)$$

где ν — кинематическая вязкость газа, *м²/сек*.

Для приближенных расчетов при $Re_{вит} > 1000$ $v_{вит}$ можно определить по формуле

$$v_{вит} = 2{,}76\sqrt{\frac{d\gamma}{\gamma_c}}, \qquad (6\text{-}11)$$

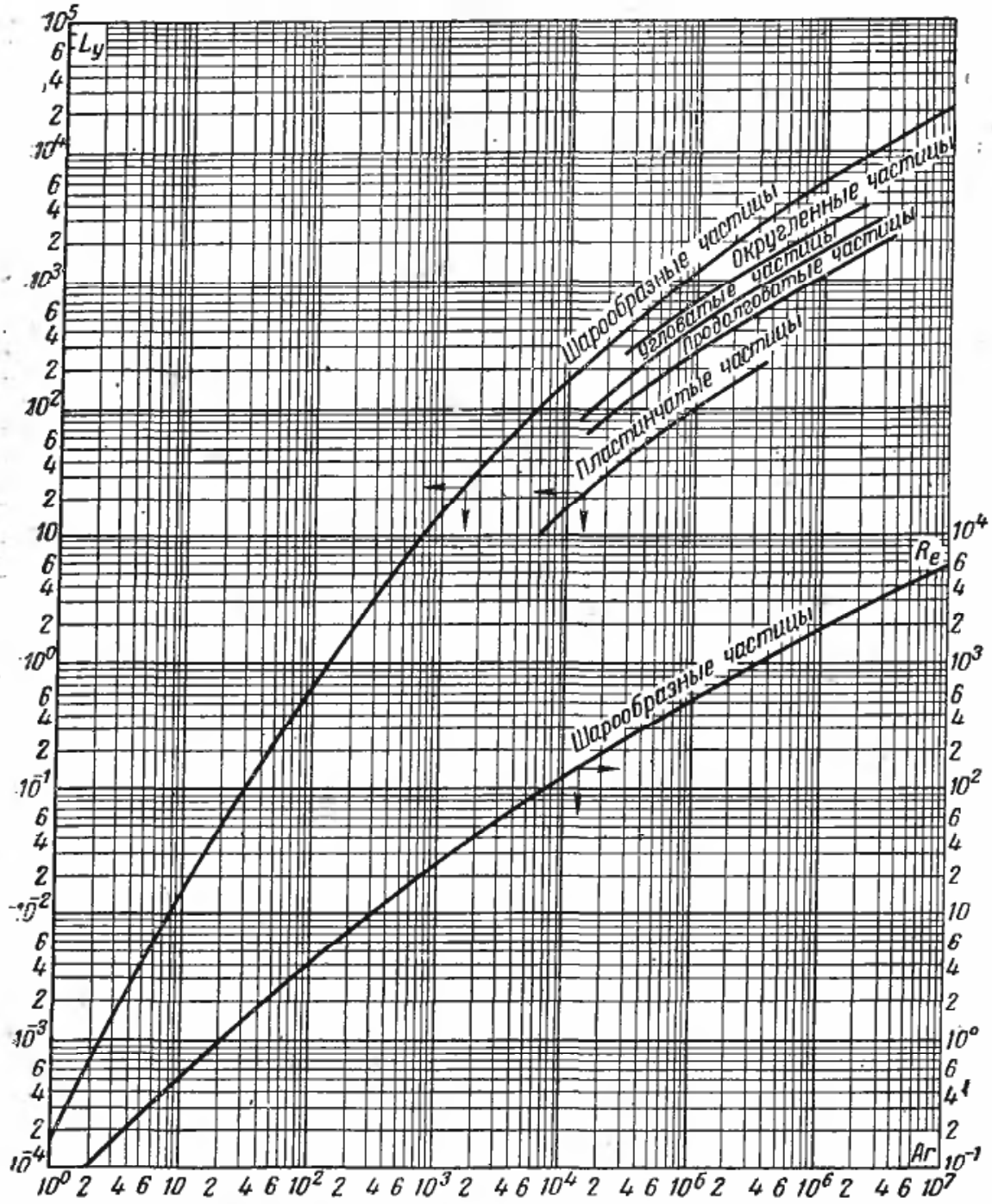


Рис. 6-5. Зависимость критериев Re и Ly от критерия Ar.

где d — диаметр частицы, *м*;

γ_c — удельный вес среды, *кг/м³*;

γ — удельный вес частиц *кг/м³*.

Пример 6-1. Определить скорости витания частиц угля размером 1 *мк*, 1 *мм*, 1 *см* при температурах воздуха 100, 300 и 600° С. Удельный вес частиц $\gamma = 1\,350$ *кг/м³*. Результаты представить в виде расчетной таблицы. При определении параметров воздуха его влажность не учитывать.

Расчет

Так как влажность воздуха не учитывается, из таблиц находим удельный вес и кинематическую вязкость сухого воздуха при $P = 1$ *кГ/см²* в зависимости от температуры.

$t = 100°$ С: $\gamma = 0{,}916$ *кг/м³*;

$\nu = 23{,}78 \cdot 10^{-6}$ *м²/сек*;

$t = 300°$ С: $\gamma = 0{,}596$ *кг/м³*;

$\nu = 49{,}9 \cdot 10^{-6}$ *м²/сек*;

$t = 600°$ С: $\gamma = 0{,}400$ *кг/м³*;

$\nu = 98{,}1 \cdot 10^{-6}$ *м²/сек*.

1. Скорость витания для частиц при $t = 100°$ С при $d = 1$ *мк* по формуле (6-2)

$$Fe = d\sqrt[3]{\frac{4g(\gamma_ч - \gamma_c)}{3\nu^2\gamma_c}} =$$

$$= \frac{1}{1\,000\,000}\sqrt[3]{\frac{4 \cdot 9{,}81\,(1\,350 - 0{,}916) \cdot 10^{12}}{3 \cdot 23{,}78^2 \cdot 0{,}916}} =$$

$$= 0{,}0324;$$

$$\lg Fe = \bar{2}{,}514.$$

Так как при $\lg Fe = \bar{2}{,}514 = -1{,}486$ по графику на рис. 6-4 $\lg Re < 0$ и Re также меньше 1,

Таблица 6-2

Диаметр частицы	Fe	lgFe	lgRe	Re	$v_{вит}$	Температура газов, °С
1 *мк*	0,0324	$\bar{2}$,514	<0	<1	$3,4\cdot10^{-5}$	
1 *мм*	32,4	1,514	2,3	199	4,75	100
1 *см*	324	$\bar{2}$,514	4,15	14 100	33,6	
1 *мк*	0,022	2,342	<0	<1	$2,4\cdot10^{-5}$	
1 *мм*	22	1,342	1,6	40	2	300
1 *см*	222	2,342	3,5	3 150	15,7	
1 *мк*	0,0166	$\bar{2}$,22	<0	<1	$1,87\cdot10^{-5}$	
1 *мм*	16,6	1,22	1,4	25	2,4	600
1 *см*	166	2,22	3,4	2 570	25,2	

то скорость витания $v_{вит}$ определяем по формуле (6-4):

$$v_{вит} = \frac{1}{18}\cdot\frac{d^2(\gamma_ч - \gamma_в)g}{\gamma_в\cdot\nu} =$$

$$= \frac{10^{-12}(1\,350 - 0,915)\,9,8}{18\cdot0,916\cdot23,78\cdot10^{-6}} =$$

$$= 3,4\cdot10^{-5}\ м/сек.$$

$$d = 1\ мм = 0,001\ м.$$

$$Fe = 10^3\cdot0,0324 = 32,4;$$

$$\lg Fe = \lg 32,4 = 1,514.$$

По графику на рис. 6-4 $\lg Re = 2,3$, или $Re = 199$.

$$v_{вит} = \frac{Re\,\nu}{d} = \frac{199\cdot23,78\cdot10^3}{10^6} = 4,75\ м/сек.$$

$$d = 1\ см = 0,01\ м.$$

$$Fe = 10\cdot32,4 = 324;$$

$$\lg Fe = \lg 324 = 2,515.$$

По графику на рис. 6-4 $\lg Re = 4,15$, или $Re = 14\,100$.

$$v_{вит} = \frac{Re\,\nu}{d} = \frac{14\,100\cdot23,78\cdot10^2}{10^6} = 33,6\ м/сек.$$

Производим аналогичные расчеты для температур 300 и 600° С и все результаты расчетов сводим в табл. 6-2.

Рассмотрение табл. 6-2 показывает, что при повышении температуры со 100 до 300° С скорость витания частиц диаметром 1 *мм* и 1 *см* уменьшается, а затем при дальнейшем увеличении температуры газа вновь увеличивается, вследствие того что уменьшение Re меньшее увеличения ν.

Методика расчета пневмосушилок

И. М. Федоровым [Л. 30] предложен метод расчета труб-сушилок, в основу которого положено уравнение теплообмена между газом и материалом, действительное, как показал автор, для периодов постоянной и падающей скорости сушки материала.

Это уравнение соответствует количеству тепла, передаваемому от газов высушиваемому материалу в трубе-сушилке:

$$Q' = \alpha F\tau\Delta t\ ккал, \qquad (6\text{-}12)$$

где α — коэффициент теплоотдачи от газа к высушиваемому материалу, *ккал/м²·ч·град*;

F — расчетная поверхность материала, подаваемого в сушилку, *м²*;

τ — продолжительность сушки, *ч*;

Δt — средняя разность температур между газом и высушиваемым материалом, °С.

Согласно этому уравнению продолжительность сушки

$$\tau = \frac{3\,600Q'}{\alpha F\Delta t}. \qquad (6\text{-}13)$$

Коэффициент теплоотдачи α от горячего воздуха к частицам материала, подвергающимся сушке в условиях трубы-сушилки, может быть приближенно найден на основе зависимостей $Nu = f(Ar)$, установленных Федоровым, приведенных в примере 6-2.

Число частиц, проходящих через сушилку в час,

$$n = \frac{G}{\frac{\pi d_э^3}{6}\gamma}; \qquad (6\text{-}14)$$

Наружная поверхность частиц

$$F = \pi n d_э^3 = \frac{6G}{d_э\gamma}, \qquad (6\text{-}15)$$

где G — вес частиц, *кг*;

$d_э$ — эквивалентный диаметр частиц, *м*;

γ — удельный вес частиц, *кг/м³*.

Длина трубы-сушилки при восходящем движении — прямотоке — газа и частиц может быть найдена из равенства

$$\tau = \frac{l}{v_c - v_{вит}} = \frac{l}{v_o}, \qquad (6\text{-}16)$$

где l — длина трубы, *м*;

v_c — скорость газа в трубе-сушилке, *м/сек*;

$v_{вит}$ — скорость витания частиц, *м/сек*;

v_o — относительная скорость движения частиц, *м/сек*.

Обычно принимают

$$v_c = (1{,}3 \div 1{,}5)\ v_{вит}.$$

В действительности время пребывания частиц в трубе-сушилке больше, чем по формуле (6-16), так как она не учитывает время на разгон частиц, которые постепенно увеличивают свою скорость от начальной скорости, с которой они поступают в трубу.

Наблюдающееся торможение частиц при их ударах о стенки и друг о друга также оказывает влияние на скорость их движения в трубе-сушилке.

Дополнительная длина трубы для частиц размером 0,2—1 *мм* может быть определена из эмпирической зависимости, полученной П. Г. Романковым при обработке экспериментальных данных И. М. Федорова, при скорости воздуха от 15 до 20 *м/сек*:

$$l_р = v_c d_э,$$

где v_c — скорость газа в трубе, *м/сек*;

$d_э$ — эквивалентный диаметр частицы, *мм*.

Общая длина трубы-сушилки

$$L = l + l_р\ м. \qquad (6\text{-}17)$$

Диаметр трубы-сушилки

$$D = \sqrt{\frac{V_{сек}}{0{,}785 v_г}}\ м, \qquad (6\text{-}18)$$

где $V_{сек}$ — секундный расход газа, *м³/сек*.

Рассмотренный расчет является приближенным.

И. М. Федоров предлагал вести расчет трубы-сушилки отдельно для каждой фракции частиц материала и затем суммированием находить общее значение $a\tau$. Кроме того, он предлагал разбить длину трубы на несколько зон, в которых учитывать изменения температуры и теплопроизводительности сушилки в зависимости от количества испаряемой влаги в этих зонах. Для облегчения расчета И. М. Федоровым разработаны графики [Л. 30], однако и в этом случае расчет получается очень громоздким и сложным для инженерной практики.

Пример 6-2. Определить продолжительность пневматической сушки и размеры трубы-сушилки (ее длину и диаметр) при следующих условиях: сушимый материал — кристаллы салициловой кислоты; эквивалентный диаметр средних частиц $d_э$=1 *мм*; приведенный диаметр максимальных частиц d=3 *мм*; удельный вес материала γ=1 480 *кг/м³*. Производительность сушилки G=250 *кг* высушенного продукта в час. Количество тепла, отдаваемое горячим воздухом высушиваемому материалу, Q'=22 350 *ккал/ч*; средний температурный напор между газом и частицами материала Δt=27,3° С. Воздух охлаждается в сушилке с 90 до 50° С. Секундный расход воздуха при его средней температуре $V_{сек}$=0,7 *м³/сек*.

Решение.

Для определения коэффициента теплообмена определяем критерий Архимеда:

$$Ar = \frac{d_э^3 (\gamma - \gamma_{ср})\, g}{\nu^2 \gamma_{ср}} =$$

$$= \frac{10^{-9}(1\,480 - 1{,}03)\cdot 9{,}81}{2^2 \cdot 10^{-10} \cdot 1{,}03} = 3{,}52 \cdot 10^8.$$

В этих формулах γ — удельный вес воздуха, *кг/м³*, ν — коэффициент кинематической вязкости воздуха, *м²/сек*.

Следует иметь в виду, что в области Re>150 для подсчета коэффициента теплообмена для шарообразных частиц при сушке в трубах-сушилках И. Ф. Федоровым [Л. 30] предложены формулы:

$Nu = 0{,}4Fe^{0{,}9} = 0{,}43Ar^{0{,}3}$ для $Fe = 25 \div 100$

или для $Ar = 1 \cdot 10^4 \div 1 \cdot 10^6$ и

$$Nu = 0{,}83Fe^{0{,}74} = 0{,}87Ar^{0{,}24} \text{ для}$$

$$Fe = 100 \div 700.$$

Поэтому в данном примере величину критерия Nu можно также определить как

$$Nu = 0{,}43\,(3{,}52 \cdot 10^4)^{0{,}3} \approx 10,$$

откуда

$$\alpha = \frac{Nu\,\lambda}{d_э} = \frac{10 \cdot 0{,}0246}{0{,}001} =$$

$$= 246\ ккал/м^2 \cdot ч \cdot град,$$

где λ — коэффициент теплопроводности воздуха, *ккал/м · ч · град* при его средней температуре 70° С.

Поверхность частиц

$$F = \frac{6G}{d\gamma} = \frac{6 \cdot 250}{0{,}001 \cdot 1\,480} = 1\,010\ м^2/ч.$$

Время сушки

$$\tau = \frac{Q' \cdot 3\,600}{\alpha F \Delta t} = \frac{22\,350 \cdot 3\,600}{246 \cdot 1\,010 \cdot 27{,}3} =$$

$$= 11{,}85\ сек.$$

Скорость витания частицы определяем по упрощенной формуле (6-11):

$$v_{вит} = 2{,}76 \sqrt{\frac{\gamma d}{\gamma_c}} =$$

$$= 2{,}76 \sqrt{\frac{1\,480 \cdot 0{,}003}{1{,}03}} = 5{,}7\ м/сек,$$

где d — диаметр наиболее крупной частицы, которую необходимо перемещать, *м*.

Скорость газов принимаем

$$v_г = 1{,}25 v_{вит} = 1{,}25 \cdot 5{,}7 = 7\ м/сек.$$

Длина трубы

$$l = \tau (v_г - v_{вит}) = 11{,}85\,(7 - 5{,}7) = 15{,}6\ м.$$

Дополнительная длина трубы с учетом разгона частиц

$$l_р = 0{,}5\, v_г d_э = 0{,}5 \cdot 7 \cdot 1 = 3{,}5\ м.$$

Общая длина трубы-сушилки

$$L = l + l_р = 15{,}6 + 3{,}5 = 19{,}1\ м.$$

Диаметр трубы-сушилки

$$D = \sqrt{\frac{V_{сек}}{0{,}785 v_г}} = \sqrt{\frac{0{,}7}{0{,}785 \cdot 7}} = 0{,}36\ м.$$

Для инженерных расчетов пневмосушилок более удобен метод, разработанный Т. Ф. Таганцевой по идее А. П. Ворошилова, который рассматривает тепло- и массообмен не единичных частиц, а всей взвеси в целом.

Для характеристики поступательного движения полидисперсной смеси в трубе-сушилке введено понятие условной скорости движения $v_у$, численно равной отношению длины участка к действительному времени пребывания в нем.

Условная скорость может быть выражена через среднюю производительность трубы G *кг/ч* и истинную объемную концентрацию μ *кг* материала/*м*³ трубы:

$$v_у = \frac{G}{\mu F}, \qquad (6\text{-}19)$$

где F — площадь поперечного сечения трубы, $м^2$.

В идеальном случае, когда движение — установившееся (т. е. ускорение частицы равно нулю) и когда соударения частиц друг с другом и со стенками отсутствуют, объемная концентрация определяется следующим соотношением:

$$\mu' = \frac{G}{F (v_c - v_{вит})}. \qquad (6\text{-}20)$$

В действительных условиях сушки имеются значительные отклонения от установившегося режима, что в первом приближении может быть учтено введением поправочных коэффициентов

$$\mu = k_1 k_2 k_3 \frac{G}{F (v_c - v_{вит})}, \qquad (6\text{-}21)$$

учитывающих влияние на эффект торможения следующих факторов: k_1 — диаметра трубы, k_2 — соударения и k_3 — изменения параметров газа и материала.

Для определения поправочных коэффициентов были проведены специальные опыты на полупромышленной установке, в результате которых для практических расчетов предложена формула

$$\mu = 3k \frac{G}{F (v_c - v_{вит})}. \qquad (6\text{-}22)$$

Поправочный коэффициент k в в формуле (6-22) зависит от диаметра трубы и может быть принят равным 0,77 для труб диаметром до 0,25 *м* и 0,68 для труб диаметром до 1 *м*.

G — производительность сушилки, отнесенная к средней влажности сушимого материала, *кг/ч*; F — площадь поперечного сечения трубы-

сушилки, $м^2$; $v_с$, $v_{вит}$ — скорость среды (или газов) и скорость витания частичек в трубе, отнесенные к средним температуре и влажности газов. Входящие в формулу величины имеют следующие значения:

$$G = G_1 \frac{100 - w_1}{100 - w_{ср}};$$

$$v_{ср} = v_1 \frac{(273 + t_1)(622 + d_1)}{(273 + t_{ср})(622 + d_{ср})};$$

$$d_{ср} = \frac{d_1 + d_2}{2}; \quad d_2 = \frac{1\,000 + W}{L} + d_1;$$

$$W = G_1 \frac{w_1 - w_2}{100 - w_2}.$$

Здесь обозначено: G_1 — производительность сушилки по сырому материалу, *кг/ч*; w_1 и $w_{ср}$ — начальная и средняя влажности материала, %; t_1 и $t_{ср}$ — начальная и средняя температуры газов, °С; d_1, d_2 и $d_{ср}$ — начальное, конечное и среднее влагосодержания газов, *г/кг* сухого газа; $v_{ср}$ и v_1 — средняя и расчетная скорости газов в трубе при t_1, *м/сек*; W — количество влаги, испаряемой в сушилке, *кг/ч*; L — расход газов, *кг/ч*.

Количество горячих газов или расход сушильного агента

$$Q = Q_1 + Q_м + Q_5. \qquad (6\text{-}23)$$

Расход тепла на испарение влаги определяется из выражения

$$Q_1 = W(597 + 0{,}44t_2 - \vartheta_1). \qquad (6\text{-}24)$$

Количество тепла, идущее на нагрев материала, подсчитывается по формуле

$$Q_м = G_2 c_2 (\vartheta_2 - \vartheta_1). \qquad (6\text{-}25)$$

Потери тепла в окружающую среду принимаются равными

$$Q_5 = 0{,}1\,(Q_1 + Q_м). \qquad (6\text{-}26)$$

Соответственно объем газа при t_1 и d_1 будет равен:

$$V_г = Lv_1,$$

где v_1 — удельный объем влажного воздуха при начальных параметрах.

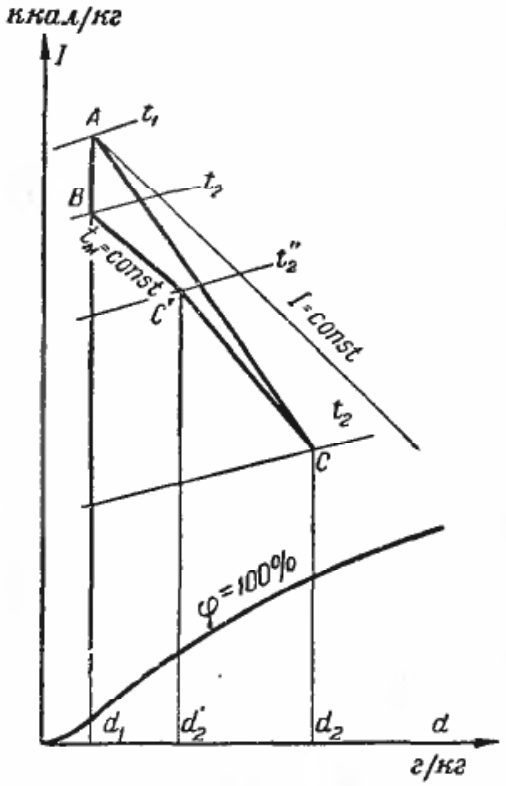


Рис. 6-6. Построение процесса на *Id*-диаграмме.

Диаметр трубы определяется по формуле

$$D = \sqrt{\frac{V_г}{900\pi v_г}}, \qquad (6\text{-}27)$$

где $V_г$ — расход газов в трубе, $м^3/ч$;
$v_г$ — скорость газов в трубе, *м/сек*.

Определение среднего температурного напора при сушке осложняется тем, что процесс происходит при переменном температурном режиме газовой среды. Температура материала непрерывно изменяется и зависит не только от параметров среды, но и от влажности материала.

Как показали опыты, температура среды по длине трубы-сушилки изменяется по логарифмической кривой.

Для инженерных расчетов определение температуры материала при переменном режиме может быть произведено с достаточной степенью точности при помощи графического метода.

Сущность этого метода заключается в том, что построенный на диаграмме рис. 6-6 действительный процесс заменяется суммой элементарных процессов, для которых легко может быть определена температура материала.

В общем случае процесс сушки может быть условно расчленен на следующие:

а) период нагрева материала от начальной температуры ϑ_1 до температуры мокрого термометра $t_м$ при постоянном влагосодержании;

б) период постоянной скорости при температуре материала, примерно равной температуре мокрого термометра;

в) период падающей скорости, когда температура материала изменяется от температуры мокрого термометра до конечной температуры ϑ_2.

Законность такого приема обусловлена тем, что энтальпия влажного воздуха является функцией состояния, т. е. определяется значениями независимых переменных (t и ϑ) только в начальной A и конечной C точках процесса и не зависит от характера протекания процесса.

Для вычисления конечной температуры материала в период падающей скорости рекомендуется принять условие линейного изменения температуры от влажности.

В зависимости от начальной и конечной влажностей материала его конечная температура может быть вычислена по следующим формулам:

а) $w_1 > w_2 > w_{кр}$; $\vartheta_2 = t_м$;

б) $w_1 > w_{кр} > w_2$;

$$\vartheta_2 = t_м + (t_2 - t_м)\frac{w_{кр} - w_2}{w_{кр} - w_р}; \quad (6\text{-}28)$$

в) $w_1 < w_{кр}$;

$$\vartheta_2 = \vartheta_1 + (t_2 - \vartheta_1)\frac{w_1 - w_2}{w_1 - w_р}. \quad (6\text{-}29)$$

Соответственно рассмотренным процессам общая длина трубы равна:

$$l = l_н + l_{и1п} + l_{и2п}, \quad (6\text{-}30)$$

где $l_н$, $l_{и1п}$, $l_{и2п}$ — соответственно длины участков трубы, на которых происходят нагрев материала и сушка в периоды постоянной и падающей скорости испарения влаги из материала, *м*. Длина трубы каждого участка определяется по формуле

$$l_{уч} = \frac{Q_{уч}}{F\alpha_V \Delta t}, \quad (6\text{-}31)$$

где α_V — объемный коэффициент теплообмена, *ккал/м³·ч·град*;

F — площадь поперечного сечения трубы, *м²*

а) Для периода нагрева при $d = \text{const}$ расход тепла

$$Q'_{уч} = Q'_н + Q'_5 = G_1 c_1 (t_м - \vartheta_1) + Q_5; \quad (6\text{-}32)$$

температурный напор

$$\Delta t = \frac{(t_1 - \vartheta_1) - (t'_2 - t_м)}{\ln \frac{t_1 - \vartheta_1}{t'_2 - t_м}}. \quad (6\text{-}33)$$

В этих формулах обозначено:

$t_1 - \vartheta_1$ — начальные температуры газов и материала, вступающих в сушилку, °С;

$t_м$ — температура материала после нагрева, соответствующая температуре мокрого термометра, °С; находится по Id-диаграмме (рис. 6-6) по d_1 и t'_2;

t'_2 — температура газов после прогрева материала, °С:

$$t'_2 = t_1 - \frac{Q'_{уч}}{Lc_г},$$

где L — расход газа, *кг/ч*, а $c_г$ — его теплоемкость, *ккал/кг·град*.

б) Для периода постоянной скорости сушки расход тепла

$$Q''_{уч} = Q'_{исп} + Q''_5 =$$

$$= W(597 + 0{,}44t''_2 - t_м) + Q''_5. \quad (6\text{-}34)$$

Количество испаренной влаги

$$W_1 = G_1 \frac{w_1 - w_{кр}}{100 - w_{кр}}. \quad (6\text{-}35)$$

Температурный напор

$$\Delta t'' = \frac{t'_2 - t''_2}{\ln \frac{t'_2 - t_м}{t''_2 - t_м}}. \quad (6\text{-}36)$$

В этих формулах обозначено:

W_1 — количество влаги, испаряемое в период постоянной скорости сушки, *кг/ч*;

t_2'' — температура газов после периода постоянной скорости сушки, которая находится по *Id*-диаграмме по $t_м$ и d_2', °С.

$$d_2' = \frac{1\,000 W_1}{L} + d_1.$$

в) Для периода падающей скорости

$$Q_{уч}''' = Q_{исп}'' + Q_н'' + Q_5''' =$$

$$= W_2(597 + 0{,}44t_2 - t_м) +$$

$$+ G_2 c_2 (\vartheta_2 - t_м); \qquad (6\text{-}37)$$

$$W_2 = G_2 \frac{w_{кр} - w_2}{100 - w_{кр}}; \qquad (6\text{-}38)$$

$$\Delta t_2'' = \frac{(t_2'' - t_м) - (t_2 - \vartheta_0)}{\ln \frac{t_2'' - t_м}{t_2 - \vartheta_2}}. \qquad (6\text{-}39)$$

В этих формулах обозначено:

W_2 — количество влаги, испаряемое в период падающей скорости сушки, *кг/ч*;

G_2, c_2 — производительность сушилки по сухому материалу, *кг/ч*, и его теплоемкость, *ккал/кг·град*;

t_2 и ϑ_2 — конечные температуры газов и сушимого материала на выходе из сушилки, °С.

$$\vartheta_2 = t_м + (t_2 - t_м)\frac{w_{кр} - w_2}{w_{кр} - w_р},$$

где $w_р$ — равновесная влажность материала, %.

В результате обработки экспериментальных данных Т. Ф. Таганцевой при пневмосушке фрезерного торфа были получены следующие зависимости для определения коэффициента теплообмена: торф древесно-тростниковый 45%-ной степени разложения

$$Nu = 0{,}00063 Re_y^{1,6},$$

торф сосново-пушициевый 60%-ной степени разложения

$$Nu = 0{,}00026 Re_y^{1,7};$$

торф древесный 55%-ной степени разложения

$$Nu = 0{,}00048 Re_y^{1,6};$$

условный критерий Рейнольдса

$$Re_y = \frac{v_0 d_{ср}}{\nu_г}.$$

Этими формулами можно пользоваться при расчете процесса сушки фрезерного торфа до 20% влажности.

При более глубокой сушке в формулы должен быть введен поправочный коэффициент. Изменение констант в критериальных уравнениях обусловлено влиянием на тепло- и массообмен ботанического состава и степени разложения.

С изменением ботанического состава и степени разложения изменяется не только способность торфа отдавать и поглощать влагу, но и характер гидродинамического взаимодействия тела и потока, ибо при этом изменяется и форма частиц.

Объемный коэффициент теплообмена вычисляется по формуле

$$\alpha_V = \frac{6 Nu \lambda_г \mu}{d_{м.ср}^2 \gamma_{м.ср}}, \qquad (6\text{-}40)$$

Недостатком этой методики является недостаточная обоснованность принятых условий, так как для полидисперсных материалов конец периода нагрева и окончание периода с постоянной скоростью испарения влаги неодинаковы для частиц различных размеров. Расчет этих периодов сушки для среднего размера частиц неточен, так как законы усреднения для частиц при движении в трубе и при расчете процесса теплопередачи различны. Поэтому расчетные уравнения пригодны только для условий, при которых они получены.

А. П. Скобло и др. [Л. 25] получили для условий теплообмена газового потока со свободно падающими или летящими гранулами следующую формулу:

$$Nu = 0{,}157 m^{-0,14} Re^{0,63} =$$

$$= 0{,}157 m^{-0,14} \left(\frac{v_0 d_э}{\nu}\right)^{0,63}, \qquad (6\text{-}41)$$

где m — концентрация частиц твердого материала в объеме, где происходит теплообмен; эта величина равна отношению объема частичек, находящихся в зоне теплообмена, к объему этой зоны; формула действительна при значениях $m = (0{,}4—4)\cdot 10^{-2}$ и $Re = 90 \div 2\,000$;

v_0 — относительная скорость газового потока, *м/сек*: $v_0 = v_г \pm v_{вит}$ (знак + соответствует противотоку, знак — прямотоку);

$d_э$ — средний эквивалентный диаметр частиц, *м*;

ν — кинематическая вязкость, $м^2/сек$.

6-2. Аэрофонтанные сушилки. Сушка материалов в кипящем слое

Кроме труб-сушилок и установок с шахтными мельницами, для сушки зернистых неслипающихся более влажных и более крупных материалов во взвешенном состоянии получили распространение аэрофонтанные сушилки, сушилки с вихревым потоком, в котором происходит закрученная циркуляция сушимого материала, и сушилки с кипящим слоем.

Аэрофонтанные сушилки применяются для сушки хлопка, опилок и других материалов.

Наиболее простой является аэрофонтанная сушилка ВТИ, принцип работы которой понятен из рассмотрения рис. 6-7.

В загрузочную воронку подается влажный материал, который захватывается потоком воздуха или смесью воздуха с топочными газами и поступает в рюмку *2*. В сушилке-рюмке *2* происходит интенсивное перемешивание материала, поскольку он находится во взвешенном состоянии. Длительность пребывания материала здесь больше, чем в трубе-сушилке.

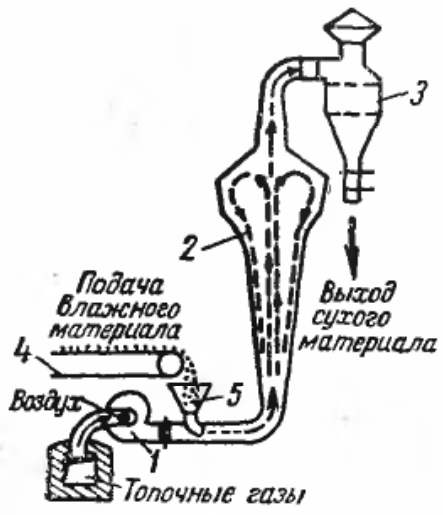


Рис. 6-7. Аэрофонтанная сушилка на топочных газах системы ВТИ — А. П. Ворошилова.

1 — вентилятор; *2* — рюмка; *3* — циклон; *4* — транспортер для подачи сушимого продукта; *5* — загрузочная воронка.

Из рюмки сушимый материал потоком газа увлекается в циклон, в котором происходит выделение высушенного продукта из газового потока. После циклона может быть установлено пылеуловительное устройство для очистки запыленного газа, удаляемого в атмосферу. Теория аэрофонтанных сушилок еще недостаточно разработана, и их расчет ведется по эмпирическим данным.

Возможные напряжения рюмки по влаге находятся в зависимости от влажности сушимого материала и температуры сушильного агента. В табл. 6-3 приведены результаты сушки волокнистых материалов в аэрофонтанной сушилке по данным ВТИ.

Таблица 6-3

Результаты сушки волокнистых материалов в аэрофонтанной сушилке

Напряжение объема рюмки, $кг/м^3 \cdot ч$	Конечная влажность, %
8—10	9
14	14
24—25	22

Основным недостатком аэрофонтанных сушилок является неравномерность сушки. Лучшие результаты в отношении равномерности сушки зернистых материалов (с примерно одинаковыми частицами) по сравнению с аэрофонтанной сушилкой дает сушка в кипящем слое.

В сушилке с кипящим слоем материал уложен на решетку, продуваемую газом со скоростью, необходимой для создания кипящего слоя. Принципиальная схема сушилки с кипящим слоем показана на рис. 6-8,*а*. В этой сушилке для устранения неравномерности сушки применяется направленное движение материала вдоль удерживающей его решетки. С этой целью подача сырого материала производится в верхнюю часть с одной стороны сушилки, а удаление сухого ма-

териала осуществляется из нижней части с противоположной стороны установки. Большую равномерность сушки дает более компактная ступенчатая сушилка с кипящим слоем, схема которой показана на рис. 6-8,*б*.

Достоинствами сушки материалов в кипящем слое являются: высокая интенсивность сушки (сотни килограммов влаги на 1 $м^3$ объема сушилки в час); почти одинаковая и сравнительно легко регулируемая температура высушиваемого материала в слое; возможность регулирования времени пребывания материала в сушилке. Недостатками являются: большие расходы электроэнергии для создания значительных давлений (300—500 *мм вод. ст.*), необходимых для кипения слоя, а также измельчение частиц материала в сушилке. Время пребывания материала в сушилках с кипящим слоем обычно определяется несколькими минутами. При сушке пшеницы с начальной влажности 25,5% до конечной 18,1% в кипящем слое горячим воздухом $t_1 = 110°$ С; температура его на выходе составляла $t_2 = 52°$ С, а температура слоя $\vartheta_м = 55°$ С при высоте кипящего слоя $H = 370$ *мм*. Продолжительность сушки $\tau = 11$ *мин*. Удельный расход тепла $q = 1\,100$ *ккал/кг* влаги, воздуха $l = 50{,}3$ *кг/кг* влаги. Потеря давления воздуха, проходящего через кипящий слой, составляла 300 *мм вод. ст.* и через решетку 75 *мм вод. ст.*

В настоящее время созданы также вихревые и вихревые импульсные сушилки, в которых горячий воздух или его смесь с топочными газами со скоростью, значительно меньшей, чем в сушилках с кипящим слоем, последовательно (с импульсом 6 *мин*) подается через несколько (4—5) распределительных щелей (отверстий), устроенных в стенках конического днища. Такая система подачи сушильного агента исключает каналообразование в слое и уменьшает измельчение частиц сушимого материала. Еще

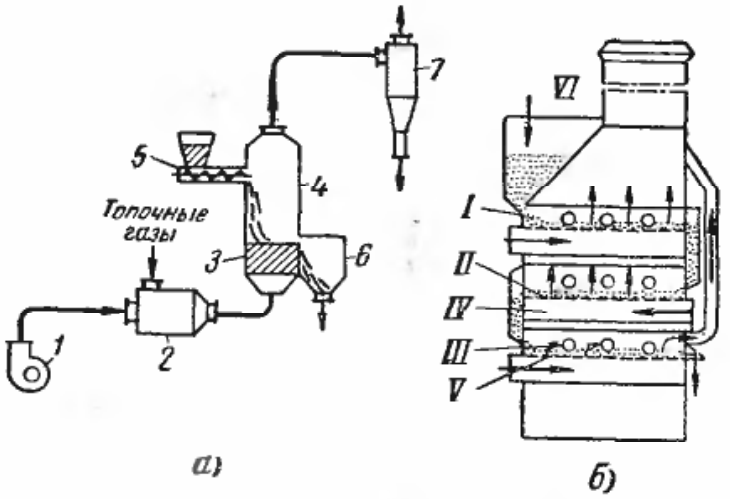


Рис. 6-8. Схемы сушки в кипящем слое.

а — схема одноступенчатой сушки; *б* — схема двухступенчатой сушки и одноступенчатого охлаждения материала; *1* — вентилятор; *2* — смеситель; *3* — кипящий слой материала; *4* — сушильная камера; *5* — шнек для подачи материала; *6* — разгрузочная камера; *7* — сепаратор; *I* и *II* — зоны нагрева и сушки; *III* — зона охлаждения; *IV* — каналы для подачи сушильного агента; *V* — решетка; *VI* — загрузочный бункер.

меньшее измельчение дает непрерывная подача сушильного агента через указанные щели с меньшей скоростью, не вызывающей движения частиц.

В США расширяется применение сушилок с кипящим слоем, которые вытесняют барабанные сушилки, особенно для сушки углей. Принцип сушки материалов в кипящем слое состоит в следующем: если к зернистому материалу, уложенному на решетку, подводить снизу воздух, постепенно увеличивая его скорость (рис. 6-9), то при некоторой скорости $v_{всп}$ высота слоя H начинает постепенно увеличиваться, как бы набухать или вспучиваться. При дальнейшем увеличении скорости до величины $v'_{кр} = v'_ч$ [$v'_ч$ условно названо нами скоростью витания слоя по аналогии с равновесным состоянием, рассмотренным в уравнении (6-1) для шарообразной частицы] напор достигает максимального значения $\Delta P_{кр}$ и соответствует весу материала плюс некоторому перепаду $\Delta P_{кр} - \Delta P_{кип}$, необходимому для затраты энергии на отрыв частиц друг от друга.

Затем сопротивление слоя ΔP резко падает, а скорость в слое материала $v_ф$ увеличивается.

Такое изменение сопротивления объясняется образованием в слое каналов, через которые прорывается некоторая часть газа. Скорость

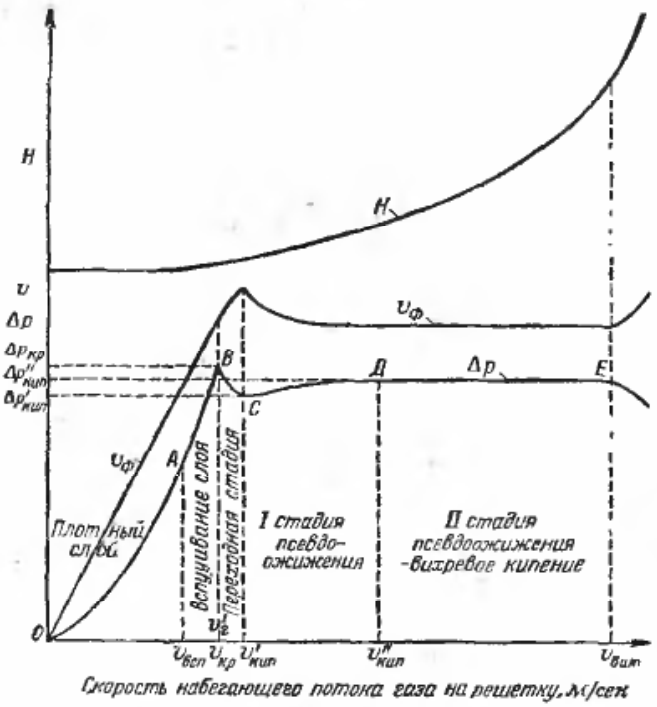


Рис. 6-9. Схема границ образования кипящего слоя. ΔP — сопротивление слоя; $V_г$ — скорость газа в слое; H — высота слоя.

газа, соответствующую точке C и $v'_{кип}$, принимают за начало первой стадии псевдодвижения.

В этом состоянии в слое возникают отдельные фонтаны бурного кипения, бо́льшая же часть частиц остается почти неподвижной. Постепенное увеличение скорости воздуха выше $v'_{кип}$ способствует возникновению все новых очагов кипения, интенсивность движения частиц в слое возрастает, повышается равномерность кипения. Сопротивление слоя несколько возрастает, а скорость газа в слое или скорость фильтрации $v_ф$ падает (участок CD), а затем, начиная с некоторого значения скорости набегающего потока (точка D), $\Delta P_к$ и $v_ф$ практически остаются постоянными (участок $ДЕ$). Постоянство скорости газа в слое или скорости фильтрации $v_ф$, несмотря на увеличение скорости набегающего газа на решетку, объясняется увеличением высоты слоя, которое обеспечивает постоянство проходного сечения для газа в кипящем слое. Значение скорости газа, отнесенное к скорости потока газа, набегающего на решетку, принято соответствующим началу второй стадии псевдодвижения — стадии вихревого кипения — и обозначается $v''_{кип}$.

При вихревом кипении имеет место неустановившееся цикличное движение частиц в объеме слоя.

Сушку в кипящем слое в большинстве случаев целесообразно проводить в начале второй стадии псевдодвижения, когда незначителен вынос мелких частиц и обеспечивается хорошее перемешивание слоя, т. е. при скорости газа, близкой к скорости $v''_{кип}$. По данным М. В. Лыкова $v''_{кип}=0{,}15\div0{,}2\,v_{вит}$ этих частиц.

Если проводить сушку в кипящем слое в трубах малого диаметра (75—100 *мм*), то при скоростях газа, близких к скорости витания частиц (точка E на рис. 6-9), происходит прорыв через кипящий слой крупных пузырей газа (рис. 6-10,*в*) и начинается интенсивное выбрасывание частиц над поверхностью слоя. Пузыри могут увеличиваться в объеме, и таким образом, заполняется все сечение камеры. Начинается так называемое поршневое кипение слоя, заключающееся в том, что слой разделяется крупными пузырями и происходит расслоение материала (рис. 6-10,*г*).

Явления поршневого кипения наблюдаются в трубах небольшого диаметра. В установках с большим диаметром решетки при вихревом кипении наблюдаются каналообра-

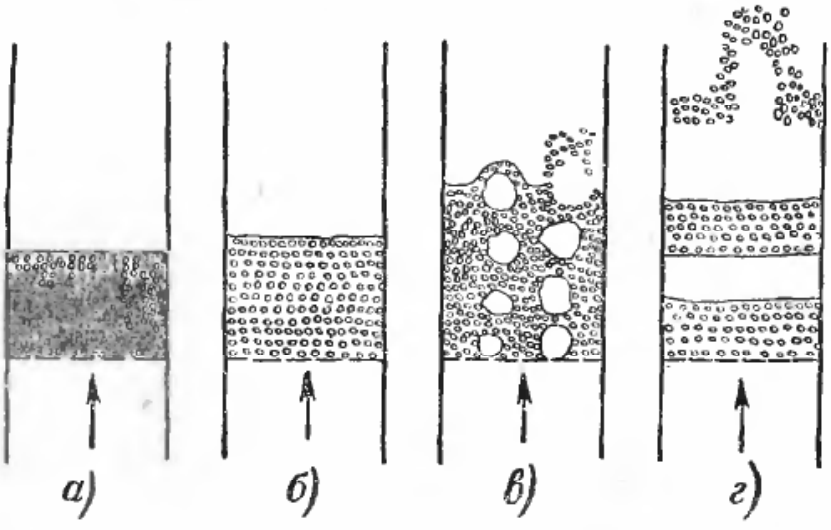


Рис. 6-10. Характер изменения структуры слоя в зависимости от числа псевдоожижения.

а — неподвижный слой; б — кипящий слой в начальной фазе; в — пузырчатое кипение слоя; г — поршневое кипение слоя.

зование и проскоки воздуха, которые увеличиваются с повышением скорости газа, что значительно ухудшает тепло- и массообмен слоя с газом. Для улучшения работы сушилки применяют мешалки (специальные устройства для перемешивания слоя), устраняющие каналообразование.

Опыты показывают, что в цилиндрической камере полное сопротивление кипящего слоя примерно равно его весу, приходящемуся на единицу площади решетки. Это условие приблизительно соблюдается во всем интервале скоростей, при которых возможно существование кипящего слоя.

Сказанное описывается следующим уравнением:

$$\Delta P = \frac{G}{F} = H(\gamma - \gamma_c)(1 - \varepsilon) \approx$$

$$\approx H_0(\gamma - \gamma_c)(1 - \varepsilon_0), \quad (6\text{-}42)$$

где ΔP — полный перепад давлений в кипящем слое, $кГ/м^2$;

G — вес твердых частиц в кипящем слое, $кг$;

F — площадь решетки, $м^2$;

H и H_0 — высоты кипящего и неподвижного слоев, $м$;

γ и γ_c — удельные веса твердых частиц и среды, удерживающей кипящий слой, $кг/м^3$;

ε и ε_0 — средние порозности кипящего и неподвижного слоев, представляющие собой относительные величины пустот в слое.

Высота кипящего слоя

$$H = \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon} H_0, \quad (6\text{-}43)$$

где H_0 — высота слоя, находящегося в покое;

ε_0 — порозность насыпного слоя, находящегося в покое:

$$\varepsilon_0 = \frac{V_{нас} - V}{V_{нас}} \approx 1 - \frac{\gamma_{нас}}{\gamma}, \quad (6\text{-}44)$$

где V и $V_{нас}$ — объем, занимаемый частицами, и насыпной объем слоя, $м^3$;

$\gamma_{нас}$ и γ — насыпной (объемный) вес и удельный вес частиц, $кг/м^3$.

Среднюю порозность кипящего слоя можно приближенно определить по уравнению О. М. Тодеса, В. Д. Горошко и Р. Б. Розенбаума:

$$\varepsilon = \mathrm{Ar}^{-0,21}(18\mathrm{Re} + 0,36\mathrm{Re}^2)^{0,21}, \quad (6\text{-}45)$$

где

$$\mathrm{Ar} = \frac{gd^3}{\nu^2} \cdot \frac{\gamma - \gamma_c}{\gamma}; \quad \mathrm{Re} = \frac{vd}{\nu}.$$

Критическую скорость потока $v'_{кр}$, при которой частицы неподвижного слоя начинают переходить в псевдоожиженное состояние, для аппаратов круглого поперечного сечения можно определить по уравнению О. М. Тодеса, В. Д. Горошко и Р. Б. Розенбаума с точностью до $\pm 20\%$.

$$\mathrm{Re}_{кр} = \frac{\mathrm{Ar}}{1\,400 + 5,22\sqrt{\mathrm{Ar}}}. \quad (6\text{-}46)$$

Скорость потока $v_у$, при которой начинаются разрушение взвешенного слоя и унос частиц из аппарата, что соответствует порозности $\varepsilon = 1$, можно определить по уравнению

$$\mathrm{Re}_у = \frac{\mathrm{Ar}}{18 + 0,61\sqrt{\mathrm{Ar}}}, \quad (6\text{-}47)$$

где

$$\mathrm{Re} = \frac{v_у d}{\nu}.$$

Для полидисперсных систем значение критерия Ar в уравнении (6-47) необходимо подсчитывать по наименьшему диаметру частиц.

На рис. 6-11 представлен график зависимостей (6-46) и (6-47), определяющих границы существования псевдоожиженного слоя, порозность которого может меняться в пределах примерно 0,4—1.

В уравнениях (6-45), (6-46) и (6-47) скорости газа v и $v_у$ ($м/сек$) относят к полному сечению аппарата; диаметр частиц в метрах; кинематическую вязкость ($м^2/сек$) берут при средней температуре газа.

Кипящий слой можно характеризовать также числом псевдоожижения ψ, под которым понимается отношение данной скорости среды $v_г$, отнесенной к полному сечению камеры, к скорости $v'_{кр}$, при которой плотный слой переходит в состоя-

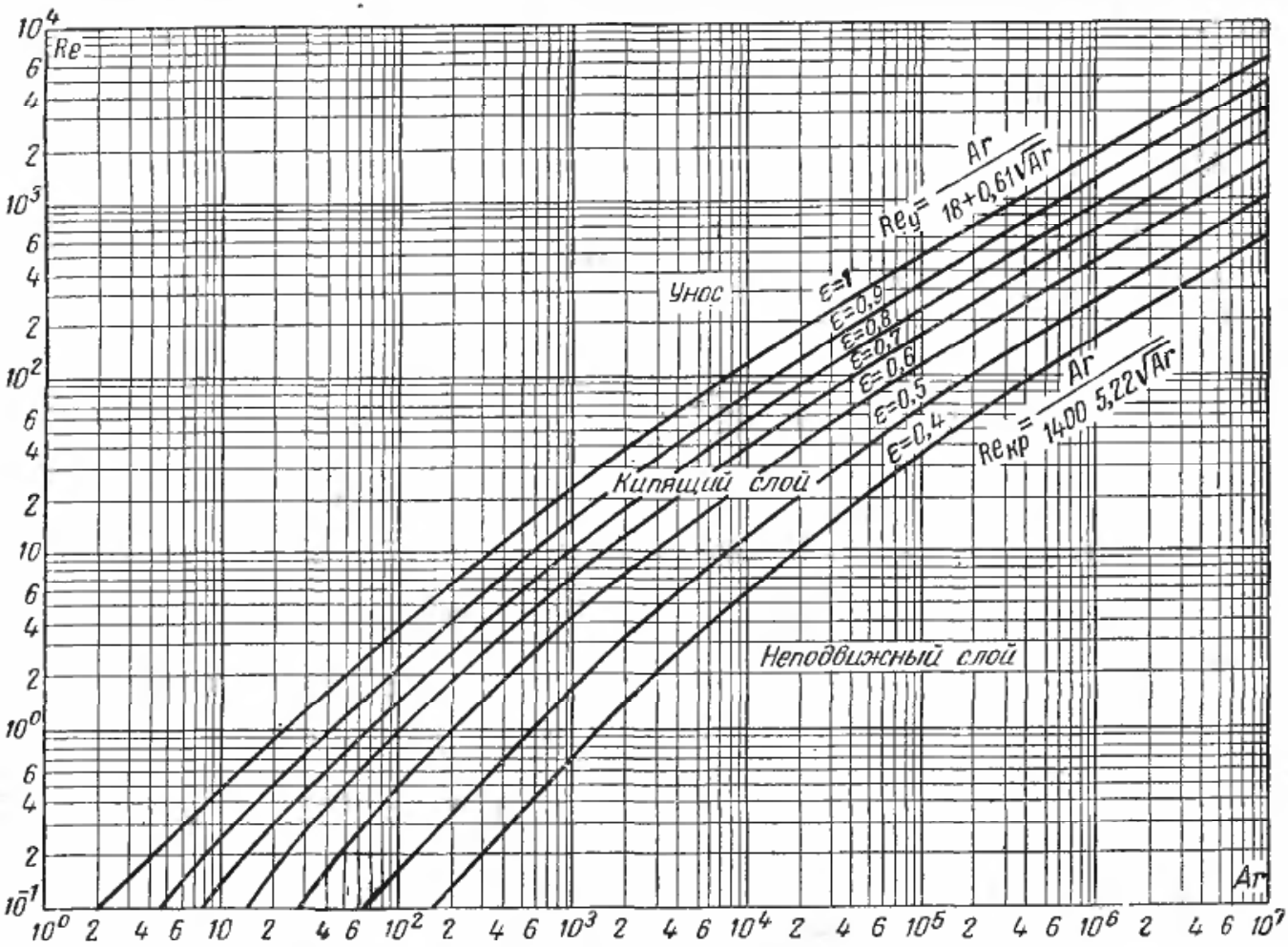


Рис. 6-11. Зависимость критерия Re от критерия Ar при различных значениях порозности ε псевдоожиженного слоя.

ние кипения. Число псевдоожижения $\psi=\frac{v_г}{v_{кр}}$, введенное Н. А. Шаховой, характеризует интенсивность перемешивания частиц в кипящем слое.

И. М. Федоров [Л. 30] для определения оптимальной скорости газа $v_{опт}$, обеспечивающей получение интенсивно перемешиваемого кипящего слоя, предлагает следующую зависимость:

$$Re_{опт}=0{,}19Fe^{1{,}56}\approx 0{,}22Ar^{0{,}52}, \quad (6\text{-}48)$$

где

$$Fe=\sqrt[3]{\frac{4}{3}Ar};$$

$$Fe=d\sqrt[3]{\frac{4g(\gamma-\gamma_c)}{3\nu^2\gamma_c}}.$$

Зависимость (6-48) справедлива в пределах $Fe=40\div200$.

Следует заметить, что из этого уравнения находится оптимальная скорость $v_{опт}$, обеспечивающая интенсивное перемешивание кипящего слоя, а не критическая скорость $v'_{кр}$. Чтобы по найденному значению $v_{опт}$ определить $v'_{кр}$, можно уравнение (6-45) выразить через критерий псевдоожижения

$$\psi=\frac{Re_{опт}}{Re_{кр}}.$$

Многочисленными исследованиями подтверждено, что наиболее интенсивное перемешивание в кипящем слое соответствует значению числа псевдоожижения $\psi=2$. Для такого слоя и дает значения $Re_{кр}$ формула И. М. Федорова. Тогда формула для начала кипения примет вид:

$$Re_{кр}=0{,}095\,Ki^{1{,}56}\approx 0{,}11Ar^{0{,}52}. \quad (6\text{-}49)$$

Исследованиями, проведенными в настоящее время, доказывается, что для некоторых материалов оптимальным условиям соответствует $\psi=3$.

Приближенно, напор ΔP для аппаратов, работающих с кипящим

Таблица 6-4

Значения коэффициентов формы для различных материалов

Материал	d, *мм*	$\varphi_ф$	Автор	Примечания и данные по исследуемому слою
Стальные шарики	2	1,00	Л. А. Акопян	При отношении диаметра камеры к диаметру частиц меньше 16
То же	4	1,00	„	
„ „	6	1,23	„	
Шарики из органического стекла	2	1,15	„	
Силикагель	0,25	3,05	„	
„	2,5	5,46	„	
„	3,5	3,70	„	
„	4,5	7,05	„	
Свинцовая дробь	1,35	1,20	„	
Алюмосиликагель	0,4	1,79	„	
„	0,15	4,10	„	
Каменный уголь	1,5	2,00	„	Высота плотного слоя H=485 *мм*, средняя порозность плотного слоя ε=0,5
Песок	0,247	1,07	„	H=259 *мм*; ε=0,47
„	0,29	1,21	„	H=234 *мм*; ε=0,517
„	0,27	1,15	Лева, Вайнтрауб, Груммер	H=377 *мм*; ε=0,516
„	0,27	1,20	„	H=271 *мм*; ε=0,505
„	0,418	3,65	„	H=480
„	0,589	1,05	„	H=201 *мм*; ε=0,407
„	0,71	1,26	„	H=187 *мм*; ε=0,408
„	0,94	1,04	„	H=125 *мм*; ε=0,407
Морской песок	0,372	1,90	Вильгельм, Кваук	H=200 *мм*; ε=0,384
То же	0,556	2,76	Те же	H=173,5 *мм*; ε=0,324
„ „	1,0	4,15	„ „	H=176 *мм*; ε=0,385
Стеклянные шарики	0,287	1,80	„ „	H=128 *мм*; ε=0,368
То же	0,51	2,63	„ „	H=178 *мм*; ε=0,368
„ „	5,2	3,66	„ „	
Катализатор	3,28	5,23	„ „	
Катализатор „Сокони“	4,41	4,10	„ „	
Песок	0,25	3,06	Олин, Петерсон, Левис, Джаллилнд	
Стеклянные шарики	0,452	1,57		
Шарики полихлорвиниловые	0,19	1,47	Агарвал Штерров	
Стеклянные шарики	0,559	1,5	Бауэр	
Песок люберецкий	0,158	2,68	И. Г. Мартюшин	Высота плотного слоя H=46,1 *мм*; ε=0,49
То же	0,18	2,5	„	H=45,88 *мм*; ε=0,481
Силикагель	0,18	6,3	„	H=19,46 *мм*; ε=0,623
„	0,296	5,5	„	H=16,14 *мм*; ε=0,572

слоем, можно подсчитать из правой части уравнения (6-42):

$$\Delta P = H_0(\gamma - \gamma_c)(1 - \varepsilon_0).$$

Однако этот расчет не учитывает режима движения газа и расхода энергии на расширение кипящего слоя.

Для определения значений сопротивления кипящего слоя используют видоизмененное уравнение Дарси — Вейсбаха

$$\Delta P = \xi \frac{H}{d_э} \cdot \frac{v^2 \gamma_c}{2g} \cdot \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon} \varphi_ф \text{ мм вод. ст.} \quad (6\text{-}50)$$

где ξ — коэффициент гидродинамического сопротивления кипящего слоя;

H — высота слоя, *м*;

$d_э$ — средний диаметр частиц, *м*;

v — скорость газового потока, *м/сек*;

ε — порозность насыпного слоя;

$\varphi_ф$ — коэффициент формы материала; берется по табл. 6-4.

В области $Re \leqslant 35$ для кипящего слоя, образованного частицами шарообразной формы, при $\varphi_ф = 1$ существует ламинарный режим, для которого

$$\xi = \frac{220}{Re}.$$

В области $70 \leqslant Re \leqslant 7\,000$ режим турбулентный. Для этой области

$$\xi = \frac{11{,}6}{\sqrt[4]{Re}}.$$

Уточнение значений сопротивления кипящего слоя в зависимости от высоты слоя, скорости потока и вязкости жидкости дает И. М. Федоров в виде следующей экспериментальной формулы:

$$\Delta P = 0{,}17\left(\mathrm{Re}\frac{H}{d}\right)^{0,2}\frac{G}{F_{\text{р}}}, \quad (6\text{-}51)$$

где G — вес частиц, *кг*;
$F_{\text{р}}$ — площадь решетки, *м*²;
d — эквивалентный диаметр частиц, *м*.

Конвективный теплообмен в кипящем слое еще недостаточно изучен, и в настоящее время имеется ряд недостаточно согласующихся формул.

Для всех исследованных материалов, кроме отдельных фракций активированного древесного угля и подмосковного угля, И. М. Федоровым были получены следующие уравнения для определения коэффициента теплоотдачи в кипящем слое для периода постоянной скорости сушки:

$$\mathrm{Nu} = 0{,}0151\,\mathrm{Fe}^{0,74}\mathrm{Re}^{0,65}\left(\frac{H_0}{d}\right)^{-0,34} \quad (6\text{-}52\text{а})$$

для Fe от 30 до 100;

$$\mathrm{Nu} = 0{,}0283\,\mathrm{Fe}^{0,6}\mathrm{Re}^{0,65}\left(\frac{H_0}{d}\right)^{-0,34} \quad (6\text{-}52\text{б})$$

для Fe от 100 до 200.

Для подмосковного угля была получена зависимость

$$\mathrm{Nu} = 0{,}23\mathrm{Re}^{0,863},$$

которая справедлива для Re в пределах от 20 до 500.

Критерий Pr во всех приведенных уравнениях исключен, так как опыты проводились с воздухом, температура которого изменялась незначительно.

Оказалось, что при выбранном методе вычисления диаметра и поверхности частиц материала степень шероховатости частиц и их форма мало влияют на величину коэффициента теплоотдачи.

В кипящем слое происходит снижение влажности материала не только в период постоянной скорости испарения влаги, но и в период падающей скорости сушки, когда коэффициент теплоотдачи значительно изменяется. М. В. Лыков[1] для сушки материалов в кипящем слое при начальной влажности ниже гигроскопической предложил следующую формулу:

$$\mathrm{Nu} = 0{,}0016\mathrm{Re}^{0,95}\left(\frac{v_{\text{к}}}{v_{\text{вит}}}\right)^{-1,5}\left(\frac{w_2}{w_{\text{гиг}}}\right)^{n}. \quad (6\text{-}53)$$

В этой формуле критерий

$$\mathrm{Re} = \frac{v_{\text{к}} d_{\text{э}}}{\varepsilon_0 \nu},$$

где $v_{\text{к}}$ — скорость газов, отнесенная к полному сечению, *м/сек*;
$d_{\text{э}}$ — эквивалентный диаметр частиц, *м*;
ε_0 — порозность спокойного слоя;
ν — коэффициент кинематической вязкости, *м²/сек*.

Показатель степени n зависит в основном от молекулярной природы высушиваемого материала.

Для гидроугля $n = 1{,}35$ ($w_{\text{гиг}} = 8{,}2\%$; $w_2 = 0{,}5 \div 5\%$). Для никелевого концентрата $n = 0{,}65$ ($w_{\text{гиг}} = 15\%$; $w_2 = 0{,}5 \div 9{,}8\%$).

При сушке материала до влажности $w_2 \geqslant w_{\text{гиг}}$ в формуле (6-53) член $\left(\frac{w_2}{w_{\text{гиг}}}\right)^{n} = 1$.

Абсолютное значение коэффициентов теплообмена для частиц мелкозернистого материала в кипящем слое получается сравнительно небольшим. Это объясняется тем, что относительная скорость обтекания частиц несущим потоком газа или жидкости при малом размере частиц невелика.

Однако низкие значения коэффициентов теплообмена в кипящем слое компенсируются большой удельной поверхностью частиц. В результате удельные тепловые потоки при нагревании или охлаждении частиц в кипящем слое все же достигают весьма больших зна-

[1] Методика теплового расчета сушилок с кипящим слоем, ИФЖ, 1959, № 3.

чений. И. М. Федоров рекомендует при сушке материалов в кипящем слое, у которых бо́льшая часть влаги удаляется в период постоянной скорости испарения, толщину кипящего слоя выбирать не меньше 100 *мм*, что обеспечивает охлаждение газа почти до температуры материала $t_2=\vartheta_2$, а при сушке медленно сохнущих материалов (например, зерна) работать при больших толщинах слоя. Во всех случаях необходимо стремиться применять возможно более высокие температуры газов и минимальную скорость газов, обеспечивающую хорошее перемешивание кипящего слоя.

Количество сушильного агента для сушилок с кипящим слоем может быть определено с помощью *Id*-диаграммы. По известным значениям удельного расхода тепла на нагрев материала $q_м$, потерям тепла в окружающую среду q_5 и начальной температуре материала ϑ_1 находят обычным способом значение Δ (обычно $\Delta<0$) для заданных начальных параметров сушильного агента t_1, d_1 и t_2; строят при найденном значении Δ процесс и определяют d_2, откуда и находят

$$L=W\frac{1\,000}{d_2-d_0}.$$

По количеству сушильного агента L можно определить необходимую площадь удерживающей решетки:

$$F_р=\frac{L}{3\,600v\gamma_c}, \qquad (6\text{-}54)$$

где γ_c — удельный вес сушильного агента, *кг/м*³;
v — оптимальная скорость сушильного агента, *м/сек*; определяется по уравнению (6-48).

Количество материала, которое должно одновременно находиться в кипящем слое сушильной установки, должно определяться из уравнения теплообмена, в котором суммарная поверхность теплоотдачи выражается через удельную поверхность частиц и их общий вес. Из уравнения теплообмена для определения веса частиц получим:

$$G=\frac{Q'\gamma d}{6\alpha\Delta t}, \qquad (6\text{-}55)$$

где γ — удельный вес частиц, *кг/м*³;
d — средний расчетный диаметр частиц, *м*;
Δt — средняя логарифмическая разность температур между газом и материалом;
$Q'=Q_1+Q_м$ — количество тепла, которое необходимо передать от сушильного агента материалу, находящемуся в кипящем слое.

Коэффициент теплоотдачи α принимается по опытным данным или определяется по одной из эмпирических зависимостей (6-52) или (6-53).

Высота слоя в спокойном состоянии

$$H_0=\frac{G}{F_р\gamma_н}, \qquad (6\text{-}56)$$

где $\gamma_н$ — насыпной вес материала, *кг/м*³.

Найденная из этого уравнения высота насыпного слоя часто получается незначительной. Это объясняется интенсивным теплообменом в кипящем слое. Для получения устойчивого и равномерного кипения материала величину H_0 обычно приходится принимать не меньше 100 *мм*.

Средняя продолжительность пребывания частиц в кипящем слое будет равна

$$\tau=\frac{G}{\frac{1}{2}(G_1+G_2)}, \qquad (6\text{-}57)$$

где G_1 и G_2 — начальный и конечный веса материала, поступающего в сушилку, *кг/ч*.

Вместо $^1/_2(G_1+G_2)$ можно подставить среднюю часовую производительность сушилки (*кг/ч*).

Пример 6-3. Рассчитать основные размеры сушилки с кипящим слоем для следующих условий: сушимый материал — продовольственное зерно; производитель-

ность сушилки по сухому материалу $G_2 = 9\,000$ *кг/ч*. При значениях начального и конечного влагосодержаний зерна соответственно 28 и 20%, часовое количество испаренной влаги $W = 1\,000$ *кг/ч* $\cdot G_1 = 10\,000$ *кг/ч*. Сушильным агентом является смесь топочных газов с воздухом. Температура смеси на входе в сушильную камеру $t' = 150°$ С. На выходе $t'' = 50°$ С. Температуры материала составляют $\vartheta_1 = 15°$ С и $\vartheta_2 = 48°$ С. Весовое количество сушильного агента, найденное из теплового расчета, $L = 37\,000$ *кг/ч*. Расход тепла на испарение влаги составляет $Q_1 = 830\,000$ *ккал/ч*. Расход тепла на нагрев материала $Q_м = 130\,000$ *ккал/ч*. Для нахождения оптимальной скорости сушильного агента по формуле (6-48) определяем значение критерия Fe при значениях эквивалентного диаметра частиц $d = 3{,}5$ *мм*, а также при значениях физических констант, отнесенных к средней температуре сушильного агента 100° С: $\gamma = 1\,400$ *кг/м*^{3}; $\gamma_c = 0{,}849$ *кг/м*^{3}; $\nu = 23{,}78 \cdot 10^{-6}$ *м/сек*^{2}; $\lambda = 2{,}76 \cdot 10^{-2}$ *ккал/м* $\cdot$ *ч* $\cdot$ *град*.

$$\mathrm{Fe} = d\sqrt[3]{\frac{4g\gamma}{3\nu^2\gamma_c}} = 0{,}0035\sqrt[3]{\frac{4}{3}\cdot\frac{9{,}81}{(23{,}78\cdot10^{-6})^2}\cdot\frac{1\,490^{-0{,}849}}{0{,}849}} = 120;$$

$$\mathrm{Re}_{опт} = 0{,}19\,\mathrm{Fe}^{1{,}56} = 0{,}19\,(120)^{1{,}56} = 210;$$

$$v_{опт} = \frac{\mathrm{Re}\,\nu}{d} = \frac{210\cdot23{,}78}{0{,}0035\cdot10^6} = 1{,}42 \text{ м/сек}.$$

Площадь газораспределительной решетки

$$F_р = \frac{L}{3\,600 v\gamma_c} = \frac{37\,000}{3\,600\cdot1{,}42\cdot0{,}849} = 8{,}6 \text{ м}^2.$$

Для определения количества материала, одновременно находящегося в сушилке G, вычислим величины $a\Delta t$ и Q. При найденном значении $\mathrm{Fe} = 120$ пользуемся уравнением (6-52б), задавшись высотой слоя $H = 0{,}25$ *м*. Имеем:

$$\mathrm{Nu} = 0{,}0283\mathrm{Fe}^{0{,}6}\mathrm{Re}^{0{,}65}\left(\frac{H_0}{d}\right)^{-0{,}34} =$$

$$= 0{,}0283\cdot120^{0{,}6}\cdot210^{0{,}65}\times$$

$$\times\left(\frac{0{,}25}{0{,}0035}\right)^{-0{,}34} = 3{,}9;$$

$$a = \frac{\mathrm{Nu}\,\lambda}{d} = \frac{3{,}9\cdot2{,}76}{0{,}0035\cdot10^2} =$$

$$= 30{,}6 \text{ ккал/м}^2\cdot\text{ч}\cdot\text{град}.$$

Учитывая, что в производственных условиях при больших диаметрах решетки возможно каналообразование, вводим поправочный коэффициент $\kappa = 0{,}8$; в этом случае

$$a_{расч} = \kappa a = 0{,}8\cdot30{,}6 =$$

$$= 24{,}6 \text{ ккал/м}^2\cdot\text{ч}\cdot\text{град}.$$

Средняя разность температур определяется из условия, что в кипящем слое температура зерна постоянна и равна 48° С:

$$\Delta t = \frac{(t'-\vartheta)-(t''-\vartheta)}{2{,}3\lg\frac{t'-\vartheta}{t''-\vartheta}} = \frac{t'-t''}{2{,}3\lg\frac{t'-\vartheta}{t''-\vartheta}} =$$

$$= \frac{150-50}{2{,}3\lg\frac{150-48}{50-48}} = 25{,}5° \text{ С}.$$

Расход тепла на нагрев зерна и испарение влаги

$$Q = Q_1 + 2Q_м = 830\,000 + 2\cdot130\,000 =$$

$$= 1\,090\,000 \text{ ккал/ч}.$$

Двойной расход тепла на нагрев материала принимается в расчете на те условия, что для обеспечения высокого качества сушки зерна и исключения возможности перегрева зерна выше 50° С разбиваем сушилку на две зоны подогрева и две зоны охлаждения зерна холодным воздухом.

Количество материала, одновременно находящееся в сушилке,

$$G = \frac{Q\gamma d}{6a\Delta t} = \frac{1\,090\,000\cdot1\,490\cdot0{,}0035}{6\cdot24{,}6\cdot25{,}5} =$$

$$= 1\,500 \text{ кг}.$$

Высота насыпного слоя

$$H = \frac{G}{F_р\gamma_{нас}} = \frac{1\,500}{8{,}6\cdot750} = 0{,}234 \text{ м}.$$

Принимаем $H = 0{,}25$ *м*; тогда $G = 1\,600$ *кг*.

Средняя продолжительность пребывания частиц в кипящем слое в условиях нагрева и сушки составит:

$$\tau = \frac{G}{\frac{1}{2}(G_1 + G_2)} =$$

$$= \frac{1\,600}{\frac{1}{2}(10\,000 + 9\,000)} = 0{,}167 \text{ ч}, \text{ или } 10 \text{ мин}.$$

В этом упрощенном расчете пренебрегаем количеством влаги, испаряемой в период охлаждения зерна.

Диаметр решетки в каждой зоне принимаем одинаковым и равным

$$D = \sqrt{\frac{4F}{2\pi}} = \sqrt{\frac{4\cdot8{,}6}{2\pi}} = 2{,}35 \text{ м}.$$

А. С. Гинзбургом и В. А. Резчиковым предложена методика расчета сушки с учетом нагрева зерна до максимально допустимой температуры.

При решении этой задачи приняты следующие допущения: физические параметры воздуха и зерна не зависят от температуры; температура зерна по всему объему слоя в один и тот же момент считается постоянной; при начальной высоте слоя больше 100 *мм* температура

газа на выходе из слоя равна температуре зерна; при начальной влажности зерна больше 25% скорость его сушки постоянна.

В результате интегрирования дифференциального уравнения теплового баланса (с учетом принятых допущений) получены следующие выражения для расчета продолжительности сушки зерна в кипящем слое:

$$\tau = \frac{D}{N}\left[1 - \left(\frac{A - B\vartheta_2}{A - B\vartheta_1}\right)^{\frac{N}{B}}\right] \text{ мин}, \quad (6\text{-}58)$$

где N — скорость сушки зерна, %/мин;

ϑ_1 и ϑ_2 — начальная и максимально допустимая температуры зерна, °С;

A, B и D — величины, зависящие от режимных параметров процесса и физических характеристик зерна.

Скорость сушки

$$N = \left[0{,}46\,(t_1 - 60)^{0,7} + \right.$$

$$\left. + \kappa\,(w_1^c - 25)\sqrt{v\gamma_в}\left(\frac{G_1}{F_р}\right)^{-0,6}\right.;$$

$$A = \frac{v\gamma_в c_в}{H_0\gamma_{нас}}(100 + w_1^c)\,t_1 - r_0 N;$$

$$B = \frac{v\gamma_в c_в}{H_0\gamma_{нас}}(100 + w_1^c) -$$

$$-(c_ж - c_п)\,N;$$

$$D = 100c_{с.в} + w_1^c.$$

В этих формулах обозначено:

v — скорость газа, *м/сек*; $\gamma_{нас}$ — насыпной вес зерна, *кг/м*³; $\gamma_в$ — удельный вес газа, *кг/м*³; r_0 — теплота парообразования при $t = 0°$ С, *ккал/кг*; w_1 — начальная влажность зерна на сухой вес, %; $c_в$, $c_ж$, $c_п$ и $c_{с.в}$ — теплоемкости газа, воды, пара и сухого вещества — зерна, *ккал/кг · град*; κ — коэффициент, зависящий от температуры сушильного агента ($\kappa = 0{,}5 \div 0{,}45$).

Снижение влажности зерна в первой зоне нагрева и сушки

$$(\Delta w^c) = N^c\tau. \quad (6\text{-}59)$$

Необходимая площадь решетки

$$F_р = \frac{G\tau}{H_0\gamma_{нас}}. \quad (6\text{-}60)$$

Для дальнейшего расчета задаются снижением влажности зерна в камере охлаждения, принимая ее в 1—0,5% и определяют температуру зерна на выходе из зоны промежуточного охлаждения

$$\vartheta = A - \frac{(A - B\vartheta_2)\left(\frac{D - N\tau}{D}\right)^{\frac{B}{N}}}{B}. \quad (6\text{-}61)$$

Далее, определяют N^c и τ для второй зоны нагрева и сушки и находят при заданных условиях конечную влажность. При совпадении с заданным значением $w_{кон}$ расчет считают законченным [1].

6-3. Сушилки, работающие при распылении материала

Распылительные сушилки применяются для сушки диспергированных жидких материалов: молока, яиц и различных жидких растворов. Основной частью этих сушилок является камера, внутри которой сушка происходит при распылении поступающего в нее жидкого материала.

Сушимый материал распыливается в сушилке до капель, диаметр которых обычно составляет несколько десятков микрон; благодаря высокой дисперсности образуется развитая поверхность соприкосновения материала с сушильным агентом. Удаление из капель влаги, т. е. собственно сушка и получение готового продукта в виде порошка происходит в течение нескольких секунд.

Сушка распылением обусловливается тремя основными процессами: распылением раствора, смешением газа и частиц раствора, тепло- и массообменом между ними. Кроме того, сушка распылением непосредственно связана с выделением сухих частиц из потока газов. Совокупность этих процессов определяет эффективность и технико-экономические показатели распылительных сушильных установок.

В технике сушки применяются три способа распыления растворов:

[1] Методика расчета дана в Инженерно-физическом журнале № 5—8 за 1962 г.

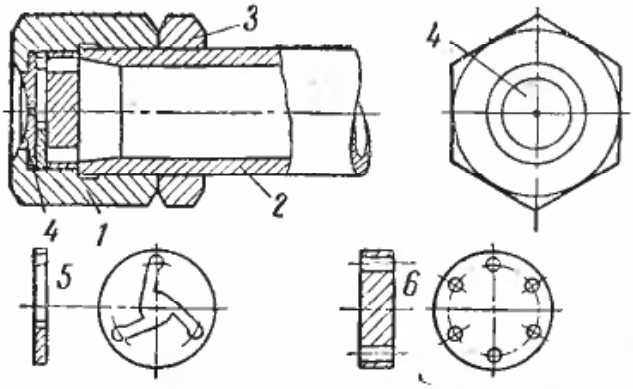


Рис. 6-12. Механическая форсунка для распыления жидкостей.

1 — гайка; *2* — труба; *3* — контргайка; *4* — шайба; *5* — завихриватель.

механическими и пневматическими форсунками и центробежными дисками.

Механическое распыление производится при помощи форсунок различных конструкций, к которым жидкость подается под давлением 30—200 *ат*. Размер капель обычно составляет от 1 до 150 *мк* и зависит от давления и свойств жидкости. На рис. 6-12 показана форсунка для механического распыления жидкости.

Производительность механической форсунки или количество распыливаемой жидкости

$$V = \mu F \sqrt{\frac{2g\Delta p}{\gamma_p}} \quad м^3/сек, \quad (6\text{-}62)$$

где μ — коэффициент расхода (0,6 — 0,75);

$F = \frac{\pi d_ф^2}{4}$ — площадь выходного отверстия форсунки;

ΔP — перепад давлений в форсунке, $кГ/м^2$;

γ_p — удельный вес раствора, $кг/м^3$;

g — ускорение силы тяжести, равное 9,81 $м/сек^2$.

Из этого уравнения можно определить диаметр выходного отверстия форсунки:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0{,}785\mu\sqrt{\frac{2g\Delta p}{\gamma_p}}}}. \quad (6\text{-}63)$$

Размер капель при распылении механическими форсунками можно в первом приближении определить по формуле

$$d = \kappa \frac{8\sigma g}{\gamma_c v^2}, \quad (6\text{-}64)$$

где d — максимальный диаметр капли, *м*;

σ — поверхностное натяжение, $кГ/м$;

γ_c — удельный вес среды, воздуха или его смеси с топочными газами, $кг/м^3$;

g — ускорение силы тяжести, $м/сек^2$;

v — скорость выхода струи, $м/сек$;

κ — коэффициент, зависящий от свойств раствора.

Для коэффициента κ можно принимать следующие опытные значения: при $t_p = 10°$ С

для воды $\kappa = 2{,}5$;	$\sigma = 0{,}00745$ $мГ/м$
для спирта $\kappa = 3{,}5$;	$\sigma = 0{,}0023$ $кГ/м$
для глицерина $\kappa = 5{,}0$;	$\sigma = 0{,}0065$ $кГ/м$.

Преимущества механических форсунок состоят в их бесшумной работе, незначительном расходе электроэнергии (4—10 *квт* на тонну распыливаемого раствора) и высокой производительности одиночных форсунок (до 4 500 *кг/ч*).

Недостатками являются: неприменимость для распыла грубых суспензий или растворов, содержащих твердые частицы или кристаллы; значительная чувствительность к засорению и вследствие этого недопустимость применения форсунок с диаметром меньше 1 *мм*; невозможность регулирования производительности, так как при этом меняется дисперсность, а также самопроизвольное изменение производительности, форсунки вследствие увеличения от износа диаметра выходного отверстия форсунки.

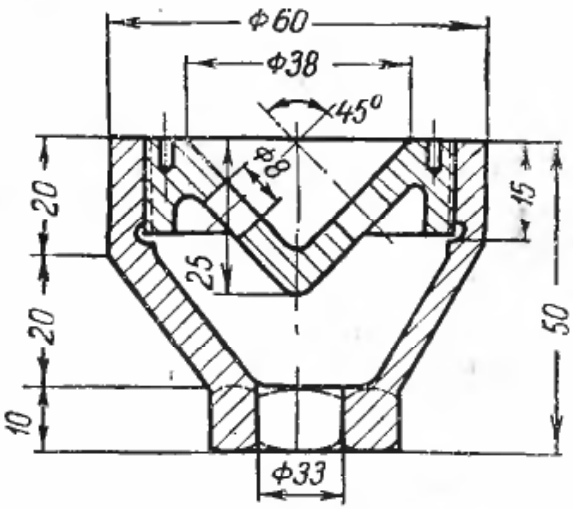


Рис. 6-13. Механическая форсунка ВТИ ударного действия.

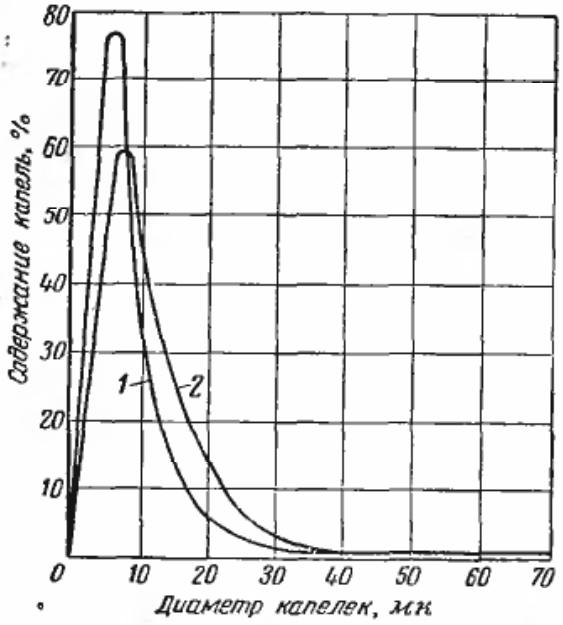


Рис. 6-14. Кривая содержания в процентах капель различных диаметров при механическом распыливании.

1 — давление в форсунке 40 *ат*; 2 — давление в форсунке 20 *ат*.

Для распыливания жидкостей, загрязненных какими-либо мелкими механическими примесями или содержащих кристаллы, применяются специальные форсунки.

На рис. 6-13 показана одна из форсунок ВТИ для распыливания сульфитных щелоков. Форсунка имеет большее выходное отверстие, чем обычные механические форсунки, что предохраняет ее от забивания частицами, которые могут содержаться в распыливаемой жидкости.

Потребная мощность при механическом распыле

$$N = \frac{V \Delta p \gamma_р}{102 \eta_н}, \qquad (6\text{-}65)$$

Δp — полный напор, *м вод. ст.*;
V — расход раствора, *м³/сек*;
$\gamma_р$ — удельный вес раствора, *кг/м³*;
$\eta_н$ — к. п. д. насоса.

Капли распыленной жидкости имеют различные размеры. На рис. 6-14 представлены характерные кривые содержания (распределения) капель различных диаметров в процентах при механическом распыливании чистой воды форсункой с отверстием 0,2 *мм* по опытам ВТИ. По оси абсцисс отложены диаметры капель, найденные при микроскопическом анализе, а по оси ординат — число капель соответствующего диаметра в процентах. Сравнение кривых показывает, что чем распыление мельче, тем ближе к нулю максимум кривой распределения и чем оно равномернее, тем круче идут подъем и падение ветвей кривой. Если распыливание совершенно равномерное, то кривая превращается в вертикальную прямую. Расчеты распылительных сушилок обычно ведутся на средний объемно-поверхностный диаметр капель.

Пневматическое распыливание производится за счет действия сжатого воздуха давлением 1,5—5 *ати* специальными форсунками. На рис. 6-15 в качестве примера показана форсунка для распыливания сжатым воздухом.

Скорость в выходном сечении сопла пневматических форсунок определяется, исходя из следующих условий.

Если ε — отношение давления внутри форсунки к давлению среды — больше критического значения:

$$\varepsilon > \frac{p_1}{p_2} > \left(\frac{2}{\varkappa + 1}\right)^{\frac{\varkappa}{\varkappa - 1}},$$

то скорость в выходном сечении сопла

$$\omega = \mu \sqrt{2g \frac{\varkappa}{\varkappa - 1} \left(1 - \frac{p_2}{p_1}^{\frac{\varkappa - 1}{\varkappa}}\right) p_1 v_1}$$

м/сек.

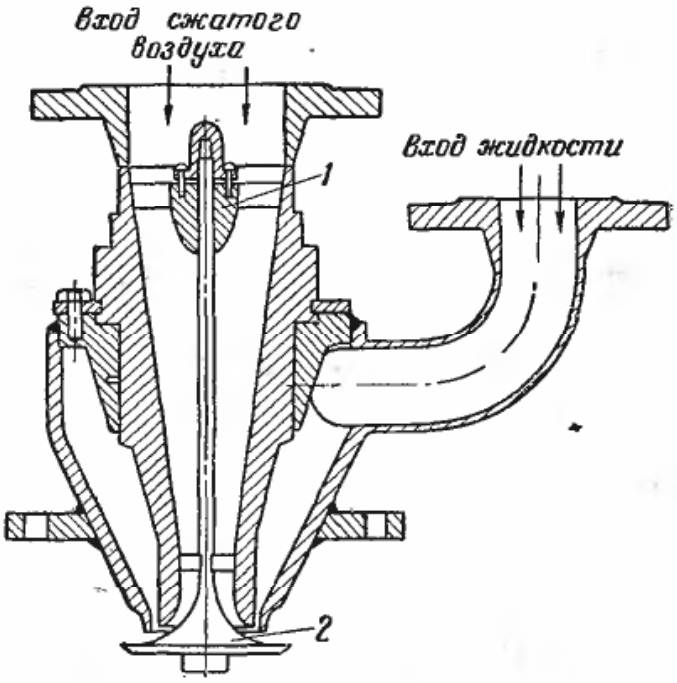


Рис. 6-15. Пневматическая форсунка.

1 — устройство для регулирования зазора; *2* — распылительная тарелка.

Для этих условий расход газа

$$L = f\mu\sqrt{2g\frac{\varkappa}{\varkappa-1}\left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{2}{\varkappa}}-\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{\varkappa+1}{\varkappa}}\right]\frac{p_2}{v_1}}$$

кг/сек. (6-66)

Если ε равно или меньше критического значения, то скорость в выходном сечении равна $\omega = \omega_{кр}$:

$$\omega_{кр} = \sqrt{2g\frac{\varkappa}{\varkappa+1}p_1v_1} \quad м/сек.$$

Для этих условий расход газа

$$L = L_{кр} =$$

$$= f\mu\sqrt{2g\frac{\varkappa}{\varkappa+1}\left(\frac{2}{\varkappa+1}\right)^{\frac{2}{\varkappa-1}}\frac{p_1}{v_1}}, \quad (6\text{-}67)$$

где p_1 — давление перед форсункой, $кГ/м^2$;
p_2 — давление среды, куда происходит истечение, $кГ/м^2$;
v_1 — объем газа в форсунке, $м^3/кг$;
$\varkappa$ — показатель адиабаты (для воздуха $\varkappa = 1{,}4$): для сухого насыщенного пара — 1,135 и перегретого — 1,3;
μ — скоростной коэффициент, учитывающий трение в форсунке; $\mu = 0{,}85 \div 0{,}95$;
f — живое сечение в узком месте сопла, $м^2$;

ε для воздуха 0,528, для перегретого пара 0,546 и для насыщенного водяного пара 0,577.

Для воздуха

$$L_{кр} = 2{,}145 f\mu p_1\frac{1}{\sqrt{RT}},$$

где $R = 29{,}3$.

Размер капель δ при пневматическом распылении маловязких жидкостей приближенно можно определить по формуле Витмана:

$$\frac{\delta}{D} = A\Pi_2^{-0{,}45}, \quad (6\text{-}68)$$

где D — диаметр отверстия форсунки, *мм*;
Π_2 — критерий, характеризующий соотношение инерционных сил газового потока и сил поверхностного натяжения;

A является функцией критерия, который характеризует соотношение сил вязкости, инерционных сил жидкости и сил поверхностного натяжения.

При $\Pi_1 < 0{,}5$

$$A = 0{,}77 + 1{,}24\Pi_1^{0{,}617};$$

$$\Pi_1 > 0{,}5 \quad A = 0{,}77 + 0{,}94\Pi_1^{0{,}28};$$

$$\Pi_1 = \frac{\nu^2}{\gamma_p cD}; \quad \Pi_2 = \frac{\gamma_c v_0^2 D}{c},$$

где ν — вязкость жидкости, °Э;
γ_p — удельный вес раствора, $кг/м^3$;
γ_c — удельный вес газа, $кг/м^3$;
v_0 — относительная скорость раствора в газе, *м/сек*.

Преимуществами пневматического распыления являются возможность распыливания большинства растворов и суспензий, а также возможность регулирования, недостатками — значительный расход энергии по сравнению с другими способами распыла растворов, составляющий 50—60 $квт \cdot ч/т$ раствора. Кроме того, при больших производительностях установок приходится устанавливать до 35 форсунок. Пневматический распыл обычно требует наличия энергоемкой компрессорной установки.

Мощность, потребляемая турбокомпрессором при пневматическом распыле,

$$N = 3{,}88\frac{V_в}{\eta_0\eta_м\eta_и}\cdot\frac{T_0}{273}\ln\frac{p}{p_0}, \quad (6\text{-}69)$$

где $V_в$ — подача воздуха при 760 *мм рт. ст.* и 0° С, $нм^3/мин$;
p_0 и T_0 — давление воздуха, *ат*, и температура, °К при входе в компрессор;
p — конечное давление воздуха, *ат*;
η_0, $\eta_м$ и $\eta_и$ — объемный, механический и индикаторный к. п. д.

$$\eta_0 = 0{,}96 \div 0{,}98; \quad \eta_м = 0{,}97 \div 0{,}98;$$

$$\eta_и = 0{,}55 \div 0{,}65.$$

Распыление под действием центробежной силы достигается подачей высушиваемой жидкости на диск, вращающийся со скоростью от 4 000 до 20 000 *об/мин*.

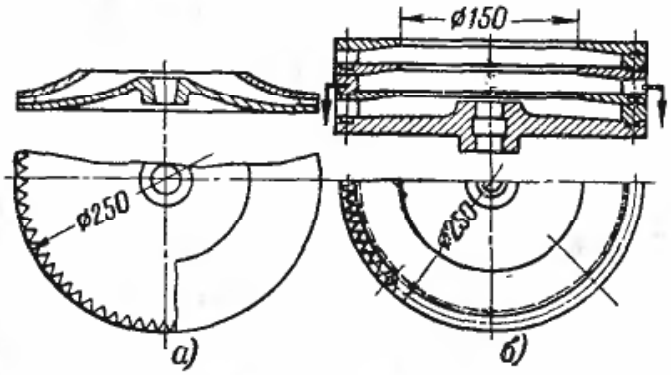


Рис. 6-16. Конструкции распылительных дисков.

а — плоский закрытый с зубьями; *б* — трехъярусный с перегородками и зубьями.

Для сушки различных жидких материалов рекомендуется принимать окружную скорость дисков порядка 130—200 *м/сек*, а для получения высокой дисперсности — применять конструкции дисков, изображенные на рис. 6-16, которые дали по сравнению с другими конструкциями лучшие результаты. Они при начальной влажности растворов и суспензий 72—85% дают размер капель 18—8 *мк* и размер частиц высушенного продукта 2,5—1,5 *мк*. Вращение распыляющего диска осуществляется или от высокооборотного электродвигателя, или от паровой турбинки, или через редуктор от электродвигателя. Диск монтируется над приводом или укрепляется у потолка сушильной башни.

В случае привода от паровой турбинки обработавший пар используется в подогревателях воздуха.

Подвод жидкости к распыливающему диску из бака происходит обычно при постоянном напоре и регулируется автоматически (с помощью поплавкового механизма и т. п.). На рис. 6-17 показана конструкция распыливающего диска с приводом от электродвигателя.

Максимальный диаметр капли определяется по следующей формуле:

$$\frac{d_м}{R} = 0{,}365 \left(\frac{G}{\gamma_р n R^2}\right)^{0{,}6} \times \times \left(\frac{\eta}{G}\right)^{0{,}2} \left(\frac{\gamma_р \sigma l}{G^2}\right)^{0{,}1} м, \quad (6\text{-}70)$$

где R — радиус диска, *м*;

G — производительность, *кг/сек*;

n — число оборотов в секунду;

l — длина смоченного периметра диска, *м*;

η — вязкость раствора, ~~*спз*~~;

$\gamma_р$ — удельный вес раствора, *кг/м*³.

Если известны величина поверхностного натяжения σ, радиус диска R, число оборотов n и $\gamma_р$, то размер капли можно посчитать по формуле

$$d = 98{,}5 \frac{1}{n} \sqrt{\frac{\sigma}{R\gamma_р}}, \quad (6\text{-}71)$$

где n — скорость вращения диска, *об/мин*;

R — радиус диска, *м*;

$\gamma_р$ — удельный вес раствора, *кг/м*³.

Преимуществами центробежного распыливания являются возможность применения его для практически любых растворов, включая пасты, суспензии и т. п., а также

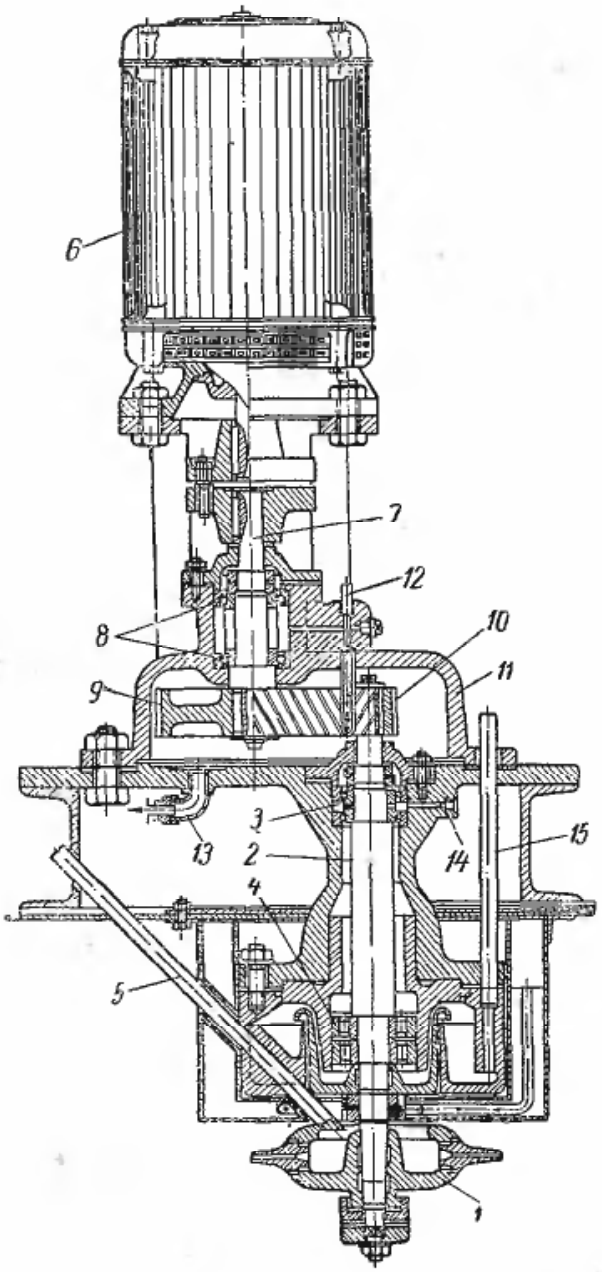


Рис. 6-17. Привод распыливающего диска.

1 — диск; *2* — вал; *3* и *4* — шариковый и роликовый подшипники; *5* — трубка для подачи раствора; *6* — электродвигатель; *7* — вертикальный вал, *8* — шариковый подшипник; *9* и *10* — шестерни; *11* — коробка; *12, 13, 14, 15* — трубки для смазки подшипников.

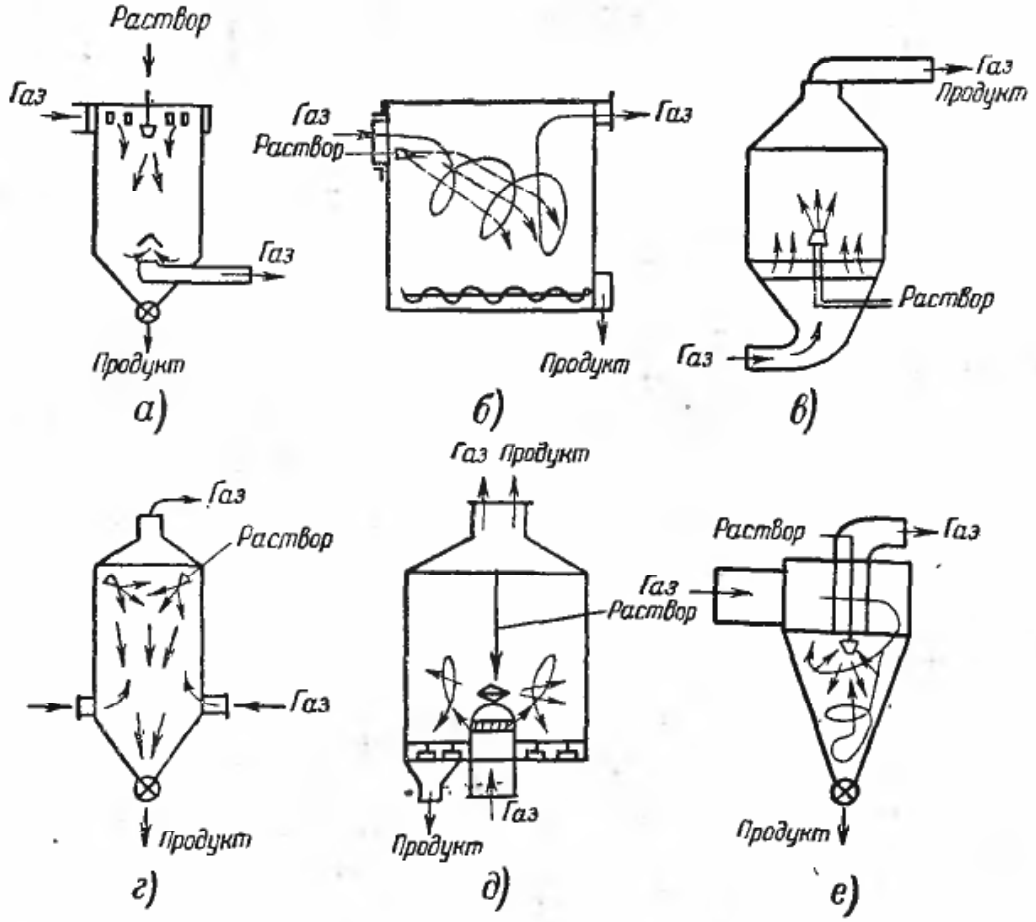


Рис. 6-18. Схемы работы сушильных камер.
а, б, в — параллельный ток; *г* — противоток; *д, е* — смешанный ток.

легкость регулирования производительности.

Недостатками являются сравнительно высокая стоимость распыливающего аппарата, его сравнительно сложная эксплуатация, а также необходимость (из-за широкого факела) большого диаметра распылительной сушилки и соответственно бо́льшой площади помещения.

Мощность, затрачиваемая при центробежном распыливании, может быть подсчитана по формуле

$$N = 1{,}91 \cdot 10^{-3} G\omega \ квт, \quad (6\text{-}72)$$

где ω — окружная скорость диска, *м/сек*;
G — количество распыливаемой жидкости, *кг/сек*.

При выборе мощности двигателя для привода не следует предусматривать запаса мощности для пускового момента, так как вначале включают привод без нагрузки, а затем при достижении диском полного числа оборотов начинают подавать жидкость на распыливание.

Из трех рассмотренных способов распыливания жидкости наиболее экономичным является механический. Сравнение показывает, что для распыливания 2 000 *кг* жидкости при механическом способе под давлением 50 *ати* затраты энергии составляют 4 *квт*, при пневматическом — 80 *квт*, а при центробежном — 30 *квт*.

На рис. 6-18 представлены схемы сушки жидких материалов в распыленном состоянии.

Наибольшее распространение получили распылительные сушилки с параллельным током газа и осаждающихся частиц. Их достоинством является возможность применения более высоких температур газа без перегрева сушимого материала. Это компенсирует меньшее время пребывания частиц в газовом потоке по сравнению с противотоком, который чаще всего применяется, когда требуется получить большой объемный вес порошка. Движение частиц распыленной жидкости принципиально не отличается от их движения при пневмосушке. Разница состоит лишь в том, что при пневмосушке частицы обычно движутся в восходящем потоке со скоростью

$v_г$—$v_{вит}$ вверх, а при сушке распылением они осаждаются за счет преобладания их собственного веса. Их движение можно представить в следующем виде. При выходе из форсунки частицы распыленной жидкости обладают сравнительно большой скоростью, которая зависит от условий распыления. Однако эта начальная скорость быстро затухает под действием сопротивления воздуха и в дальнейшем капли осаждаются, при противотоке сушильного агента со скоростью $v_{вит}$—$v_г$ и при прямотоке со скоростью $v_{вит}+v_г$.

По характеру движения капель весь процесс в сушильной камере можно разделить на две фазы: в первой фазе процесс сушки протекает при переменной скорости движения капель, а во второй — при установившейся скорости.

Однако в процессе сушки скорость осаждения частиц распыленной жидкости во второй фазе практически также не является постоянной, так как по мере высыхания размер и плотность капель и физические константы среды изменяются. В зависимости от рода сушимого материала и режима сушки эта скорость может увеличиваться, оставаться постоянной, или уменьшаться.

В действительности характер движения капель распыленной жидкости, как и при пневмосушке, намного сложнее описанного выше. Движение всей массы капель отличается от движения одной изолированной капли. Частицы, падающие массой, в какой-либо среде обладают иными скоростями, чем отдельная падающая частица. На скорость осаждения частиц влияют также неравномерность сушки в сушильной камере, вращение и соударение частиц, следствием чего может явиться слипание их или изменение направления движения.

Первая фаза движения частиц в сушилке занимает незначительный период времени по сравнению со второй фазой, поэтому в практических расчетах распылительных

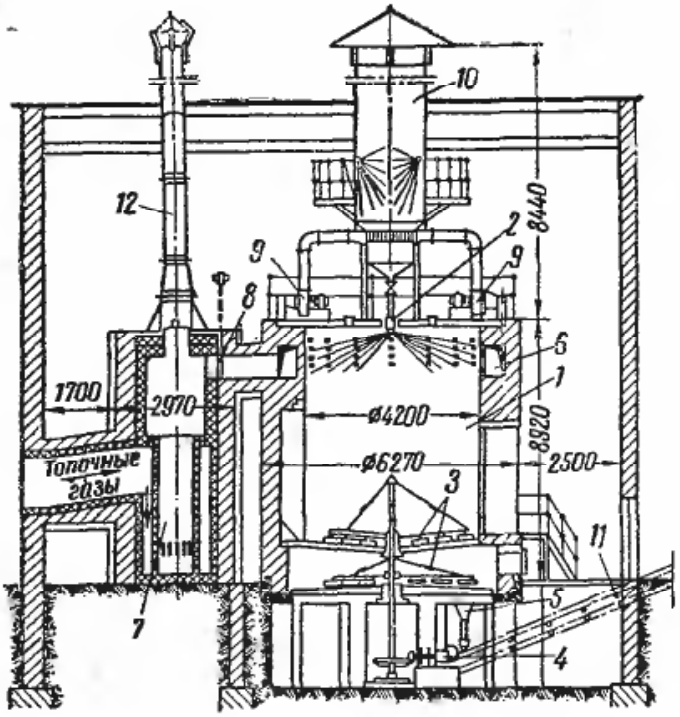


Рис. 6-19. Сушилка для барды сульфитных щелоков.

1 — башня распылительная; *2* — форсунка; *3* — скребки; *4* — привод для скребков; *5* — выгрузочный бункер; *6* — каналы для подачи горячих газов; *7* — керамический циклон для очистки топочных газов; *8* — заслонка; *9* — центробежные вентиляторы; *10* — промывательная башня; *11* — ленточный транспортер; *12* — растопочная труба.

сушилок считают, что весь процесс сушки протекает полностью в условиях второй фазы.

На рис. 6-19 показана распылительная сушилка ВТИ для концентрирования сульфитных щелоков. Щелок распыливается механической форсункой, и в рабочей камере сушилки распыленные частицы вступают в тепло- и массообмен с горячими топочными газами, поступающими в камеру через ряд отверстий, имеющихся в верхней части камеры сушилки. Распыленная жидкость и горячие газы движутся прямотоком сверху вниз. Порошок скребками с верхнего яруса подается на нижний поддон сушилки и скребками нижнего яруса подается в разгрузочный бункер, из которого он ленточным транспортером направляется в упаковочный цех.

Отработавшие охлажденные газы из нижнего яруса сушилки поступают в каналы и далее проходят через циклоны (не показанные на рис. 6-19) и центробежными вентиляторами подаются в промывательную башню, где они очищаются от уноса и выбрасываются наружу.

При обычно малых размерах капель сушимого продукта (порядка

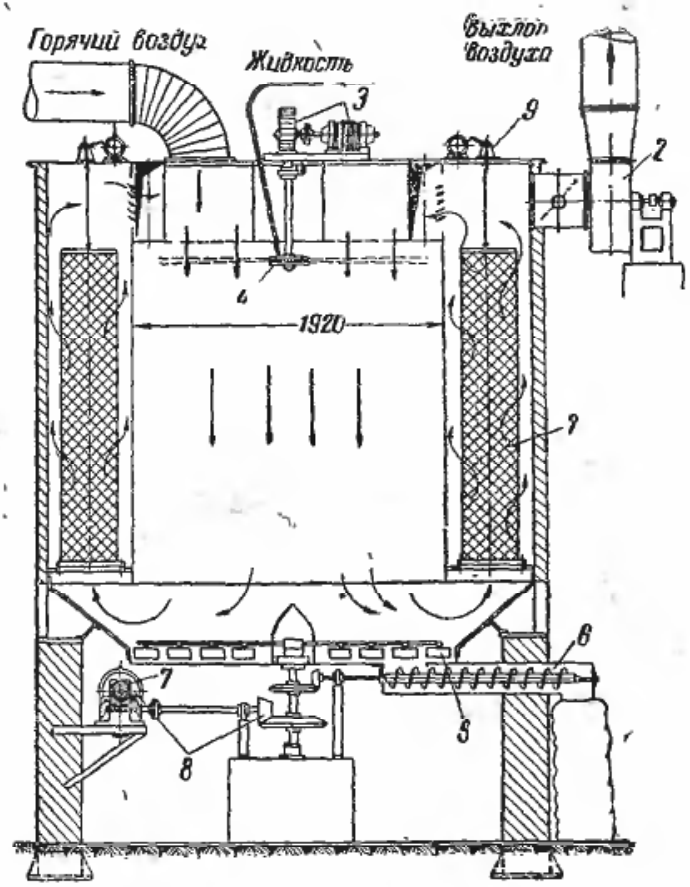


Рис. 6-20. Сушилка с распыливающим диском.
1 — сушильная камера; *2* — вентилятор; *3* — электродвигатель с редуктором; *4* — распыливающий диск; *5* — скребки; *6* — разгрузочный шнек; *7* — рукавный фильтр; *8* — привод к скребкам и шнеку; *9* — механизм для встряхивания рукавных фильтров.

сотен микрон) для его осаждения скорость горячего воздуха или газа в камере должна быть незначительной (обычно несколько десятых метра в секунду). Но даже и при малых значениях скорости сушильного агента в рабочей камере сушилки унос частиц может достигать значительных величин. Поэтому для улавливания сушимого продукта устанавливают различные системы фильтров.

Схема сушилки с распыливанием материала при помощи диска, вращающегося со скоростью от 4 000 до 20 000 *об/мин* (в зависимости от вида сушимого материала), показана на рис. 6-20. Диск приводится в движение от электродвигателя через редуктор и распыливает жидкость. Нагретый воздух или горячие топочные газы поступают в сушилку через верхние каналы благодаря вентилятору *2*, который создает в сушильной камере разрежение. Воздух движется прямотоком относительно материала и, опускаясь вниз, высушивает материал. Высушенный материал осаждается в виде порошка на дне камеры, где он скребками *5* перемещается к разгрузочному шнеку *6*. Для улавливания уноса воздух фильтруется в рукавном матерчатом фильтре и очищенный выбрасывается вентилятором *2* наружу.

В большинстве случаев камера внутри выкладывается металлическими плитками, что способствует лучшему осыпанию частиц сухого материала.

Для нормальной работы фильтров производится их периодическое встряхивание с помощью специального механизма *9*. Пыль сушимого продукта, снятая с фильтров теми же граблями, которые сгребают осевший в сушильной камере порошок, отводится вместе с ним к шнеку. Матерчатые фильтры сушилки периодически очищаются путем продувки воздухом в обратном направлении.

При сушке распыливанием термостойких неорганических растворов был разработан новый интенсифицированный способ сушки (*М. В. Лыков, П. Д. Лебедев и Б. И. Леончик*). По этому способу раствор перед его распыливанием в сушильной камере подогревается до температуры несколько ниже его температуры кипения (250—350° С) при соответствующем давлении в магистрали 60—150 *ата*. Такой способ сушки при распыливании механическими форсунками содержит ряд особенностей. В этом случае в отличие от обычной распылительной сушки испарение влаги происходит как за счет тепло- и массообмена капель с газообразным сушильным агентом, так и за счет внутреннего тепла раствора. Наиболее интенсивное испарение влаги за счет внутреннего тепла раствора наблюдается при резком снижении давления нагретой жидкости в момент ее истечения из форсунок. Начальный подогрев раствора вызывает уменьшение его вязкости и поверхностного натяжения, а следовательно, изменяет характер образующейся междуфазной поверхности и вместе с ним дисперсность распыления.

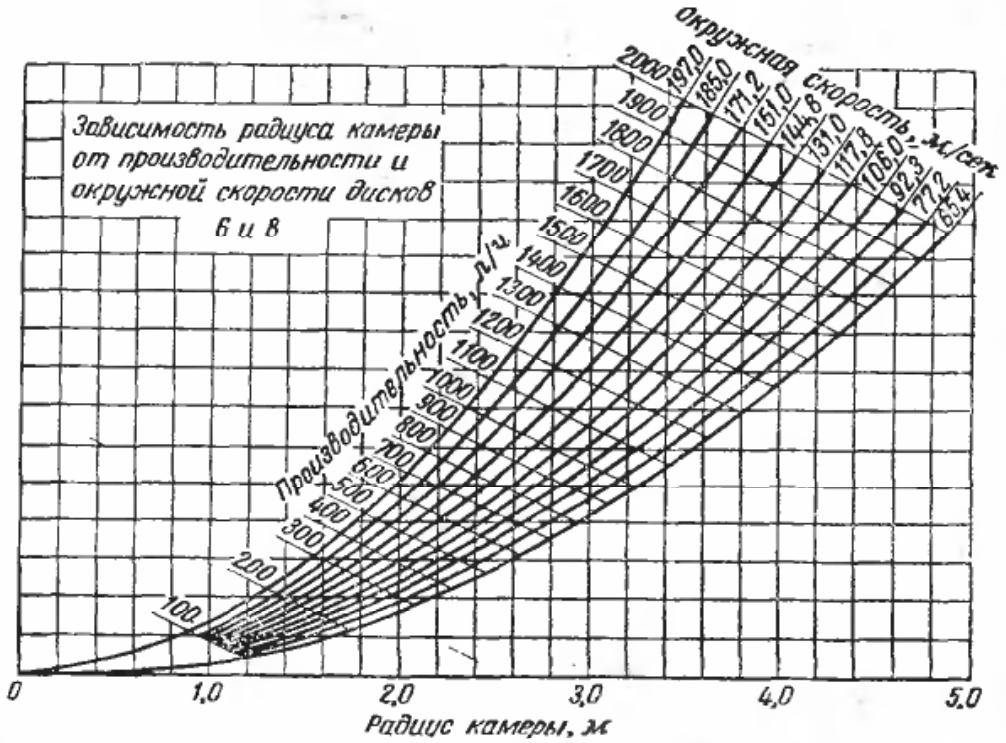


Рис. 6-21. График для определения радиуса камеры в зависимости от производительности и окружной скорости дисков.

При этом также нарушаются основные закономерности истечения и распада струи на капли, присущие случаям распыливания холодных жидкостей.

Исследования процесса сушки распылением подогретых неорганических растворов на кафедре сушильных и теплообменных устройств МЭИ позволили дать рекомендации для его промышленного применения.

Диаметр сушильной камеры определяется, исходя из условий создания необходимых соотношений скоростей газа и осаждающихся частиц, а также расположения форсунок, с учетом того, чтобы во всех случаях факел не касался стенок камеры.

На рис. 6-21 представлена зависимость радиуса камеры от производительности и окружной скорости дисков, конструкция которых дана на рис. 6-16.

Объем камеры распылительной сушилки может быть определен приближенно по опытным значениям напряжения единицы объема камеры согласно табл. 6-5 или по методике М. В. Лыкова, изложенной ниже.

Объем камеры

$$V = \frac{Q}{a_V \Delta t}, \qquad (6\text{-}73)$$

где Q — расход тепла на испарение влаги, *ккал/ч*;

a_V — объемный коэффициент теплопередачи, *ккал/м³·ч·град*;

Δt — средняя логарифмическая разность температур для периодов постоянной и падающей скорости сушки, °С.

Активная высота камеры

$$H = \frac{4V}{\pi D^2}, \qquad (6\text{-}74)$$

где D — диаметр камеры, *м*.

Количество тепла, передаваемого от воздуха к частицам раствора,

$$Q = W(597 + 0{,}44t_2 - \vartheta_1) + c_2 G_2 (\vartheta_2 - \vartheta_1). \qquad (6\text{-}75)$$

Для определения средней разности температур в формуле (6-73) М. В. Лыков предлагает построить,

Таблица 6-5

Зависимость напряжения $A = \frac{W}{V\tau}$ *кг/м³·ч* **испарительной сушилки от начальной температуры сушильного агента**

°С	A, *кг/м³·ч*
130—150	2—4
300—400	8—12
500—700	15—25

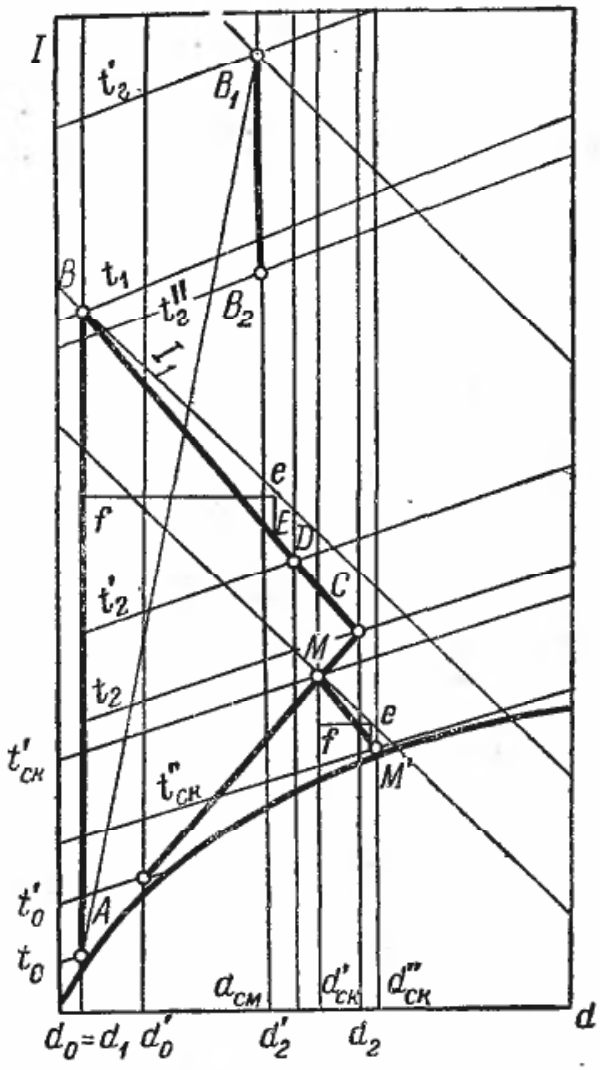


Рис. 6-22. Процесс сушки распылением на *Id*-диаграмме (к примеру).

как обычно, процесс действительной сушилки на *Id*-диаграмме и разбить его, как это показано на рис. 6-22, на периоды постоянной и падающей скорости сушки.

Для первого периода

$$\Delta t_1 = \frac{t_1 - t'_2}{\ln \dfrac{t_1 - t_м}{t'_2 - t_м}} \ °C; \quad (6\text{-}76)$$

t'_2 находится по *Id*-диаграмме по значению d'_2:

$$d'_2 = \frac{1\,000}{l} \cdot \frac{w_1 - w_{гиг}}{w_1 - w_2} + d_1,$$

где w_2 — конечная влажность продукта, % на сухой вес

Для второго периода температуру определяют по формуле

$$\vartheta_2 = (t_2 - t_м) \frac{w_{гиг} - w_2}{w_{гиг} - w_р} + t_м,$$

где $w_{гиг}$ и $w_р$ — гигроскопическая и равновесная влажности материала (на сухой вес).

Средняя разность температур для второго периода сушки

$$\Delta t_2 = \frac{(t'_2 - t_м) - (t_2 - \vartheta_2)}{\ln \dfrac{t'_2 - t_м}{t_2 - \vartheta_2}}. \quad (6\text{-}77)$$

Отношение длительности сушки во второй период к общей длительности сушки определяется из условия, что скорость сушки во втором периоде уменьшается пропорционально уменьшению влажности сушимого материала:

$$X = \frac{1}{1 + \dfrac{(t'_2 - t_2)(w_1 + w_{гиг})}{(t_1 + t'_2)(w_{гиг} - w_р) \ln \dfrac{w_{гиг} - w_р}{w_2 - w_р}}}. \quad (6\text{-}78)$$

В этой формуле, как и в предыдущих, влажности материала берутся на сухой вес.

Отсюда общая средняя разность температур

$$\Delta t = \Delta t_1 (1 - X) + \Delta t_2 X.$$

Найденное значение Δt подставляется в формулу (6-73).

Объемный коэффициент теплообмена для случая прямотока для растворов

$$\alpha_V = 1{,}58 \cdot 10^{-3} \frac{\lambda G_2}{\gamma F} \left(\frac{1}{d}\right)^{1{,}6} \times \left(\frac{1}{v_{вит} + v_с}\right)^{0{,}8} \ ккал/м^3 \cdot ч \cdot град, \quad (6\text{-}79)$$

где λ — теплопроводность газа (сушильного агента) при средней его температуре в сушилке, *ккал/м·ч·град*;

G_2 — производительность сушилки по сухому порошку, *кг/ч*;

γ — удельный вес сухих частиц, *кг/м³*;

F — сечение сушильной камеры, *м²*;

d — средний объемно-поверхностный диаметр сухих частиц, *м*;

$v_{вит}$ — скорость витания сухих частиц при средней температуре газов в сушилке, *м/сек*;

v_c — скорость газов в сушильной камере, *м/сек*.

Для противотока последний член уравнения равен $\left(\frac{1}{v_{вит}-v_c}\right)^{0,8}$.

Формула получена и исследована при изменении параметров в следующих пределах: производительность по сухому продукту 10—900 *кг/ч*; средний диаметр частиц $d=(46\div168)\cdot10^{-6}$, *м*; скорость газов $v_c=0{,}19\div0{,}35$ *м/сек*; скорость витания $v_{вит}=0{,}06\div0{,}25$ *м/сек*. Площадь (сечение сушильной камеры) 4,0—29 $м^2$. Начальная влажность растворов $w_1=44{,}3\div87\%$; начальная температура $t_1=117\div600^\circ$ С; объем камер $V=9{,}45\div217$ $м^3$.

Средняя скорость газа в камере

$$v_c=\frac{4(v_0''+v_0')L}{3\,600\cdot2\pi D^2}, \qquad (6\text{-}80)$$

где v_0' и v_0'' — объемы влажной смеси на 1 *кг* сухого газа на входе и выходе из сушилки;

L — расход газа на сушку, *кг/ч*.

Скорость витания частичек, так же как и для условий пневмосушки при $Re_{вит}>1$, определяется по формуле (6-2)

$$Fe=d\sqrt{\frac{4g(\gamma_p-\gamma_c)}{3\nu^2\gamma_c}}=\sqrt{Re_{вит}\xi},$$

откуда

$$v_{вит}=\frac{Re_{вит}\nu}{d}.$$

В распылительных сушилках диаметр частичек по сравнению с пневматическими сушилками мал ($Re_{вит}<1$), поэтому в большинстве случаев скорость витания определяется по формуле Стокса (6-10).

Длительность осаждения или прохождения частицей пути при установившемся движении для восходящего тока газа

$$\tau=\frac{H}{v_{вит}-v_c},$$

при $v_c<v_{вит}$ частицы будут осаждаться или двигаться вниз со скоростью $v_{вит}-v_c$.

Действительная скорость будет меньше, так как движутся не отдельные частицы, а их множество для нисходящего потока газа

$$\tau=\frac{H}{v_c+v_{вит}};$$

Пример 6-3. Определить диаметр и активную высоту прямоточной распылительной сушилки для следующих условий.

Часовая производительность по сухому продукту $G_2=400$ *кг/ч*. Начальная влажность раствора на общий вес $w_1=60\%$ и конечная $w_2=5\%$. Гигроскопическая влажность раствора на сухой вес $w^c_{гиг}=40\%$ и на общий вес $w^c_{гиг}=28{,}6\%$; равновесная влажность $w_p=2\%$.

Удельный вес раствора $\gamma_p=1\,100$ *кг/м³* и его начальная температура $\vartheta_1=48^\circ$ С. Средняя теплоемкость раствора $c_p=0{,}335$ *ккал/кг·град*.

Для сушки используется наружный воздух с параметрами $t_0=-10^\circ$ С; $d_0=1{,}47$ *г/кг*; $\varphi_1=80\%$ и $I_0=1{,}53$ *ккал/кг*, который подогревается в газовом калорифере до $t_1=300^\circ$ С; температура воздуха, уходящего из сушилки, $t_2=100^\circ$ С.

Распыление производится механической форсункой под давлением 100 *ата*. Коэффициент расхода форсунки $\mu=0{,}6$. Согласно экспериментальным данным максимальный диаметр факела распыла форсунки равен 3,4 *м*. Средний объемно-поверхностный диаметр капель равен $d=80$ *мк*.

Кроме того, для построения действительного процесса сушки на *Id*-диаграмме задано

$$\Delta=\vartheta_1-q_м-q_5=$$
$$=48-11{,}7-60=-23\ ккал/кг.$$

Количество раствора, поступающего в сушилку,

$$G_1=G_2\frac{100-w_2}{100-w_1}=$$
$$=400\frac{100-5}{100-60}=950\ кг/ч.$$

Количество испаренной влаги

$$W=G_1-G_2=950-400=550\ кг/ч.$$

Построение действительного процесса на *Id*-диаграмме для заданных условий (при $t_1=300^\circ$ С и $d_1=d_0=1{,}47$ *г/кг*, $\Delta=-23$ *ккал/кг* и $t_2=100^\circ$ С) определяет $d_2=70$ *г/кг*.

Расход сухого воздуха на 1 *кг* испаренной влаги

$$l=\frac{1\,000}{d_2-d_1}=\frac{1\,000}{70-1{,}47}=14{,}6\ кг/кг.$$

Часовой расход сухого воздуха

$$L=lW=14{,}6\cdot550=8\,050\ кг/ч.$$

Удельный объем влажного воздуха, отнесенный к 1 *кг* сухого воздуха,

$$v_0=4{,}64\cdot10^{-6}(622+d)(273+t);$$

на входе в сушилку $v_0' = 1{,}65$ *м³/кг*, на выходе из сушилки $v_0'' = 1{,}19$ *м³/кг*.

Диаметр выходного сечения форсунки

$$d_ф = \sqrt{\frac{V}{0{,}785\mu\sqrt{\frac{2g\Delta p}{\gamma_р}}}} =$$

$$= \sqrt{\frac{2{,}4\cdot10^{-4}}{0{,}785\cdot0{,}6\sqrt{\frac{2\cdot9{,}81\cdot99\cdot10}{1\,100}}}} =$$

$$= 1{,}95\cdot10^{-3}\ м;$$

принимаем $d_ф = 2$ *мм*.

В этой формуле

$$V = \frac{G_1}{3\,600\gamma_р} = \frac{950}{3\,600\cdot1\,100} =$$

$$= 2{,}4\cdot10^{-4}\ м^3/сек.$$

Средняя скорость воздуха в камере

$$v_с = \frac{4(v_0' + v_0'')L}{3\,600\cdot2\pi D^2} =$$

$$= \frac{4(1{,}65 + 1{,}19)\cdot8\,050}{3\,600\cdot2\cdot3{,}14\cdot3{,}5^2} = 0{,}3\ м/сек,$$

что удовлетворяет требованиям нормальной работы сушилки. В этой формуле диаметр камеры принят равным 3,5 *м*; он несколько больше, чем максимальный диаметр факела распыла форсунки (3,4 *м*).

Влагосодержание 54,5 *г/кг* на линии действительного процесса в точке D на Id-диаграмме рис. 6-22 соответствует для данных условий температуре воздуха $t_2' = 150°$ С.

Средний температурный напор для первого периода сушки

$$\Delta t_1 = \frac{t_1 - t_2'}{\ln\frac{t_1 - t_м}{t_2' - t_м}} = \frac{300 - 150}{\ln\frac{300 - 53}{150 - 53}} =$$

$$= 160°\ С.$$

Температура раствора

$$\vartheta_2 = (t_2 - t_м)\frac{w_{гиг}^с - w_2^с}{w_{гиг}^с - w_р^с} + t_м =$$

$$= (100 - 53)\frac{40 - 5}{40 - 2} + 53 \approx 96°\ С.$$

Средняя разность температур во втором периоде сушки

$$\Delta t_2 = \frac{(t_2' - t_м) - (t_2 - \vartheta_2)}{\ln\frac{t_2' - t_м}{t_2 - \vartheta_2}} =$$

$$= \frac{(150 - 53) - (100 - 96)}{\ln\frac{150 - 53}{100 - 96}} = 38°\ С.$$

Отношение длительности первого и второго периодов сушки

$$X = \frac{1}{1 + \frac{(t_2' + t_2)(w_1 - w_{гиг})}{(t_1 - t_2')(w_{гиг} - w_р)\ln\frac{w_{гиг} - w_р}{w_2 - w_р}}} = \frac{1}{1 + \frac{(150 + 100)(150 - 40)}{(300 + 150)(40 - 2)\ln\frac{40 - 2}{5{,}3 - 2}}} = 0{,}62.$$

Определим среднюю разность температур между воздухом и раствором.

В первый период сушки температура поверхности капель примерно равна температуре мокрого термометра, т. е. $\vartheta_1 = t_м = 53°$ С, определяемой по Id-диаграмме для этого процесса, который продолжается в пределах изменения влажности материала от w_1 до $w_{гиг}$. Количество влаги, испаряемой в период постоянной скорости сушки,

$$W = G_1\frac{w_1 - w_{гиг}}{100 - w_{гиг}} =$$

$$= 950\frac{60 - 28{,}6}{100 - 28{,}6} = 427\ кг/ч.$$

Влагосодержание воздуха в конце первого периода сушки

$$d_2 = d_1 + \frac{1\,000W}{L} = 1{,}47 +$$

$$+ \frac{1\,000\cdot427}{8\,050} = 54{,}5\ г/кг.$$

Средняя разность температур между воздухом и раствором

$$\Delta t = \Delta t_1(1 - X) + \Delta t_2 X =$$

$$= 160\cdot0{,}38 + 38\cdot0{,}62 = 84{,}3°\ С.$$

Средняя скорость витания капель

$$v_{вит} = \frac{1}{18}\cdot\frac{d^2(\gamma_р - \gamma_с)g}{\nu\gamma_с} =$$

$$= \frac{1}{18}\cdot\frac{(0{,}08\cdot10^{-3})^2(1\,100 - 0{,}733)\cdot9{,}81}{36\cdot10^{-6}\cdot0{,}733} =$$

$$= 0{,}15\ м/сек;$$

$$\gamma_с = \frac{1 + \frac{d_{ср}}{1\,000}}{v_{0ср}} =$$

$$= \frac{1 + \frac{1{,}47 + 70}{2\cdot1\,000}}{\frac{1}{2}(1{,}19 + 1{,}65)} = 0{,}733\ кг/м^3.$$

Объемный коэффициент теплообмена

$$\alpha_V = 1{,}58\cdot10^{-3}\frac{\lambda G_1}{\gamma_F F}\left(\frac{1}{d}\right)^{1{,}6}\left(\frac{1}{v_{вит}+v_c}\right)^{0{,}8} =$$

$$= 1{,}58\cdot10^{-3}\frac{3{,}2\cdot10^{-2}\cdot950}{1\,100\cdot9{,}62}\times$$

$$\times\left(\frac{1}{0{,}08\cdot10^{-3}}\right)^{1{,}6}\left(\frac{1}{0{,}15+0{,}3}\right)^{0{,}8} =$$

$$= 31\ ккал/м^3\cdot ч\cdot град,$$

где λ — теплопроводность воздуха, при средней температуре равная $3{,}2\cdot10^{-2}$ *ккал/м·ч·град*;

F — сечение камеры, равное $\frac{\pi D^2}{4} = 0{,}784\cdot3{,}5^2$.

Количество тепла, передаваемого от воздуха к частицам раствора,

$$Q = W(597 + 0{,}44t_2 - \vartheta_1) + c_м G_2(\vartheta_2 - \vartheta_1) =$$

$$= 550(597 + 0{,}44\cdot100 - 48) +$$

$$+ 0{,}335\cdot400(90 - 48) = 331\,600\ ккал/ч.$$

Объем сушильной камеры

$$V = \frac{Q}{\alpha_V \Delta t} = \frac{331\cdot600}{31\cdot84{,}3} = 126\ м^3.$$

Активная высота сушильной камеры

$$H = \frac{V}{F} = \frac{126}{9{,}62} = 13\ м.$$

ГЛАВА СЕДЬМАЯ

ТЕРМОРАДИАЦИОННЫЕ СУШИЛКИ С ЭЛЕКТРИЧЕСКИМ И ГАЗОВЫМ ОБОГРЕВОМ

7-1. Преимущества, недостатки, область применения и классификация терморадиационных сушилок

Основным преимуществом сушки инфракрасными лучами является то, что интенсивность испарения влаги по сравнению с конвективной или контактной сушкой тонких материалов может быть увеличена в несколько раз. Это объясняется тем, что терморадиационным способом можно подводить к материалу значительно бóльшие удельные потоки тепла. Например, в первый период конвективной сушки при температуре воздуха 100° С его относительной влажности $\varphi = 5\%$, скорости 2 *м/сек* при температуре материала, соответствующей температуре мокрого термометра $\vartheta = t_м = 40°$ С, количество тепла, переданного материалу, составляет $q = 750$ *ккал/м²·ч*; при сушке термоизлучением при температуре излучающей поверхности 600° С и при той же температуре материала можно получить тепловой поток $q = 22\,500$ *ккал/м²·ч*, т. е. больше примерно в 30 раз. Если температуру генератора излучения увеличить до 800° С, то мощность теплового потока станет примерно в 70 раз больше, чем при конвективной сушке. Однако по технологическим условиям не всегда возможно увеличить скорость сушки материалов пропорционально увеличению теплового потока, так как во многих случаях она определяется не скоростью подвода тепла к поверхности, а скоростью перемещения влаги внутри материала и требуемым качеством сушки материала (отсутствием остаточных деформаций, сохранением вкусовых, питательных, биологических свойств и т. д.). Поэтому радиационный способ подвода тепла получил в настоящее время наиболее широкое применение для сушки тонких материалов, лакокрасочных покрытий, металлических и деревянных изделий, тканей, обоев, некоторых пищевых продуктов, литейных форм и подобных им изделий.

Особенно большое применение этот способ получил в автомобильной, авиационной и электротехнической отраслях промышленности, а в настоящее время проникает в пищевую, текстильную, бумажную и другие отрасли промышленности. Преимуществом терморадиационной сушки лакокрасочных покрытий и тонких материалов являются: компактность установки, позволяющая сократить производственные



Рис. 7-1. Распределение энергии в спектре некоторых излучателей.

1 — вольфрамовая нить накала 2 920° К (обычная лампа мощностью 500 *вт*); *2* — угольная нить накала 2 025° К; *3* — абсолютно черное тело при 1 200° К.

площади; значительная интенсивность сушки и возможность резко сократить продолжительность сушки, а следовательно, снизить себестоимость сушки и увеличить производительность труда.

При сушке инфракрасными лучами текстиля по опытам Б. Э. Чаркинского и К. И. Городова продолжительность сушки уменьшается в 30—100 раз по сравнению с контактной или конвективной сушкой; при этом радиационная сушилка с термоизлучателем 1,2—1,5 $м^2$ может заменить контактную сушилку с 24 медными сушильными цилиндрами, показанную рис. 8-3. Аналогичные показатели имеют радиационные сушилки для других тонких ленточных материалов и лакокрасочных покрытий. Сушка термоизлучением трудносохнущих толстых материалов мало перспективна, однако применение прерывистых режимов, локальных лучистых потоков, экранированная сушка, сушка в формах, ступенчатое или постепенное повышение температуры и другие комбинированные способы подвода тепла могут дать возможность разрешить проблему интенсивной качественной сушки термоизлучением и этих материалов.

Инфракрасные невидимые тепловые лучи обладают всеми свойствами видимых лучей и отличаются лишь большей длиной волны. Согласно электромагнитной теории света лучи — это электромагнитные колебания, а длина волны — это расстояние, на которое распространяется энергия колебаний за один период. Короткие волны измеряются следующими единицами длины: микрон (*мк*) = 10^{-3} *мм*; миллимикрон (*ммк*) = $=10^{-3}$ *мк*; ангстрем (Å) $=10^{-1}$ *ммк* = $=10^{-4}$ *мк*. В табл. 7-1 приводится классификация лучей по длинам волн. За ультрафиолетовыми лучами следуют лучи Рентгена, гамма и космические лучи, не указанные в этой таблице.

Инфракрасные лучи подчиняются законам излучения тел. Зависимость интенсивности излучения черного тела от длины волны λ и абсолютной температуры T показана на рис. 7-1. Из рисунка видно, что при $\lambda=0$ энергия излучения равна нулю. С увеличением λ растет I_λ и при некотором значении $\lambda_м$ достигает максимума, а при $\lambda=\infty$ становится равным нулю. С повышением температуры максимум излучения смещается в сторону более коротких волн. Связь между T и $\lambda_м$ устанавливается для черного тела законом Вина

$$\lambda_м T = 2{,}9\ мм \cdot °К.$$

Полное количество лучистой энергии, излучаемое волнами всех длин, очевидно, равно:

$$E = \int_0^\infty I_\lambda d\lambda.$$

Таблица 7-1

Классификация спектра излучения

Наименование волн	Длина волны	Наименование волн	Длина волны
1. Радиоволны	От 30 *км* до 0,4 *мк*	3. Видимые лучи	От 0,76 до 0,4 *мк*
2. Инфракрасные лучи	От 0,4 *мм* до 0,76 *мк*	4. Ультрафиолетовые лучи . .	От 0,4 до 0,12 *мк*

Величина E называется интегральным излучением; она есть не что иное, как способность испускать лучи абсолютно черным телом. Из рис. 7-1 также видно, что при температурах, с которыми приходится иметь дело в технике, энергия излучения видимых лучей $\lambda=0{,}4 \div 0{,}76$ *мк* (см. заштрихованную площадку) для излучающих нагретых поверхностей (часть кривой *3* на рис. 7-1) пренебрежимо мала по сравнению с энергией инфракрасного излучения ($\lambda=0{,}76 \div 10{,}0$ *мк*), т. е. при температурах от 20 до 3 000° К максимум находится в инфракрасной части спектра. Реальные тела, имеющие непрерывный спектр излучения, в котором кривая I_λ подобна кривой абсолютно черного тела при той же температуре для всех длин волн $I_\lambda = f(\lambda)$ называются серыми телами.

Интенсивность излучения серых тел никогда не превышает интенсивности излучения абсолютно черного тела при той же длине волны и температуре.

Количество лучистой энергии, которое переносится от источника излучения к другим телам или рассеивается в окружающей среде в единицу времени, называется лучистым потоком и выражается в *ккал/сек* или ваттах. Для характеристики распределения потока на облучаемой поверхности пользуются понятием энергетической освещенности, т. е. количеством лучистой энергии в *ккал/сек · см²* или *вт/см²*. Терморадиационные сушилки по способу обогрева генераторов инфракрасного излучения можно разделить на: ламповые, с электрообогреваемыми панелями и трубчатыми электронагревателями, сушилки с металлическими или керамическими излучающими поверхностями, обогреваемыми горячими газами. Терморадиационные сушилки бывают стационарного и переносного типов. Стационарные радиационные сушилки бывают камерными и туннельными, в которых сушимые изделия перемещаются на вагонетках, ленте или конвейере. Переносные радиационные сушилки применяются для сушки оборудования на месте, например обмоток электродвигателей или окрашенных после ремонта судов, самолетов, автомобилей и т. п. В качестве излучателя инфракрасных лучей в переносных сушилках обычно применяются электролампы, но можно применять и керамические излучатели, обогреваемые газом.

Стационарные сушилки строятся открытого типа (не имеющие ограждений) и закрытого типа с тепловой изоляцией. Сушилки открытого типа неэкономичны и обычно применяются при сушке быстросохнущих малогабаритных изделий или лакокрасочных покрытий. В остальных случаях целесообразно применять сушилки закрытого типа с тепловой изоляцией, так как в открытой установке материал будет охлаждаться потоками холодного воздуха и поэтому будет уменьшаться скорость сушки. Кроме того, расходуется дополнительное тепло на нагрев окружающего воздуха помещения, которое передается как от излучателей, так и от нагреваемого материала.

7-2. Терморадиационные сушилки с электрическим обогревом

Ламповые сушилки. В первый период применения терморадиационной сушки, особенно в 1941—1945 гг., ламповые сушилки получили большое применение, но в настоящее время они вытесняются другими типами терморадиационных сушилок. Достоинством ламповых сушилок является отсутствие инерционности, т. е. сушильные установки приводятся в действие почти мгновенно, что особенно важно при необходимости применения прерывистого облучения. Это достоинство относится в большой степени к открытым ламповым сушилкам, не имеющим ограждений, сушка материалов в которых происходит при температурах, близких к температуре помещения. Достоинством ламповых сушилок является также простота их устройства и эксплуатации.

Основным недостатком для широкого применения ламповых су-

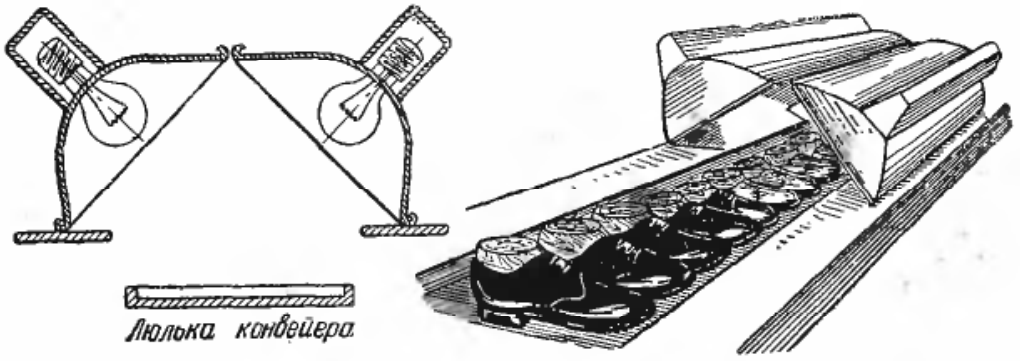


Рис. 7-2. Схема простейшей ламповой конвейерной сушилки.

шилок являются относительно высокий расход электроэнергии и низкий приведенный к. п. д., особенно для открытых ламповых сушилок, а также бой ламп.

В качестве источников инфракрасного излучения в ламповых сушилках в первое время применяли обычные осветительные электролампы. Питание ламп осуществлялось током пониженного на 10—15% (от номинального) напряжения, что увеличивало срок их службы. Лампы помещали в специальные рефлекторы, собирающие и отражающие лучи на высушиваемую поверхность (рис. 7-2). Однако с течением времени рефлекторы под воздействием паров растворителей и воздуха тускнеют и отражательная способность их резко снижается. Таких недостатков не имеют специальные зеркальные лампы, выпускаемые нашими электроламповыми заводами. Они выпускают зеркальные лампы параболической формы мощностью 500 и 250 *вт* напряжением 127 и 220 *в* (рис. 7-3). Длина волны максимального излучения для этой лампы $\lambda_{макс} = 1{,}05$ *мк*; основная часть излучения соответствует участку спектра с длинами волн $\lambda = 0{,}8 \div 5{,}3$ *мк*. Лампы наполнены смесью азота и аргона, имеют вольфрамовую нить с температурой накала около 2 500° К (вместо 2 920° К для обычной лампы). Внутри поверхность лампы покрыта тонким слоем серебра, который служит рефлектором, с помощью которого создается направленный, но неравномерный поток лучистой энергии.

Плотность лучистой энергии, излучаемой лампой, показана на рис. 7-3. Из рассмотрения эпюр облучения следует, что достаточно равномерное облучение поверхности создается только на расстоянии 300 *мм* и больше, что является недостатком ламп как генераторов лучистой энергии; это имеет большое значение в сушильных установках периодического действия и для сушилок с малой скоростью сушки материала или малой скоростью конвейера, где неправильная установка ламп приводит к перегреву отдельных зон, образованию пузырей и браку сушимых изделий. Кроме того, исследования показали, что короткие инфракрасные лучи длиной волны от 0,7 до 1,5 *мк*, на которые приходится максимум излучения современных электрических ламп, поглощаются различно поверхностями, окрашенными в разные цвета. Поэтому при одной и той же энер-

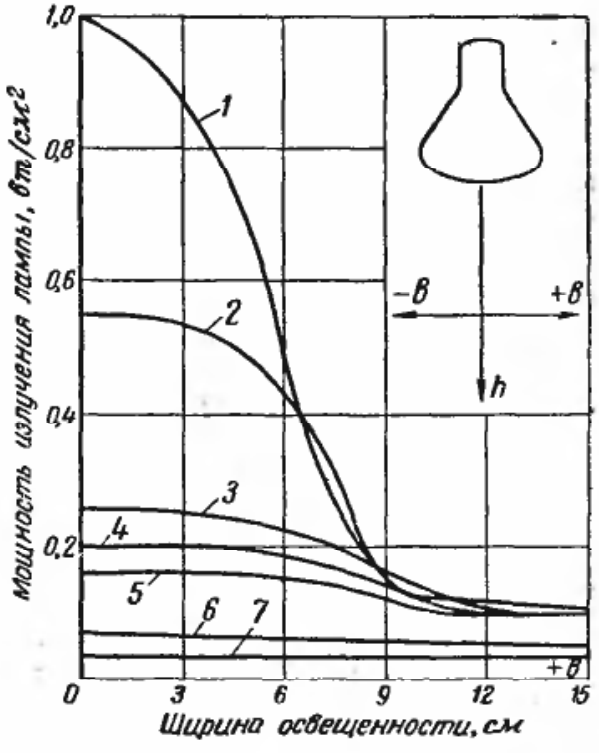


Рис. 7-3. Эпюры облучения для зеркальной лампы 250 *вт* при высотах 1—10, 2—20, 3—30, 4—40, 5—50, 6—60, 7—80 *см*.

гетической освещенности на поверхностях развиваются различные температуры. Этому способствует и указанное выше обстоятельство, что лампа как излучатель (точечный) не может создавать равномерного по всему объему лучистого потока, что в свою очередь способствует неравномерному нагреву облучаемых изделий. Последнее крайне затрудняет эксплуатацию ламповых сушилок, а иногда приводит и к браку сушимых изделий. При снижении температуры нагрева излучателей максимум излучения перемещается в область инфракрасных лучей с длиной волн 3,5—5 *мк* (при температурах излучающей поверхности 800—600° К). Волны этих длин отражаются и поглощаются в одинаковой степени многими телами и покрытиями. При таких условиях в качестве излучателей могут быть использованы сплошные стальные, чугунные или керамические поверхности нагрева из жароупорных материалов, которые независимо от длин волн обеспечивают более равномерный нагрев материала, чем лампы (рис. 7-4).

В настоящее время основной тенденцией при конструировании ламп инфракрасного излучения является уменьшение их габаритных размеров и веса при одновременном увеличении электрической мощности. Так, например, лампы, выпускаемые Берлинским электроламповым заводом, имеют максимальный диаметр колбы 125 *мм*, высоту лампы 185 *мм* и вес 130 *г*. Эти характеристики сохраняются постоянными для ламп мощностью 125, 250 и 500 *вт*. Температура нити накаливания 2 200° К; коэффициент превращения электрической энергии в энергию теплового излучения равен 0,65. Срок службы 500 *ч*. На 1 $м^2$ можно разместить 56 таких ламп, что при мощности каждой лампы 250 *вт* соответствует общей мощности 14 $квт/м^2$, а при мощности лампы 500 *вт* — 28 $квт/м^2$.

Требования к увеличению удельной плотности энергии привели к созданию ламп с двумя спиралями накаливания и, следовательно, с тремя ступенями нагрузки. Эти

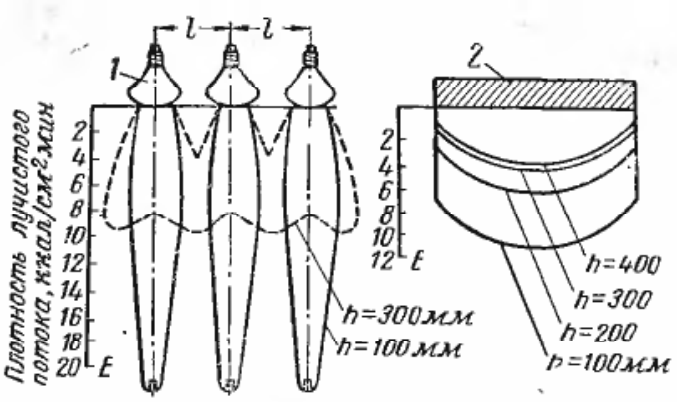


Рис. 7-4. Эпюры облучения и плотности лучистых потоков на материале для ламп и металлической панели при различных расстояниях h от излучателя до облучаемой поверхности.

1 — лампы; *2* — излучающая панель.

лампы оборудованы специальным трехконтактным цоколем, позволяющим включать каждую спираль накаливания отдельно или обе вместе. Мощности спиралей составляют 650 и 900 *вт*, суммарная мощность — 1 550 *вт*. Максимальный диаметр колбы 150 *мм*; колба выполнена из специального кварцевого стекла, обладающего высокой температурной стойкостью и повышенной пропускательной способностью в области длинных (больше 2,6 *мк*) волн. Внутренняя рефлектирующая поверхность колбы позолочена. На рис. 7-5 показана радиационная ламповая сушилка для сушки изоляционного лака на тонких электротехнических стальных деталях. Лакировка их производится при помощи валиков, смачиваемых в лакировальной ванне. Детали покрываются лаком при их прохождении между лакировальными валиками. Скорость горячего конвейера при лакировке составляет 8 *м* в минуту. Вязкость лака устанавливается такой, чтобы можно было получить на детали пленку с обеих сторон при одном покрытии толщиной 0,013—0,015 *мм*.

Валик погружается в лак на 20 *мм*. Покрытые лаком детали поступают в сушильную камеру, где происходит испарение растворителя. Детали нагреваются в сушилке до 165—170° С. Далее они поступают на холодный конвейер охладительной камеры, в которой они охлаждаются воздухом до температуры 40—50° С. Для поддержания

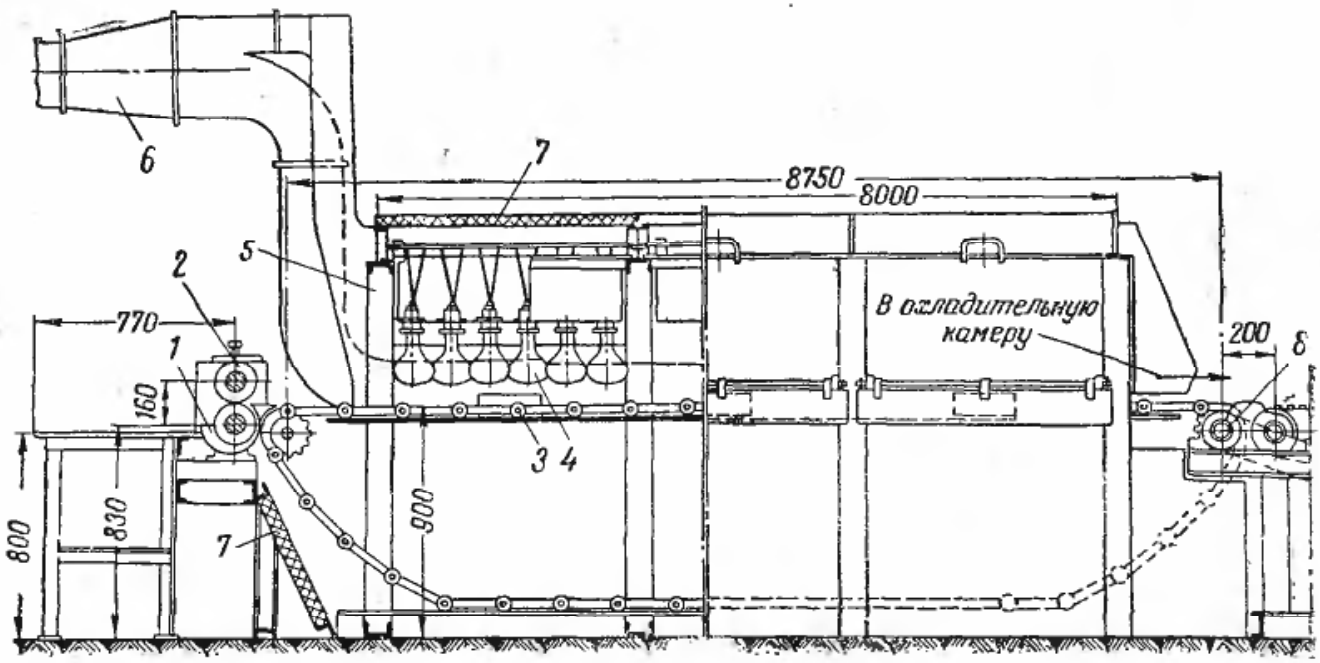


Рис. 7-5. Ламповая радиационная сушилка для сушки лакированных электротехнических деталей.

1 — лакировальная ванна; *2* — насосные лакировальные валики; *3* — ленточный конвейер; *4* — зеркальные лампы СК-2; *5* — каркас сушилки; *6* — вытяжной воздуховод; *7* — теплоизоляционные маты; *8* — приводная звездочка.

взрывобезопасной концентрации паров растворителя в сушилке предусмотрена вентиляция. Недостатком сушилки является то, что активная площадь конвейера загружена материалом только на 30—40%; вследствие чего происходит большое рассеяние лучистой энергии ламп и энергетический к. п. д. сушилки получается низким.

Опыт эксплуатации таких сушилок показывает, что иногда наблюдается местный перегрев ламп и плавится пайка цоколя. В этом случае лампа падает на конвейер, увлекается им и по пути ломает значительное количество ламп. В целях предупреждения этого между лампами и конвейером устанавливают редкую сетку.

На рис. 7-6 представлена конструкция ламповой сушилки для деталей легковых автомашин, а на рис. 7-7 — подсушивающее устройство из зеркальных ламп, устанавливаемое перед цилиндрическими сушилками (рис. 8-3) для предварительного максимально возможного удаления влаги из тканей, что позволяет увеличить производительность на 15%.

Терморадиационные сушилки с генераторами лучистой энергии в виде элементов сопротивления. Бóльшую равномерность терморадиационной сушки материалов при высоких удельных плотностях лучистой энергии на 1 $м^2$ поверхности облучаемого изделия можно получить, применяя панельные или трубчатые электронагреватели.

На рис. 7-8,*г* представлен панельный генератор лучистой энергии завода имени Ульянова (г. Горький); такие нагреватели изготовляет также Московский завод торгового оборудования. Эти панели при нагреве их поверхности до 460° С потребляют 20—23 *квт/м²* излучающей поверхности. Трубчатые электронагревательные элементы представляют собой металлические трубки, внутри которых в запрессованном кварцевом песке, окиси магния или алюминия находится нихромовая или фехралевая спираль (рис. 7-8,*а* и *б*). Внешний диаметр трубок 9—10 *мм*, толщина стенки 1 *мм*, материал — углеродистая, хромистая или хромоникелевая сталь. Температура поверхности от 400 до 750° С. При длине излучателя до 2 *м* мощность его достигает 2 *квт*. Удельная нагрузка на единицу длины составляет от 6 до 15 *вт/см*.

Таким трубкам легко придавать любую форму, и поэтому излучатели могут быть изготовлены в виде колец, спиралей, пружин и т. д.

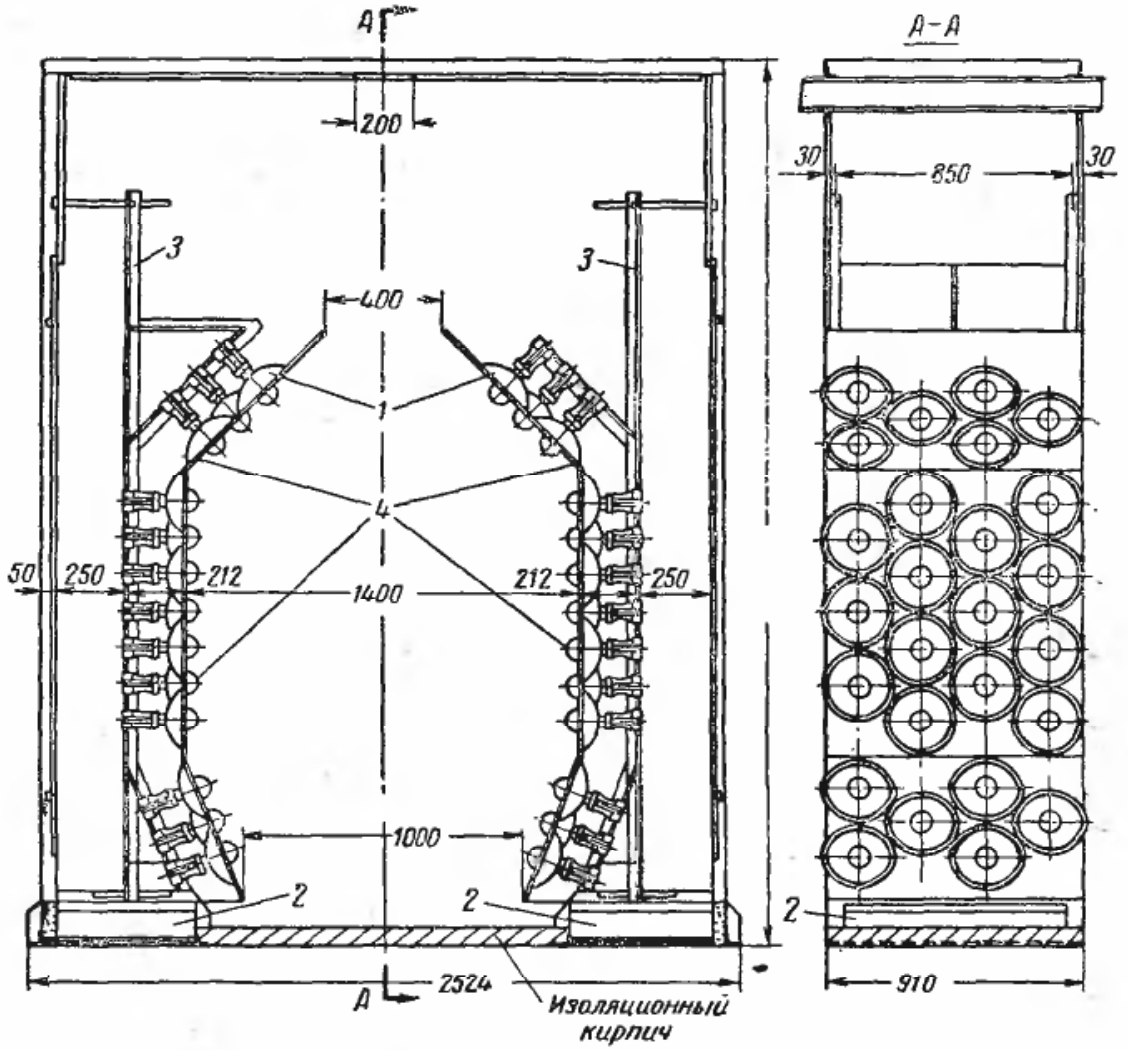


Рис. 7-6. Секция ламповой сушилки.

1 — рефлектор; *2* — короб для подачи воздуха; *3* — подвижная панель; *4* — отражательный лист.

Излучатели подобного типа весьма стойки к механическим и термическим воздействиям.

В ряде случаев трубчатые излучатели изготавливаются в виде эллиптических или сплющенных тру-

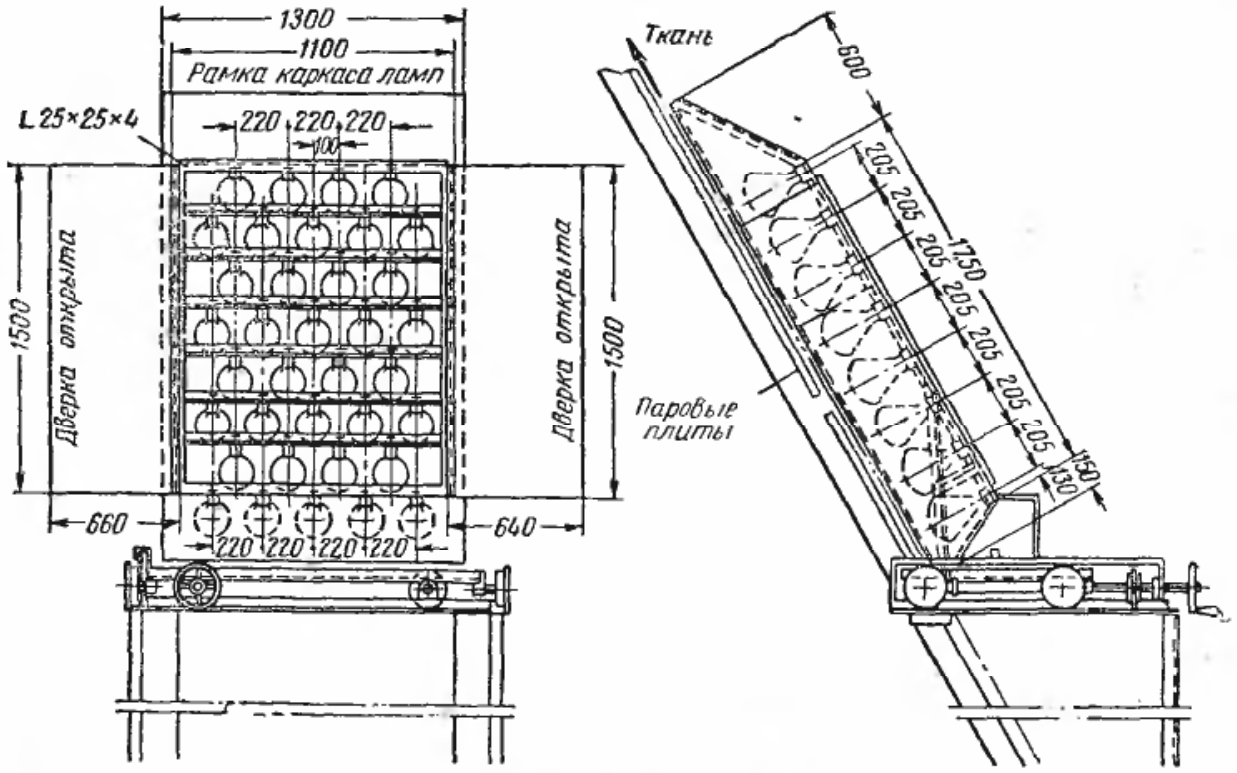


Рис. 7-7. Подсушивающее устройство из зеркальных ламп для цилиндрических текстильных сушилок.

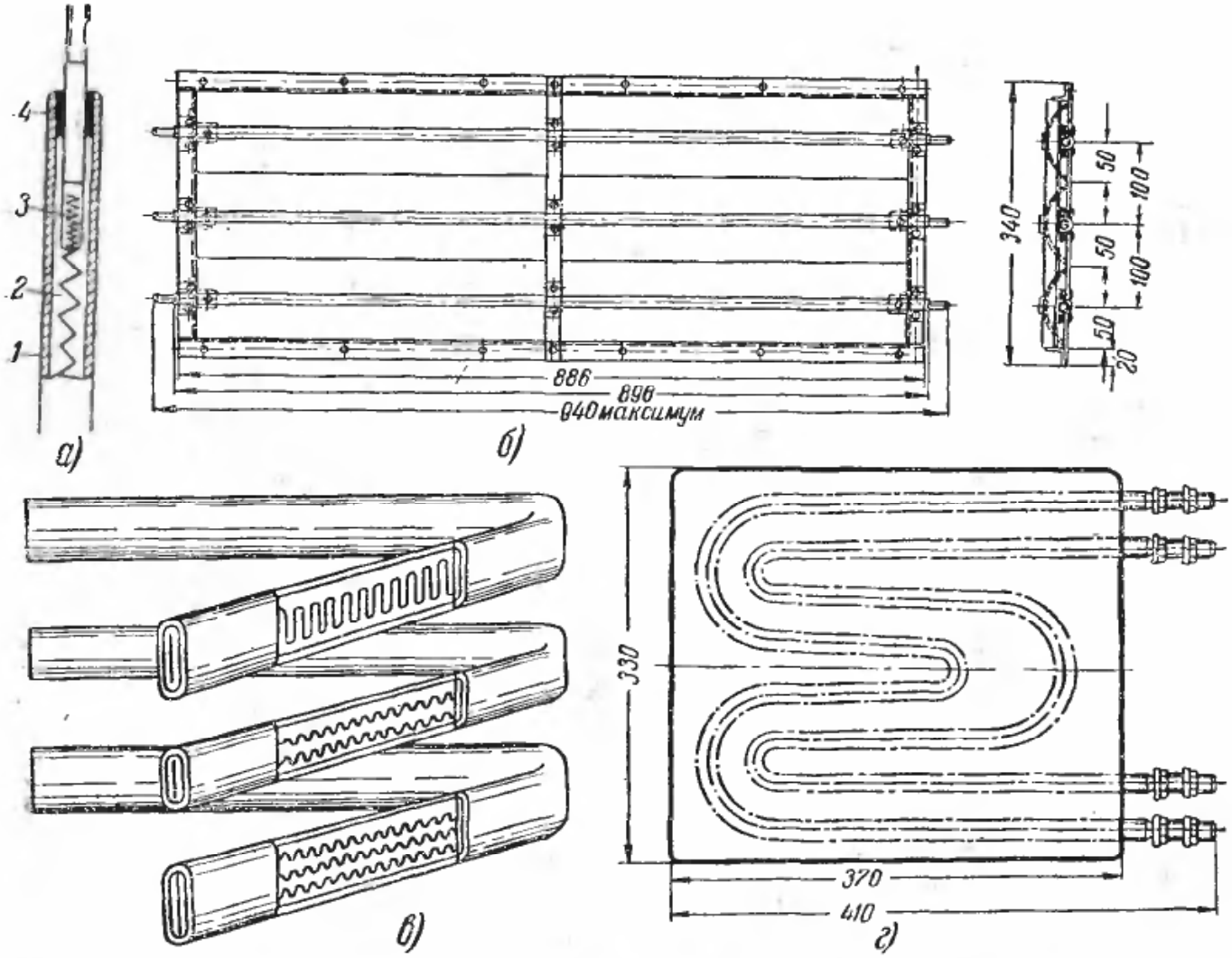


Рис. 7-8. Термоизлучатели из элементов сопротивления.

а — устройство элемента сопротивления; *1* — металлическая трубка; *2* — изоляционная масса; *3* — конический стержень; *4* — втулка; *б* — термоизлучатель из трубчатых электронагревательных элементов с алюминиевыми отражателями; *в* — излучатель в виде плоских металлических трубок с одним или несколькими нагревательными элементами; *г* — панельный чугунный излучатель с трубчатыми электронагревателями.

бок, внутрь которых запрессовываются одна, две, три и более спиралей. Такие излучатели часто применяются в нагревательных печах, а также для целей сушки в автомобильной промышленности. На рис. 7-8,*в* представлены такие излучатели, изготовленные фирмой Эльтра (ФРГ).

Наряду с металлическими трубками в последнее время начинают применяться в качестве генераторов лучистой энергии керамические тела, нагреваемые электрическим током. Внедрение этих новых типов излучателей вызывается рядом положительных их качеств: они механически прочны и термостойки, устойчивы к резким изменениям температуры. Нагревание излучателя производится электрическим током, пропускаемым через одну или несколько параллельно включенных спиралей, замурованных в керамической массе. Как металлические трубчатые, так и керамические нагреватели часто устанавливают в специальные корытообразные рефлекторы, которые отражают лучистую энергию на изделия (рис. 7-8,*б*).

На рис. 7-9 представлена терморадиационная сушилка с панельными электронагревательными излучающими плитами, расположенными на стенках сушилки. В случае применения трубчатых металлических или других излучающих электронагревателей схема сушилки принципиально не изменяется. На рис. 7-10 представлена схема терморадиационной сушки поясной бумажной изоляции кабелей дальней связи завода «Москабель».

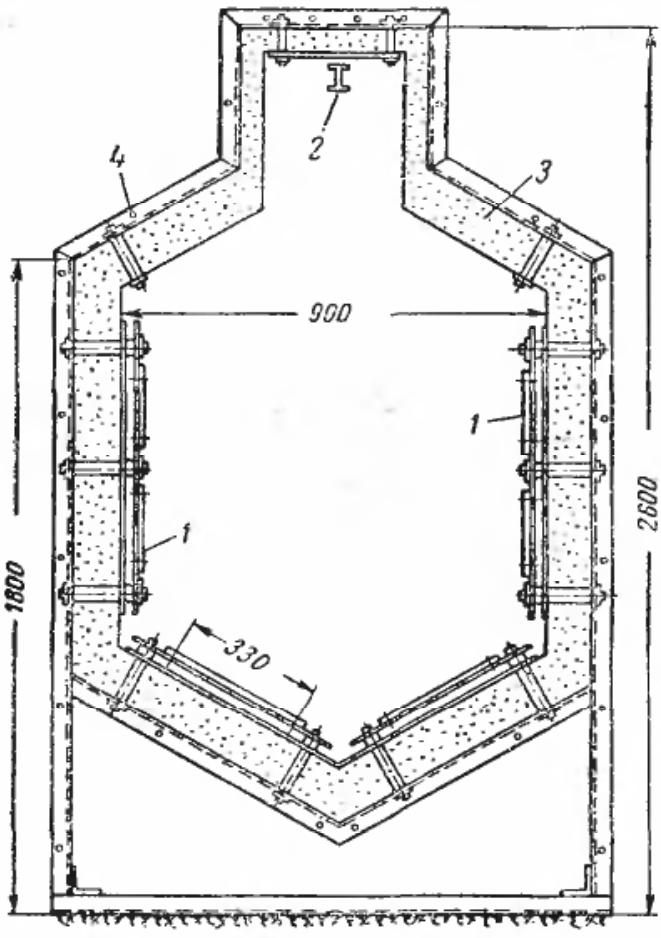


Рис. 7-9. Терморадиационная сушилка с электрообогреваемыми панельными излучателями.

1 — излучающие панели; *2* — монорельс для конвейера; *3* — теплоизоляционные плиты; *4* — каркас сушилки (размер панели 330×370 *мм*; $N=1{,}8\div 2{,}2$ *квт*).

7-3. Терморадиационные сушилки с газовым обогревом

Широкая газификация промышленных предприятий открывает перспективы значительного применения терморадиационных сушилок с газовым обогревом.

Терморадиационные сушилки с трубчатыми и особенно с панельными излучателями по сравнению с ламповыми обеспечивают более равномерные обогрев и сушку изделий. При газовом обогреве излучателей они, как и терморадиационные сушилки с электрообогревом, отличаются гибкостью управления. Любое изменение температуры может быть достигнуто за несколько минут без остановки сушилки. Терморадиационные сушилки с газовым обогревом в большинстве случаев более экономичны, чем сушилки с электрическим обогревом. Недостатками их являются более сложная эксплуатация и несколько худшие условия труда, если применяются сушилки с разомкнутой циркуляцией и не обеспечивается необходимая вентиляция производственного цеха. В отличие от ламповых и других терморадиационных сушилок с электрическим обогревом сушилки с газовым обогревом отличаются многообразием схем и конструкций.

Простая схема терморадиационной сушилки, как это показано на рис. 7-11, получается в том случае, когда обогрев излучающих панелей с внутренней поверхности, обращенной к облучаемому материалу, производят непосредственно открытым пламенем от газовых горелок. Однако при этом трудно использовать тепло уходящих газов, и сушилки имеют низкий к. п. д. (30—40%). Кроме того, такие сушилки в эксплуатационном отношении недостаточно гигиеничны и требуют усиленной вентиляции помещения, где они установлены, особенно в летнее время. По сравнению со схемой на рис. 7-11, более совершенной является схема на рис. 7-12, которая обеспечивает организованный выхлоп отработавших газов, а также некоторую рециркуляцию их с помощью вентиляторов *4*. Сжига-

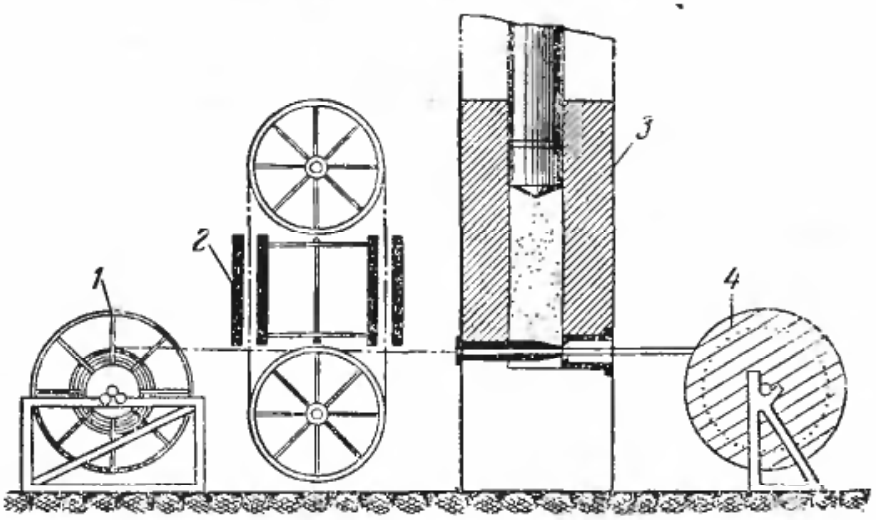


Рис. 7-10. Схема терморадиационной сушки и освинцования электрокабелей.

1 — подающий барабан; *2* — термоизлучатели; *3* — свинцовый пресс; *4* — приемный барабан.

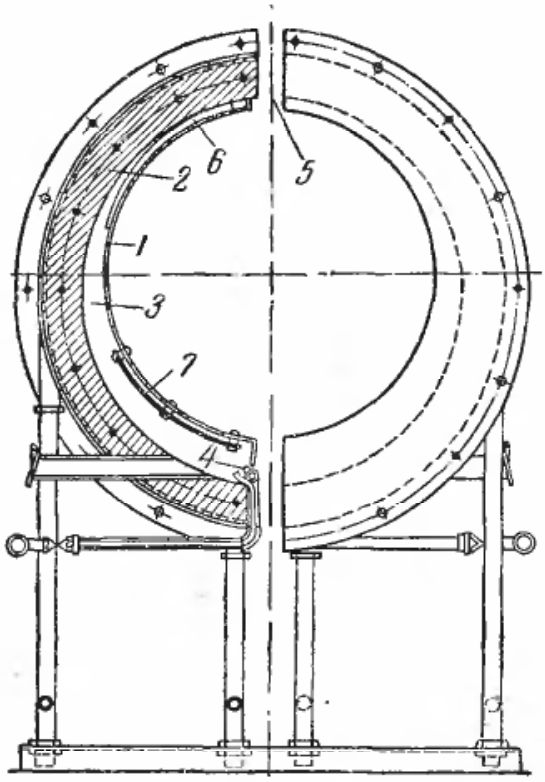


Рис. 7-11. Терморадиационная сушилка с однократным использованием дымовых газов.

1 — излучающая стенка; *2* — изоляция; *3* — газоход; *4* — газовая горелка; *5* — выход отработавшего газа и воздуха; *6* — ребра; *7* — защитный лист.

ние газа может быть организовано в выносных горелках или с помощью устанавливаемых на стенках сушилки терморадиационных панелей, представленных на рис. 7-13.

На рис. 7-14 показана сушилка ВТИ для сушки бумаги. Бумага облучается с одной стороны от пере-

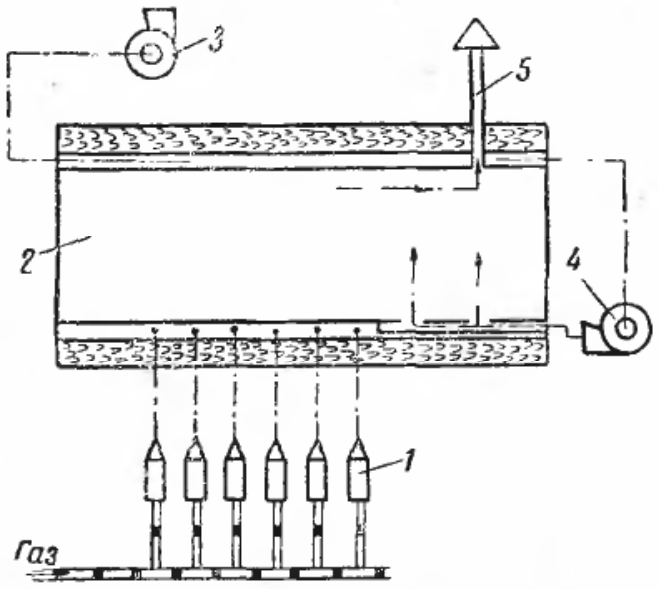


Рис. 7-12. Схема терморадиационной сушилки с рециркуляцией и вынужденным движением газов.

1 — газовые горелки; *2* — сушильная камера; *3* и *4* — вытяжной и рециркуляционный вентиляторы; *5* — естественная вытяжка паров растворителя.

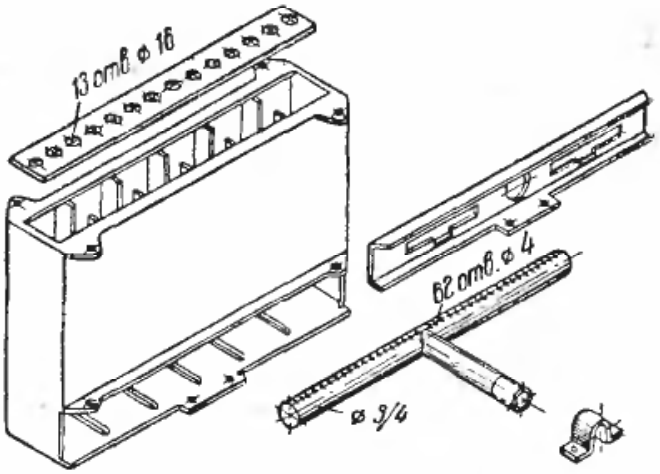


Рис. 7-13. Терморадиационная панель, обогреваемая с помощью атмосферной газовой горелки.

движной керамической панели, являющейся генератором инфракрасного излучения. Панель нагревается горящим пламенем («лижущим» ее стенки). Сжигание газа производится при помощи короткопламенных горелок.

На рис. 7-15 показана такая инжекционная горелка Мосгазпроекта для сжигания газа с теплотворной способностью 6 000 *ккал/м*³. Она работает при давлении в газовой сети, равном 50 *мм вод. ст.* Продукты сгорания выходят из насадки через отверстия, сгорают на ее поверхности и нагревают излучающую поверхность. Если необходимо сжигать генераторный газ с $Q = 1\,200 \div 1\,000$ *ккал/м*³, то для лучшего смешения газа с воздухом насадку делают из двух дырчатых труб (труба в трубе); к внутренней трубе насадки присоединяют смеситель горелки, который в этом случае имеет меньший диаметр, чем диффузор.

Лента бумаги в сушилке ВТИ движется между красильной машиной и присосным столом, между которыми над бумагой помещается передвижная горизонтальная керамическая панель, обогреваемая указанными горелками.

Управление этой передвижной панелью автоматизировано так, что в случае обрыва бумаги или остановки грунтовальной машины она при помощи тросов и электролебедки поднимается на такую высоту (показанную на рис. 7-14 пунктиром), при которой излучение от нее

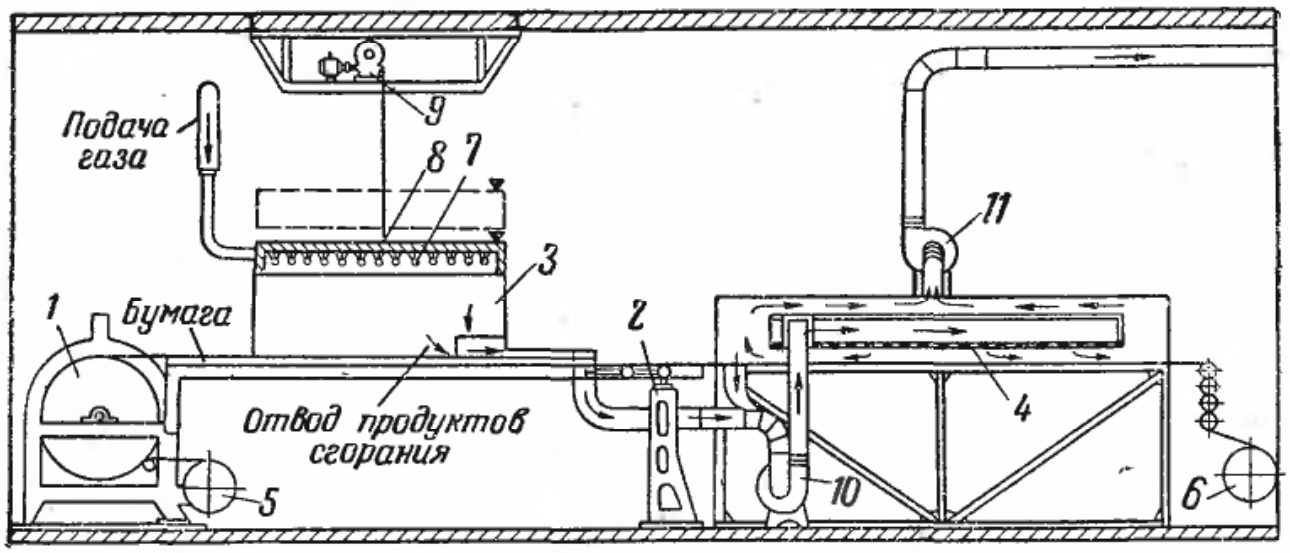


Рис. 7-14. Радиационная ленточная сушилка ВТИ для сушки бумаги.

1 — красильная машина; *2* — приемный стол; *3* — камера сушки; *4* — камера обдувки; *5* и *6* — рулоны разматывающийся и накатный; *7* — горелки; *8* — подвижная керамическая излучающая плита; *9* — лебедка с электродвигателем; *10* — циркуляционный вентилятор; *11* — выхлопной вентилятор.

не может вызвать загорания бумаги, т. е. неопасно в пожарном отношении. Для этой цели установлено специальное реле, которое моментально включает подъемный механизм панели. На случай, если реле по какой-либо причине не сработает, предусмотрен специальный противоаварийный фотоэлемент, который в этом случае выполняет роль реле.

Подсушенная инфракрасными лучами бумага поступает в камеру, в которой она обдувается горячими газами. Горячие газы из сушильной камеры распределяются равномерно по всей длине обдувочной камеры при помощи распределительной решетки. Из обдувочной камеры отработавшие газы удаляются при помощи центробежного вентилятора в атмосферу.

По проекту ВТИ при скорости бумажной ленты 9 *м/мин* влажность бумаги должна снижаться с 60—62 до 8—9%. Длина радиационной сушилки составляет 10 *м*. Она может заменить существующую громоздкую конвективную сушилку длиной 75 *м*. Испытания показали, что инжекционные горелки, помимо первичного (подсасываемого) воздуха, требуют вторичного воздуха, подвод которого затрудняется вначале работы горелок вследствие недостаточной вентиляции и отвода продуктов сгорания, что приводит к затуханию отдельных горелок. Устойчивая работа панели как генератора лучистой энергии наступает через 40—60 *мин*, когда она разогреется до 600—700° С. С этого момента обеспечиваются нормальная естественная вытяжка в выхлопную трубу продуктов сгорания и подача свежего воздуха к горелкам.

Следующей важной особенностью является интенсивное испарение влаги около средних горелок с образованием большого количества водяных паров, которые ослабляют излучение от панели, а в некоторых случаях приводят к затуханию горелок. Неудачной явилась также идея устранения пожарной опасности путем поднятия керамической плиты, которая даже в условиях нормальной эксплуатации тре-

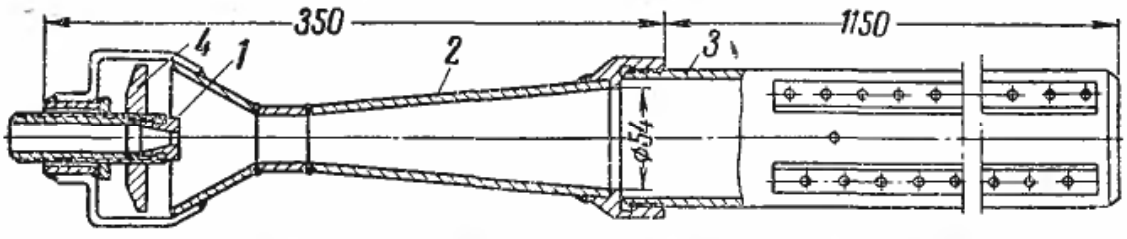


Рис. 7-15. Инжекционная горелка с открытым пламенем.

1 — сопло горелки; *2* — смеситель; *3* — насадка; *4* — регулировочная шайба.

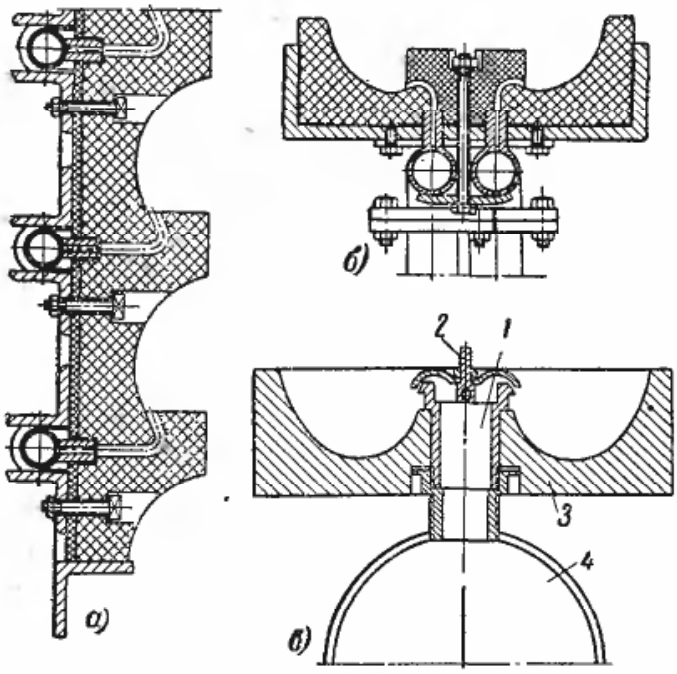


Рис. 7-16. Керамические рефлекторные горелки.

а — вертикальная; *б* — горизонтальная; *1* — горелка; *2* — отражатель; *3* — рефлектор; *4* — труба для подачи газа.

скалась, а падающие кусочки керамики прожигали бумагу и могли служить причиной пожара. Поэтому дальнейшим развитием схемы сушилки являются разбивка излучателя на отдельные зоны и применение после каждой зоны сопловой обдувки, а также применение двустороннего облучения. Это позволяет снизить температуру излучателей и обеспечивает установившуюся температуру бумаги ниже опасного предела ее воспламенения.

Для сжигания недостаточно очищенного низкокалорийного генераторного газа (полученного при газификации торфа, бурых углей) К. И. Городовым и Б. Э. Черкинским разработаны горелки беспламенного горения для горизонтальной (рис. 7-16,*б*) и вертикальной (рис. 7-16,*а*) установок излучающей поверхности. Эти радиационные излучатели с успехом используются в текстильной промышленности для сушки тканей и для других видов тепловой обработки. Подготовка газовоздушной смеси, поступающей в горелки, производится с помощью струйного аппарата. В последнее время в радиационных сушилках получают применение также высокотемпературные излучающие насадки с беспламенным горением, которые могут создавать мощные лучистые потоки. Принцип беспламенного горения с излучающей насадкой — слоем состоит в том, что смесь горючих газов и воздуха пропускают через пористую стенку, выполненную из монолитного куска огнеупора (шамота и динаса), со скоростью, превышающей скорость воспламенения газовоздушной смеси. Вначале горение протекает в обычных условиях, затем пламя постепенно уменьшается и при разогреве стенки до яркого накала горение концентрируется на ее внешней поверхности. Г. М. Худяковым при испытании радиационного нагревателя диаметром 150 *мм* было получено излучение от его поверхности порядка 500 000 *ккал/м² · ч.*

Недостатки, мешающие применению этих горелок в терморадиационных сушилках, заключаются в повышенной эксплуатационной сложности из-за необходимости установки газодувки, которая должна создавать давление газов 250—500 *мм вод. ст.* и требует значительного расхода электроэнергии по сравнению с рассмотренными ранее способами сжигания газа. Кроме того, при нарушении режима подачи газовоздушной смеси пламя может проникнуть в сушильную камеру и вызвать пожар или порчу сушимого продукта. Необходимо также отметить, что насадки очень чувствительны к запыленности сжигаемого газа и, загрязняясь, резко увеличивают сопротивление проходу газа. Технология изготовления насадок освоена еще недостаточно. На рис. 7-17,*а* представлена конструкция беспламенной горелки с пористой насадкой.

В некоторых случаях в качестве высокотемпературных излучателей с беспламенным горением могут найти применение инжекционные горелки с керамической насадкой Академии коммунального хозяйства (рис. 7-17,*б*), в которых беспламенно сгорает газовая смесь. При этом насадка нагревается до белого каления и создает мощный лучистый поток. Такие горелки просты в эксплуатации; насадки могут быть выполнены любой формы, так как они работают при давлении газовой се-

ти. Для предохранения от проникновения газов из керамической насадки в смеситель горелки устанавливаются сетки из нихромовой проволоки.

На рис. 7-18 представлена компактная высокопроизводительная и экономичная конвективно-рациональная сушилка с сопловой обдувкой ткани, созданная К. И. Городовым и Б. Э. Черкинским. В этой сушилке воздух для сжигания газа поступает из жалюзийной решетки *3* к туннельным беспламенным горелкам *2*. Продукты сгорания смешиваются с воздухом высокой влажности (практически с перегретым паром) и с температурой 500 — 550° С поступают в первую зону, где их температура при омывании влажного материала резко снижается. Во второй зоне горячая смесь имеет также температуру 500—550° С благодаря подсосу продуктов сгорания, поступающих из смесительной трубы через полую перегородку *4*, смешивающихся с отработавшей смесью из первой зоны. Из второй зоны смесь с температурой 200—220° С через отверстие *7* отсасывается центробежным выносным вентилятором, подающем ее в газораспределительный коллектор и далее в короб *5* с соплами, расположенными в третьей зоне. Смесь воздуха с дымовыми газами из третьей зоны поступает через отверстия перегородки *6* в четвертую зону, из которой отработавшая смесь с температурой 80—100° С через верхнее отверстие *8* отсасывается выхлопным вентилятором.

В этой сушилке в значительной степени происходит радиационно-конвективная сушка, так как короба, нагреваясь до 250—300° С, излучают значительное количество тепла и интенсифицируют процесс сушки. Несмотря на высокие температуры сушильного агента (в первых зонах), температура ткани не превышает 100° С, а практическое отсутствие свободного кислорода в газовой смеси исключает возможность даже подгорания ворсинок, что обеспечивает высокое качество сушки тканей.

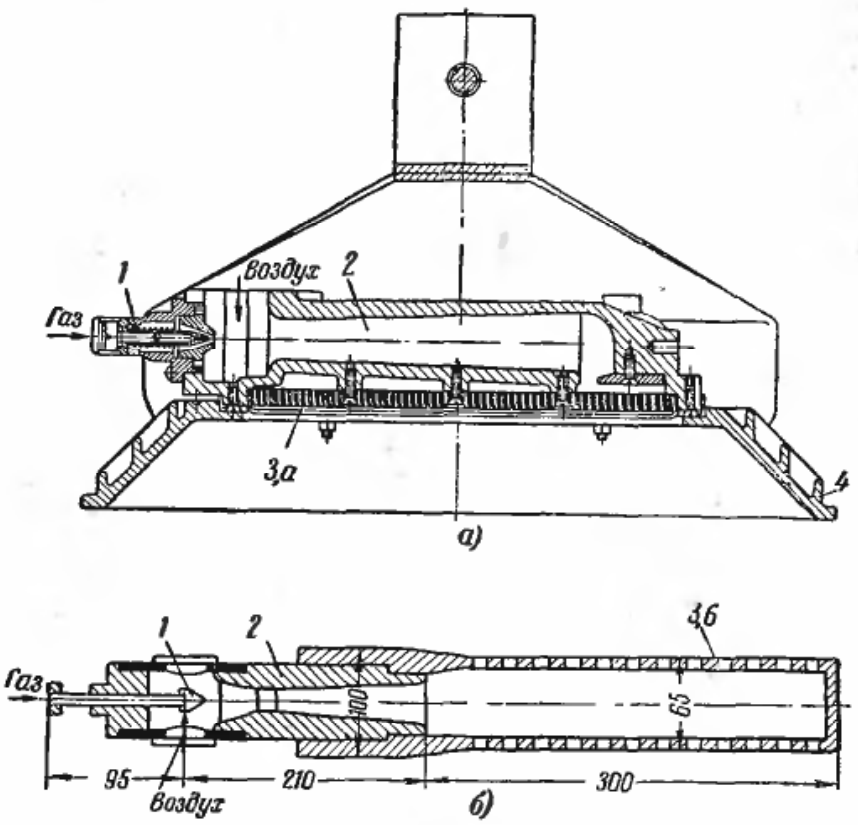


Рис. 7-17. Беспламенные горелки.

а — с пористой насадкой и алюминиевым рефлектором; *б* — с цилиндрической перфорированной насадкой;
1 — сопло для подачи газа; *2* — камера смешения; *3а* — керамическая пористая плита; *3б* — цилиндрическая перфорированная керамическая насадка; *4* — алюминиевый рефлектор.

На рис. 7-19 показана принципиальная схема компактной высокопроизводительной терморадиационной сушилки, установленной на Московском автозаводе имени Лихачева для сушки в вертикальном положении рам грузовых автомашин. Подача горячего воздуха в нижнюю зону сушилки и организация таким образом радиационно-конвективной сушки этих рам высотой 8 *м* дали положительные результаты. При температуре панелей 450° С температурная неравномерность по высоте камеры не превышала нескольких градусов. Продолжительность сушки составляла 8 *мин* вместо 40 *мин* или 1 *ч* при конвективной сушке. Эта схема позволяет осуществлять высокий подогрев воздуха,

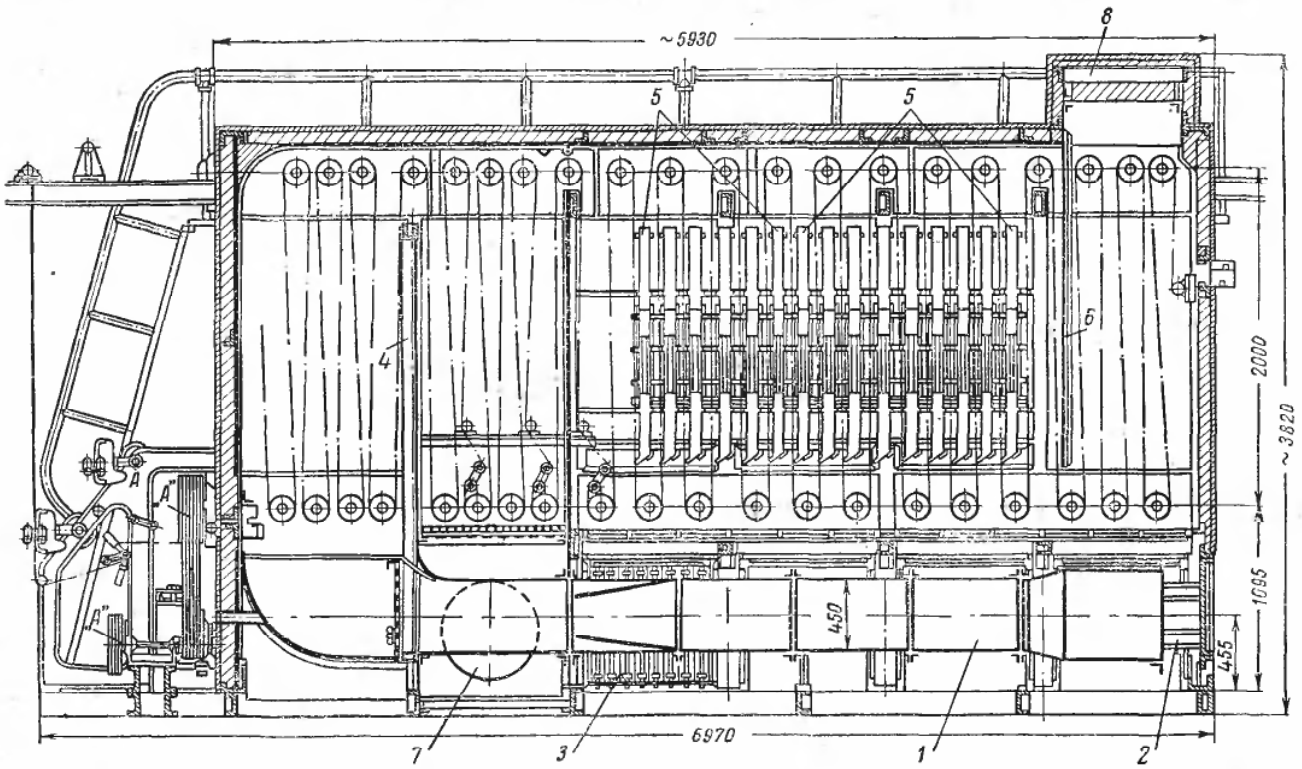


Рис. 7-18. Радиационно-конвективная сушилка с сопловым обдувом для тканей.

1 — смесительная труба; *2* — туннельные горелки; *3* — жалюзийные отверстия; *4* — пустотелая перегородка между I и II зонами; *5* — короба с соплами; *6* — перегородка между III и IV зонами.

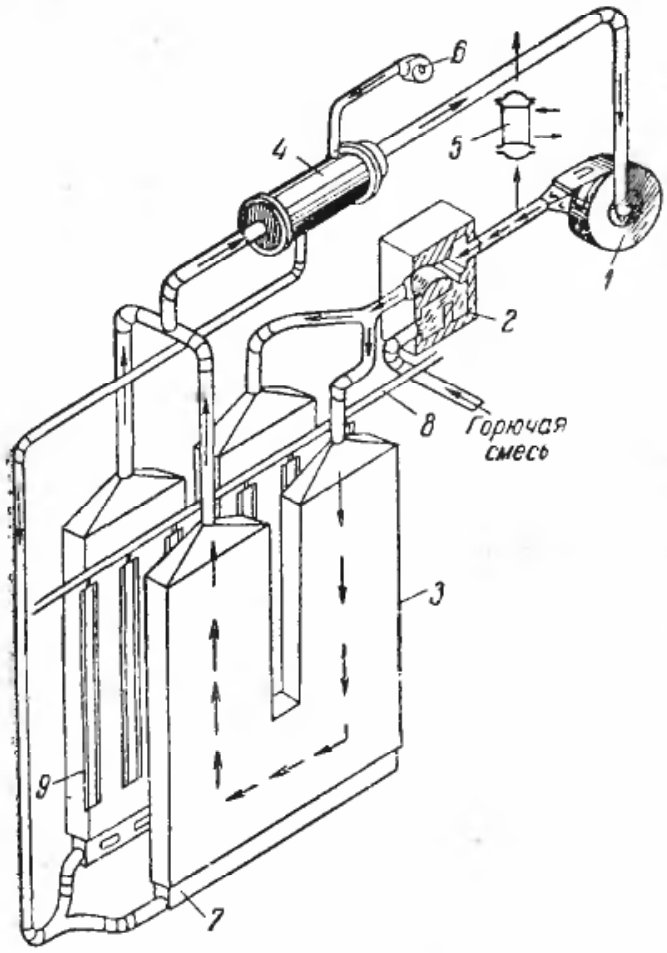


Рис. 7-19. Схема терморадиационной сушилки с рециркуляцией дымовых газов внутри излучающих панелей.

1 — рециркуляционный вентилятор; *2* — топка; *3* — излучающие панели; *4* — рекуператоры для дутья горячего воздуха; *5* — рекуператоры для воздушных завес; *6* — вентилятор для горячего дутья; *7* — короб горячего дутья; *8* — цепь конвейера; *9* — сушимые изделия.

так как через подогреватель проходят не выхлопные газы, а весь рециркулирующий поток смеси горючих газов с воздухом. Последнее повышает тепловую экономичность сушилки. Керамические и металлические излучатели, обогреваемые газом, так же как лампы и другие электрические нагреватели, могут применяться и в качестве переносных генераторов лучистой энергии и как предвключенные подсушивающие устройства.

На рис. 7-20 представлено подсушивающее устройство для шлихтовальных устройств, разработанное К. Н. Городовым и Б. Э. Черкинским.

Поверхность излучения, предназначенная для сушки тканей или других материалов, составляется из отдельных плиток, которые монтируются на металлической раме. Газовоздушная смесь сжигается в керамических рефлекторных горелках. Продукты сгорания, выходящие из щели горелки, омывают вогнутую поверхность огнеупорного отражателя и нагревают его до температуры, обеспечивающей собственное тепловое излучение требуемой интенсивности для нагрева экрана *2*, который и является излучателем. Далее, продукты сгорания смешиваются с воздухом, и с помощью вентилятора *3* осуществляется сопловой обдув ткани. Это устройство обеспечивает значительную интенсивность сушки тканей. Расчеты показывают, что в большинстве случаев терморадиационные сушилки с ламповыми или другими излучателями с электронагревом менее экономичны, чем с металлическими или керамическими излучателями, нагреваемыми горячим газом. Объясняется это не только большим рассеянием лучистой энергии при ламповом облучении, но и тем, что лампы не воспринимают отраженной энергии от нагретых изделий, в то время как нагретые металлические или керамические излучатели воспринимают обратно лучистую энергию от нагреваемых изделий. Это имеет большое значение при нагреве изделий до высокой температуры (в закрытых сушилках). На рис. 7-21 для сравнения тепловой экономичности при разных режимных условиях сушки и для одинаковой произво-

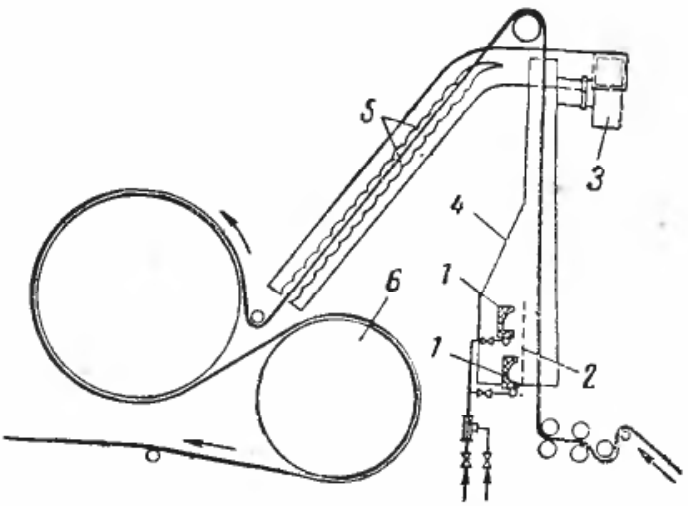


Рис. 7-20. Подсушивающее устройство для цилиндрических сушилок шлихтовальных машин.

1 — газовые беспламенные горелки; *2* — подвижные экраны; *3* — вентилятор; *4* — ограждение; *5* — сопловая обдувка основы; *6* — цилиндры с паровым обогревом.

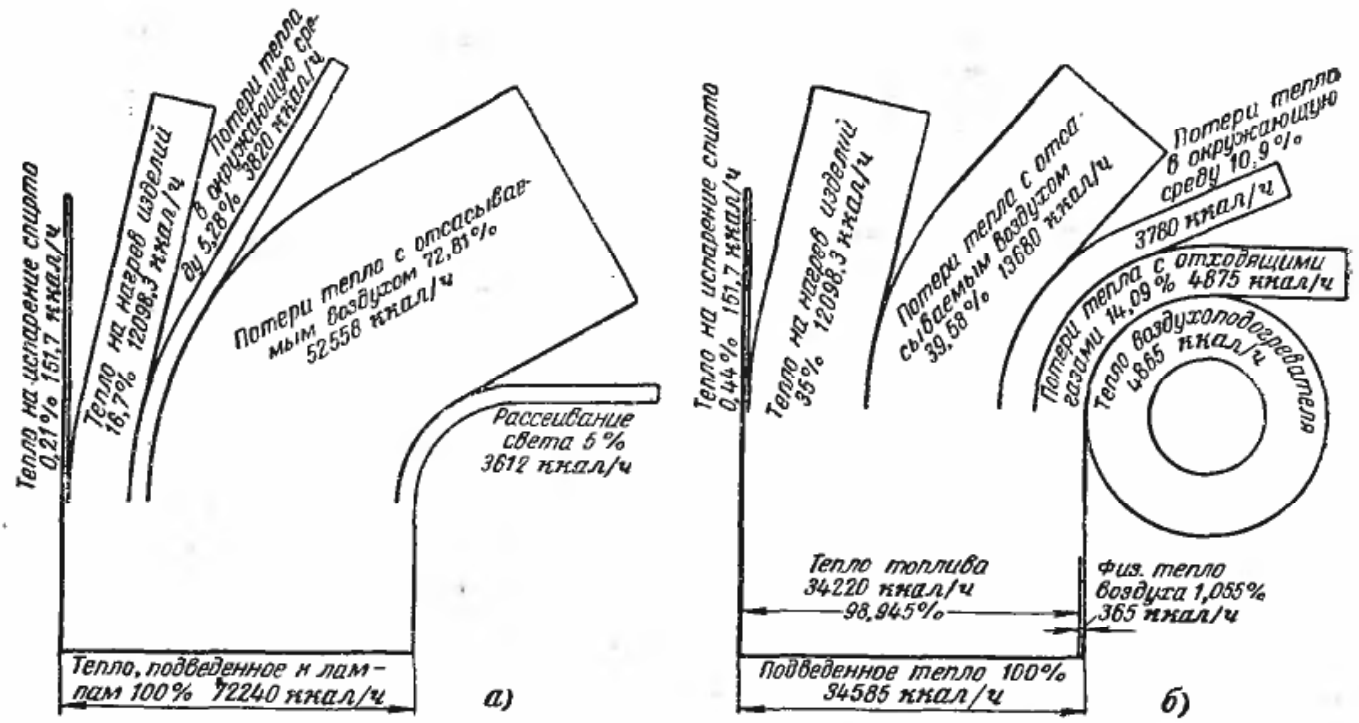


Рис. 7-21. Диаграмма комплексных тепловых балансов радиационных сушилок.
а — ламповой сушилки (рис. 7-5); *б* — такой же сушилки с металлическим излучателем, обогреваемым газом.

дительности показаны комплексные тепловые балансы сушильных агрегатов — лампового (рис. 7-5) и такого же агрегата с металлическим излучателем, обогреваемым газом. Сравнение тепловых балансов показывает явные преимущества сушилки с металлическим излучателем. Сравнение тепловой экономичности по тепловому балансу не является полным, так как необходимо еще учесть, что лучистая тепловая энергия в ламповой сушилке получена за счет расхода электроэнергии, которая в свою очередь вырабатывается с суммарным к. п. д. порядка 25%. Это показывает рациональность широкого промышленного применения терморадиационных сушилок с обогревом горячими газами.

7-4. Методика теплового расчета терморадиационных сушилок

Задачей теплового расчета терморадиационных сушилок является определение мощности генератора лучистой энергии и его размеров, для ламповых сушилок — определение количества ламп, для панельных или плоских излучателей — размеров и расположения их в сушильной камере.

При сушке инфракрасными лучами изменяется количество необходимого воздуха для удаления влаги из сушимого материала. В термоизлучающих открытых сушилках обычно определяют не количество воздуха, необходимого для сушки, а кратность воздухообмена в помещении, где находится сушилка. В сушилках закрытого типа расход воздуха определяется или максимально допустимым влагосодержанием его, или предельной концентрацией взрывоопасных паров (при выделениях взрывоопасных растворителей).

При проектировании радиационных сушильных установок, особенно для сушки лакокрасочных покрытий, большое значение имеет определение изменения температуры изделий в процессе их облучения, так как кинетика прогрева определяет время их сушки. Кроме того, эти расчеты позволяют определить максимально достижимую температуру нагрева изделий, что также имеет очень важное значение.

Для решения такой задачи рассмотрим дифференциальное уравнение применительно к ламповым сушилкам, доказав позднее, что для условий радиационной сушки с небольшими изменениями оно

пригодно и для всех других типов излучателей (панельных, спиральных, трубчатых и т. п.), имеющих газовый или электрический обогрев, а также действительно для расчета радиационного обогрева и сушки тел любой конфигурации, а не только плоской пластины или листов.

Уравнение теплового баланса для условий равномерного прогрева по толщине облучаемого тела можно представить уравнением, в котором энергия, поглощаемая облучаемым телом за время $d\tau$, будет затрачиваться на его нагрев, отдачу тепла нагреваемым телом в окружающее пространство конвекцией и излучением и на испарение из него влаги:

$$0{,}86AES_0d\tau = Gcdt + \alpha_к(t-t_в)Sd\tau + 4{,}9\varepsilon_{пр}\left[\left(\frac{T}{100}\right)^4-\left(\frac{T_0}{100}\right)^4\right]\times Sd\tau + q'rl^{-\varkappa l}d\tau, \qquad (7\text{-}1)$$

где A — коэффициент поглощения излучения облучаемым телом;

E — плотность облучения — плотность лучистого потока по облучаемой поверхности, $вт/м^2$;

S_0 и S — площадь облучаемой и полной поверхностей тела, $м^2$;

τ — время от начала облучения, $ч$;

G — вес облучаемого тела, $кг$;

c — теплоемкость облучаемого тела, $ккал/кг \cdot град$;

t и $t_в$ — температуры тела и окружающего воздуха, °С;

$\alpha_к$ — коэффициент теплоотдачи конвекцией, $ккал/м^2 \cdot ч \cdot град$;

$\varepsilon_{пр}$ — приведенная степень черноты облучаемого тела и внутренних ограждений сушилки;

T и T_0 — температура тела и окружающих поверхностей, °К;

q' — начальная интенсивность или скорость испарения вещества, $кг/м^2 \cdot ч$;

$\varkappa$ — показатель поглощения излучения телом, $1/м$;

l — глубина проницаемости вещества лучистым потоком от его наружной поверхности, $м$.

Вследствие малой величины потерь тепла излучением из-за малого значения температуры облучаемого тела (обычно $T < 400°$ К) можно приближенно принять постоянным отношение суммарной теплоотдачи (конвекцией и излучением) к потере конвекцией:

$$\frac{dQ_к + dQ_и}{dQ_к} = \zeta. \qquad (7\text{-}2)$$

При этом приближенное значение потерь тепла теплоотдачей за время $d\tau$ определится как

$$dQ_к + dQ_и = \alpha_к\zeta(t-t_в)Sd\tau, \qquad (7\text{-}3)$$

где $\alpha_к\zeta = \alpha$ — суммарный коэффициент теплообмена, $ккал/м^2 \cdot ч \cdot град$.

В практических условиях значение суммарного коэффициента α изменяется в пределах от 16 до 20 $ккал/м^2 \cdot ч \cdot град$.

Принимая также с приближением, что скорость испарения влаги постоянна и равна средней интенсивности q', можно представить уравнение теплового баланса облучаемого тела в следующем виде:

$$0{,}86AEd\tau = \frac{c\gamma}{\sigma}\bar{S}dt + \alpha\bar{S}(t-t_в)\,d\tau + q'r\bar{S}d\tau, \qquad (7\text{-}4)$$

где $\bar{S} = \frac{S}{S_0}$ — отношение площадей полной поверхности и облучаемой ее части;

$\sigma = \frac{S}{V}$ — отношение площади полной поверхности облучаемого тела к его объему;

γ — удельный вес облучаемого тела, $кг/м^3$.

Разделив переменные в полученном дифференциальном уравнении и заменив в нем

$$B = \frac{(0{,}86AE - q'r\bar{S})\,\sigma}{c\gamma\bar{S}}$$

и

$$D = -\frac{\alpha\sigma}{c\gamma},$$

получим окончательный вид уравнения теплового баланса облучаемого тела:

$$d\tau = \frac{dt}{B + D(t - t_в)}. \qquad (7\text{-}5)$$

Интегрируем полученные выражения по τ от $\tau = 0$ до $\tau = \tau_i$ и по t от значений начальной температуры $t_н$ до конечной температуры t_i, соответствующей времени нагрева τ_i:

$$\int_0^{\tau_i} d\tau = \int_{t_н}^{t_i} \frac{dt}{B + D(t - t_в)};$$

получим уравнение кинетики нагрева облучаемого тела:

$$\tau_i = \frac{1}{D} \ln \frac{B + D(t_i - t_в)}{B + D(t_н - t_в)}, \qquad (7\text{-}6)$$

или

$$e^{D\tau_i} = \frac{B + D(t_i - t_в)}{B + D(t_н - t_в)}. \qquad (7\text{-}7)$$

Проведем анализ полученного уравнения для различных практических случаев.

Первый случай. Радиационная сушка производится в ламповой переносной сушилке, не имеющей ограждений, и температура окружающей среды — воздуха — в помещении изменяется настолько незначительно, что ее можно принять без особой погрешности в расчетах постоянной и равной начальной температуре материала: $t_в = t_н = \text{const}$. Количество тепла, передаваемого лампами, также принимается постоянным. В этом случае уравнение (7-7) примет следующий вид:

$$B + D(t_i - t_в) = Be^{D\tau_i}, \qquad (7\text{-}8)$$

или

$$t_i = t_н + \frac{B}{D}(e^{D\tau_i} - 1). \qquad (7\text{-}9а)$$

Подставив значения параметров B и D, получим:

$$t_i = t_н + \frac{0{,}86AE - rq'\bar{S}}{\alpha\bar{S}}\left(1 - e^{-\frac{\alpha\sigma}{c\gamma}\tau_i}\right). \qquad (7\text{-}9б)$$

Из полученного равенства видно, что рост температуры тела по мере облучения подчиняется экспоненциальной зависимости. При $\tau = \infty$ или практически (с погрешностью не более 5%) для $\tau_i \geqslant 3\frac{c\gamma}{\alpha\sigma}$ устанавливается баланс между энергией, поглощаемой телом, и тепловыми потерями в окружающую среду. Этому моменту соответствует установившаяся температура облучаемого тела, равная:

$$t_у = t_н + \frac{0{,}86AE - rq'\bar{S}}{\alpha\bar{S}}. \qquad (7\text{-}10)$$

Для лакокрасочных сушилок количество тепла, затрачиваемого на испарение уайт-спирита или другого растворителя, невелико по сравнению с другими расходами тепла, поэтому величиной $rq'\bar{S}$ можно пренебречь и уравнения (7-9б) и (7-10) представить в следующем виде:

$$t_i = t_н + \frac{0{,}86AE}{\alpha\bar{S}}\left(1 - e^{-\frac{\alpha\sigma}{c\gamma}\tau_i}\right); \qquad (7\text{-}11)$$

$$t_у = t_н + \frac{0{,}86AE}{\alpha\bar{S}}. \qquad (7\text{-}12)$$

Длительность неустановившегося теплового режима тела от начала облучения до момента достижения установившейся температуры растет с увеличением теплоемкости и удельного веса облучаемого тела, а также с уменьшением отношения площади поверхности к объему облучаемого тела. Значение установившейся температуры определяется в основном плотностью облучения, коэффициентом поглощения, коэффициентом теплообмена и отношением площадей облучаемой и полной поверхностей облучаемого тела.

Второй случай. Сушка производится в закрытой ламповой сушилке при постоянной температуре воздуха, которая больше, чем начальная температура материала ($t_в > t$). В этом случае уравнение (7-5) с прежней заменой многочленов B и D будет иметь вид:

$$d\tau = \frac{dt}{B + D(t_в - t)}.$$

В этом уравнении B имеет прежнее значение, а

$$D = \frac{a\sigma}{c\gamma}.$$

Проинтегрировав в тех же пределах

$$\int_0^{\tau_i} d\tau = \int_{t_н}^{t_i} \frac{dt}{B + D(t_в - t)},$$

получим:

$$\ln \frac{B + D(t_в - t_н)}{B + D(t_в - t_i)} = D\tau$$

и

$$t_i = t_в - \frac{[B + D(t_в - t_н)]\, e^{-D\tau} - B}{D}. \quad (7\text{-}13)$$

Максимально возможная или установившаяся температура облучаемого тела при $\tau_i = \infty$ или практически (с погрешностью не более 5%) для $\tau_i \geqslant 3\frac{c\gamma}{a\sigma}$ будет равняться

$$t_у = t_в + \frac{B}{D} = t_в + \frac{0{,}86AE - rq'\overline{S}}{a\overline{S}}. \quad (7\text{-}14)$$

Условие, при котором изделие достигает температуры нагретого воздуха ($t_i = t_в$):

$$[B + D(t_в - t_н)]\, e^{-D\tau} = B. \quad (7\text{-}15)$$

Третий случай. Сушка производится в закрытой радиационной ламповой сушилке при условии, что воздух и материал имеют одинаковую температуру и нагреваются равномерно и разность их температур при этом настолько незначительна, что ею можно пренебречь.

В этом случае $t_н - t_в = t_в - t_н = 0$ и уравнение (7-5) будет иметь вид:

$$d\tau = \frac{dt}{B}. \quad (7\text{-}16)$$

После интегрирования получим:

$$\tau = \frac{t_i - t_н}{B}, \quad (7\text{-}17)$$

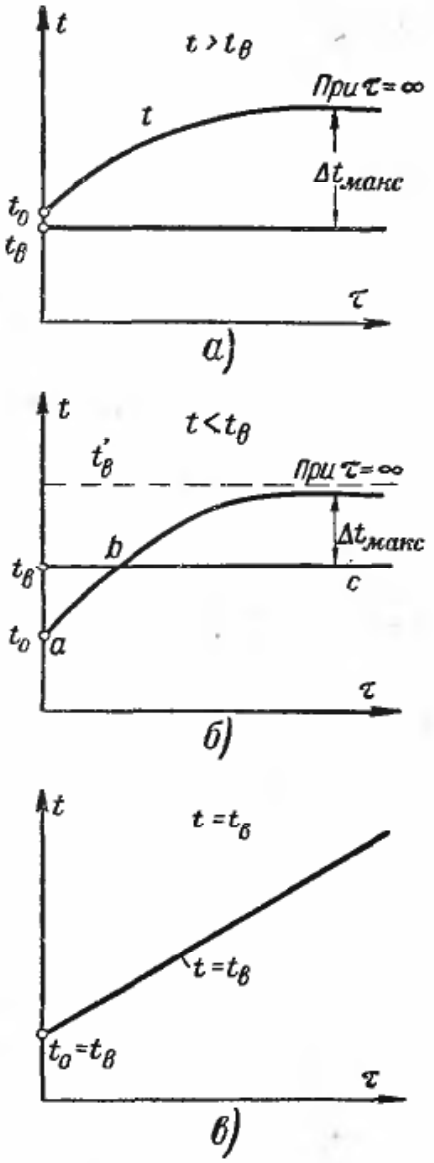


Рис. 7-22. Графики изменения температуры нагреваемого изделия и воздуха при радиационной сушке.

или

$$t_i = t_н + \frac{\tau(0{,}86AE - q'r\overline{S})\sigma}{c\gamma\overline{S}}. \quad (7\text{-}18)$$

На рис. 7-22 для рассмотренных случаев радиационной сушки представлены графики изменения температуры по времени. Третий вариант представляет только теоретический интерес и на практике не встречается.

Второй вариант является наиболее распространенным случаем радиационно-конвективной сушки. Следует заметить, что для интенсификации процесса сушки необходимо нагревать воздух выше конечной температуры материала, как показано пунктирной линией на рис. 7-22,б, так как в противном случае он на участке bc (рис. 7-28,б), охлаждая сушимый материал, будет играть отрицательную роль.

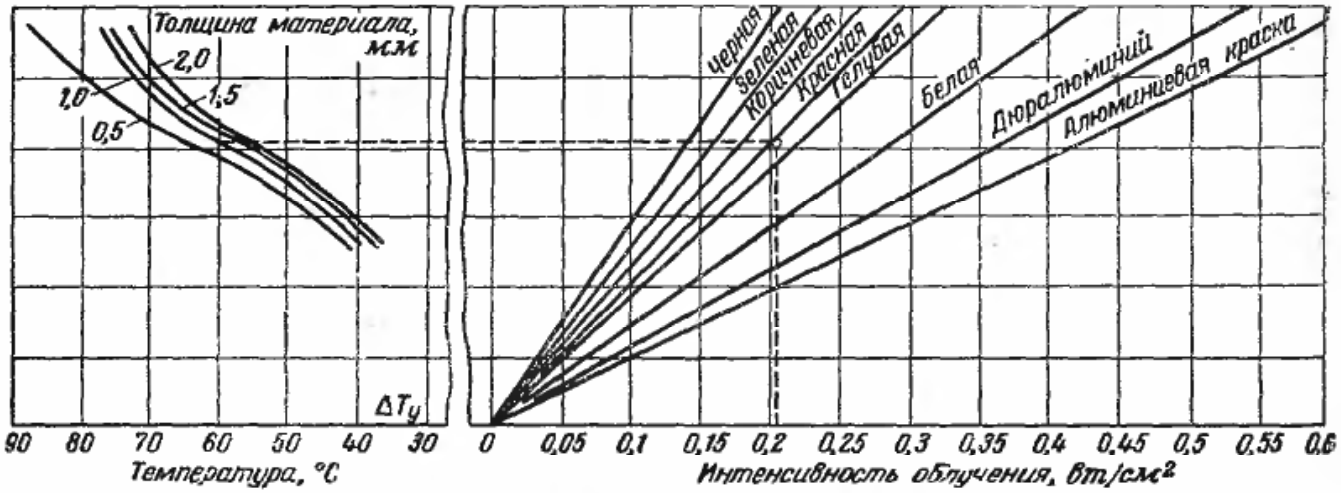


Рис. 7-23. Номограмма для определения установившейся температуры на металлической поверхности, окрашенной разными красками.

Следует заметить также, что во всех практических расчетах следует пользоваться уравнением (7-6), как это показано в примере 7-1.

Уравнения (7-10) и (7-14) могут быть использованы для определения в лабораторных или производственных условиях суммарного коэффициента теплоотдачи:

$$\alpha = \frac{0{,}86AE - rq'\overline{S}}{(t_у - t_н)\overline{S}}, \qquad (7\text{-}19)$$

или

$$\alpha = \frac{0{,}86AE - rq'\overline{S}}{(t_у - t_в)\overline{S}}. \qquad (7\text{-}20)$$

Для первого случая в 1947 г. по предложению и при консультации проф. В. В. Мешкова была разработана номограмма (рис. 7-23), дающая возможность легко рассчитать энергетический режим, требующийся для сушки лампами металлических листов любого цвета окраски.

Расчет плотности лучистого потока с помощью номограммы производится так: задаются разностью температур Δt между материалом и воздухом, затем проводят вертикальную линию до пересечения с наклонной прямой (толщина материала, *мм*). Из этой точки следуют по горизонтали до пересечения с диагональю, указывающей цвет краски. Далее, опускаются на абсциссу и находят плотность лучистого потока E *вт/см²*. При расчете радиационных ламповых сушилок необходимо определить расход электроэнергии и число ламп; для этого могут быть использованы следующие уравнения.

Энергетическая освещенность

$$E = \frac{\overline{\alpha S}(t - t_в)}{0{,}86A}\ вт/см^2, \qquad (7\text{-}21)$$

где t и $t_в$ — максимальная или установившаяся температура материала и температура окружающей среды в сушилке, °С; α — коэффициент теплоотдачи, *вт/см² · град*.

Остальные величины имеют прежние обозначения. По этому уравнению построена и номограмма для стальных листов различных толщин и коэффициентов A. Неточность такой номограммы определяется тем, что α зависит от температуры листов и является суммарным коэффициентом: $\alpha = \alpha_{конв} + \alpha_{луч}$. При $\alpha = const$ она дает весьма приближенные значения.

Энергетическая освещенность или плотность облучения E и расстояние между лампами l при расположении ламп в коридорном порядке:

$$E = \frac{Pua}{l^2}; \qquad (7\text{-}22а)$$

$$l = \sqrt{\frac{Pua}{E}}; \qquad (7\text{-}23а)$$

для шахматного расположения

$$E = \frac{Pua}{0{,}87l^2}; \qquad (7\text{-}22б)$$

$$l = 0{,}93\sqrt{\frac{Pua}{E}}, \qquad (7\text{-}23б)$$

где E — энергетическая освещенность или плотность облучения, $вт/м^2$;

P — мощность лампы, $вт$;

u — коэффициент эффективности источника, зависящий от степени заполнения облучаемыми изделиями пространства и от отношения длины камеры L к h — расстоянию от ламп до облучаемой поверхности.

В практических условиях u изменяется в пределах $0{,}7 - 0{,}85$; a — коэффициент многократных отражений:

$$a = \frac{1}{1 - \rho_к \rho_п \psi}, \qquad (7\text{-}24)$$

где $\rho_к$ — коэффициент отражения камеры;

$\rho_п$ — коэффициент отражения поверхности облучения изделий;

ψ — доля потока, отраженного камерой.

Обычно $\psi = 0{,}7 \div 0{,}8$; $\rho_к = 0{,}2$; $\rho_п = 0{,}5$.

Лучистый поток, упавший на поверхность изделий,

$$\Phi_п = ES_0 = \Phi_л n u a, \qquad (7\text{-}25)$$

где $\Phi_л$ — лучистый поток от лампы; n — число ламп; u и a имеют прежние значения;

$$\Phi_л = P\eta, \qquad (7\text{-}26)$$

где P — мощность лампы, $вт$; η — энергетический к. п. д. лампы; обычно $\eta = 0{,}7 \div 0{,}75$.

Из уравнения (7-25) можно определить число ламп при заданном их расположении в сушильной камере:

$$n = \frac{\Phi_п}{\Phi_л u a} = \frac{ES_0}{P\eta u a}. \qquad (7\text{-}27)$$

Обычно вводят коэффициент запаса $\kappa = 1{,}1 \div 1{,}2$, т. е. число ламп, полученных по этому уравнению, увеличивают на 10—20%.

Расход энергии на сушилку

$$Э = \kappa P n = \frac{\kappa E S_0}{\eta u a}. \qquad (7\text{-}28)$$

При установившемся режиме, когда температура материала становится постоянной, если пренебречь расходом тепла на испарение влаги (что вполне допустимо, особенно для лакокрасочных сушилок), все подводимое тепло идет на компенсацию потерь материалом тепла в окружающую среду; в этом случае

$$0{,}86 Э \eta u a A = \alpha (t_у - t_в) \bar{S} S_0, \qquad (7\text{-}29)$$

а расход электроэнергии

$$Э = \frac{\kappa \alpha (t_у - t_в) \bar{S} S_0}{0{,}86 \eta u a A}\ вт. \qquad (7\text{-}30)$$

Энергетическая освещенность

$$E = \frac{Э \eta u a}{S_0}\ вт/см^2. \qquad (7\text{-}31)$$

Анализируя приведенную зависимость, можно установить, что расход электроэнергии или тепла на радиационную сушку увеличивается с повышением разности температур облучаемой поверхности и окружающей ее среды — воздуха, с увеличением суммарного коэффициента теплоотдачи, с увеличением отношения $\bar{S} = S/S_0$ и с уменьшением коэффициента A поглощения тепла облучаемой поверхностью. Он также зависит от расположения излучающих ламп в сушильной камере. Это позволяет сделать следующие практические выводы, которыми следует руководствоваться при проектировании сушильных установок [Л. 8 и 11]:

1. Терморадиационные сушильные устройства следует проектировать закрытыми, приближая температуру окружающей среды к температуре поверхности изделия.

2. Скорость воздуха в сушилке не должна превышать необходимой по условиям воздухообмена, диктуемого противопожарными нормами.

3. Применение терморадиационных сушильных устройств особенно эффективно при сушке тонкостенных изделий с большим коэффициентом поглощения лучистого потока.

4. Необходимо рационально располагать излучатели в сушильной

камере и достигать наибольшего заполнения конвейера сушимыми изделиями.

5. При проектировании радиационных сушилок необходимо стремиться к тому, чтобы лучистый поток распределялся равномерно по всей поверхности изделия (или $\bar{S}=\frac{S}{S_0}\approx 1$).

Изделия не должны закрывать друг друга, так как в противном случае одни из них будут пересыхать, в то время как другие будут недосушиваться, что может вызвать брак или неудовлетворительное качество сушки.

Анализ методики расчета ламповых сушилок показывает, что тепловые потери, определяемые коэффициентами η и u, идут на нагрев рециркулирующего воздуха, а также ограждений сушилки. Они могут вызвать значительное повышение температуры в сушилках, имеющих ограждения, а следовательно, снизить расход тепла, так как уменьшают время сушки деталей. Количество тепла, переданного воздуху, можно приближенно определить из следующего балансового уравнения:

$$Q_в = 0{,}86Э - (Q_м + Q_и + Q_5), \qquad (7\text{-}32)$$

где $Q_м$ — расход тепла на нагрев материала;

$Q_и$ — расход тепла на испарение влаги или растворителя;

Q_5 — потери тепла ограждениями сушилки.

Количество тепла $Q_в$ может составлять значительную величину; зная его, можно определить температуру воздуха в сушилке:

$$t = t_в + \frac{Q_т}{Lc}, \qquad (7\text{-}33)$$

где $t_в$ — температура наружного воздуха при входе в сушилку, °С;

L — количество воздуха по условиям пожарной безопасности, *кг*;

c — теплоемкость воздуха, *ккал/кг · град.*

Это позволяет учесть роль воздуха в процессе радиационной сушки. Однако расход воздуха не должен превышать или быть ниже требуемого по условиям пожарной безопасности, что следует учитывать при проектировании сушилок.

Пример 7-1. Определить количество ламп, расход электроэнергии и продолжительность терморадиационной сушки металлических листов, окрашенных железным суриком, имеющим коэффициент поглощения $A=0{,}9$, при следующих условиях: стальные листы толщиной 1 *мм* подаются в сушилку пластинчатым конвейером, односторонне сверху облучаются зеркальными сушильными лампами мощностью каждая 250 *вт* и нагреваются до 160° С. Сушилка сверху экранирована. Производительность сушилки 60 *пог. м листа/ч*. Ширина листа $b=0{,}8$ *м*. Скорость конвейера $v=1$ *м/мин*. Температура среды в сушилке $t_в=80°$ С. Коэффициент теплоотдачи $\alpha=14$ *ккал/м²·ч* × × *град*, или $1{,}62\cdot 10^{-3}$ *вт/см² · град*. Остальные величины в расчете принять следующими: энергетический к. п. д. ламп $\eta=0{,}7$; коэффициент эффективности ламп $u=0{,}7$. При одностороннем облучении $\bar{S}=\frac{S}{S_0}=2$. Коэффициент запаса $k=1{,}1$. Энергетическую освещенность определяем из условия, что максимальная или установившаяся температура материала на 10° С выше температуры нагрева листов:

$$E = \frac{\bar{S}\alpha(t - t_в)}{A} = \frac{2\cdot 1{,}62\cdot 10^{-3}(170-80)}{0{,}9} =$$

$$= 0{,}324 \text{ вт/см}^2, \text{ или } 3\,240 \text{ вт/м}^2.$$

Определяем продолжительность сушки от начальной температуры материала $t_н = 20$ до $t_i = 160°$ С по основной формуле (7-6):

$$\tau = \frac{1}{D}\ln\frac{B + D(t_i - t_в)}{B + D(t_н - t_в)};$$

$$B \approx \frac{0{,}86EA\sigma}{c\gamma\bar{S}} = \frac{0{,}86\cdot 3\,240\cdot 0{,}9\cdot 10^3}{0{,}11\cdot 7{,}8\cdot 10^3\cdot 2} = 1\,440,$$

где

$$\sigma = \frac{S}{V} = \frac{S}{S\sigma} = \frac{1}{\sigma} = 10^3;$$

$$D = -\frac{\alpha\sigma}{c\gamma} = -\frac{14\cdot 10^3}{0{,}11\cdot 7{,}8\cdot 10^3} = -16{,}3.$$

Получаем:

$$\tau = \frac{1}{-16{,}3}\ln\frac{1\,460 + (-16{,}3)(160-80)}{1\,460 + (-16{,}3)(20-80)} =$$

$$= 0{,}167 \text{ ч, или } 10 \text{ мин.}$$

Поверхность листов, облучаемая в сушилке,

$$F = vb\tau = 1\cdot 0{,}8\cdot 10 = 8 \text{ м}^2.$$

Расход электроэнергии на сушилку

$$Э = \frac{EF}{\eta a} = \frac{3\,240 \cdot 8}{0{,}7 \cdot 0{,}7 \cdot 1{,}07} =$$

$$= 50\,000 \text{ вт, или } 50 \text{ квт,}$$

где

$$a = \frac{1}{1 - \rho_к \rho_п \psi} = \frac{1}{1 - 0{,}2 \cdot 0{,}5 \cdot 0{,}7} = 1{,}07.$$

Количество ламп, установленных в сушилке

$$n = \frac{Э}{P} = \frac{50}{0{,}25} = 200 \text{ ламп,}$$

или

$$\frac{0{,}8 \cdot 200}{8} = 20 \text{ ламп на 1 пог. м.}$$

Пример 7-2. Сравнить при всех прочих равных условиях, насколько изменятся энергетическая освещенность и расход электроэнергии (по сравнению с предыдущим вариантом), если температура окружающей среды будет $t_в = 20°$ С и $t_в = 150°$ С. Производим соответствующие расчеты и данные подставляем в табл. 7.

Таблица 7-2

Расчетные данные примера 7-2

Наименование расчетных величин	Температура окружающей среды, °С		
	20	80	150
Энергетическая освещенность E, $вт/см^2$	5 420	3 240	720
B	2 440	1 460	324
D	—16,3	—16,3	—16,3
τ, *сек*	10	10	10
Расход электроэнергии $Э$, *квт·ч* . . .	83,5	50	11,2

Пример показывает огромные потери электроэнергии, если сушилка не имеет ограждении ($t_в = 20°$ С), огромную роль конвективного теплообмена и целесообразность повышения температуры воздуха, а также его подогрева другими источниками тепла в целях экономии электроэнергии.

Пример 7-3. Сравнить, насколько уменьшится продолжительность сушки, если энергетическую освещенность при $t_в = 20°$ С сохранить при $t_в = 80°$ С или, что то же, энергетическую освещенность при $t_в = 80°$ С сохранить при $t_в = 150°$ С.

Производим соответствующие расчеты и данные подставляем в табл. 7-3.

Увеличение энергетической освещенности позволяет при той же температуре окружающей среды быстрее нагреть материал и увеличить производительность сушилки. Выбор оптимальных условий следует делать на основе технико-экономического расчета.

Приведенные выше уравнения для теплового расчета ламповых сушилок применимы также для расчета радиационных сушилок с трубчатыми электронагревателями и металлическими или керамическими излучающими панелями, обогреваемыми электроспиралями или горячим газом, если температура излучающих поверхностей не ниже 400° С, а температура нагреваемого материала не превышает 100—150° С. В этом случае в указанные формулы вместо величины $0{,}86E$ подставляется Q *ккал/ч*, подсчитанное по формуле (7-34), причем в этом случае влиянием обратного отражения лучистого потока пренебрегают и уравнение (7-34) представляют в следующем виде:

$$Q = 4{,}9 \varepsilon_{пр} \left(\frac{T_1}{100}\right)^4 H.$$

При температурах подогрева материала выше 100—150° С вследствие обратного отражения количество тепла, передаваемого материалу излучением, резко изменяется, и эти уравнения могут дать значительную ошибку. В таком случае определение мощности теплоизлу-

Таблица 7-3

Расчетные данные примера 7-3

Наименование расчетной величины	Температура окружающей среды $t_в$, °С			
	80	80	150	150
Энергетическая освещенность E, $вт/см^2$	3 240	5 420	720	3 240
B	1 460	2 440	324	1 460
D	—16,3	—16,3	—16,3	—16,3
τ, *сек*	10	4,1	10	3,7
Расход электроэнергии $Э$, *квт·ч* . .	50	83,5	11,2	50

чателя ведется на основе формул лучистого теплообмена. Среда между телами считается не поглощающей лучистую энергию. При расчете панельных или трубчатых излучателей исходят из условия, что в замкнутой системе, состоящей из двух серых тел произвольной формы, количество тепла, передаваемого от поверхности тела *1* к поверхности тела *2*, определяется по формуле

$$Q = 4{,}9\varepsilon_{пр}\left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right] H, \quad (7\text{-}34)$$

где Q — количество тепла, передаваемого излучением от тела *1* к телу *2* в результате их взаимного излучения и поглощения, *ккал/ч*;

T_1 и T_2 — абсолютные температуры поверхностей тела *1* и тела *2*, °К;

величина $H = \varphi_{1-2}F_1 = \varphi_{2-1}F_2$ называется взаимной излучающей поверхностью тела *1* и тела *2*;

F_1, F_2 — поверхности тела *1* и тела *2*;

φ_{1-2} и φ_{2-1} — средние на поверхности коэффициенты облученности тела *1* на тело *2* и тела *2* на тело *1*.

$$H = \int_{F_1} dF_1 \int_{F_2} \frac{\cos\psi_1 \cos\psi_2}{\pi r^2} dF_2, \quad (7\text{-}35)$$

где ψ_1 и ψ_2 — углы, составленные направлением излучения с нормалями к площадкам dF_1 и dF_2;

r — расстояние между площадками;

H, φ_{1-2} и φ_{2-1} — чисто геометрические параметры, зависящие только от формы в взаимного расположения тел;

$\varepsilon_{пр}$ — приведенная степень черноты системы:

$$\varepsilon_{пр} = \frac{1}{1 + \left(\frac{1}{\varepsilon_1} - 1\right)\varphi_{1-2} + \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1\right)\varphi_{2-1}}. \quad (7\text{-}36)$$

Здесь ε_1^* и ε_2 — степени черноты тел *1* и *2*.

Для двух неограниченных параллельных серых плоскостей ($\varphi_{1-2} = \varphi_{2-1} = 1$)

$$\varepsilon_{пр} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1}. \quad (7\text{-}37)$$

Для двух серых поверхностей, образующих замкнутую систему, когда меньшая поверхность не имеет вогнутостей $\left(\varphi_{1-2} = 1;\ \varphi_{2-1} = \frac{F_1}{F_2}\right)$,

$$\varepsilon_{пр} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{F_1}{F_2}\left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1\right)}. \quad (7\text{-}38)$$

Наибольшие трудности могут встретиться при определении H — величины взаимной излучающей системы или поверхности тела — или соответствующих коэффициентов облученности тела φ_{1-2} или φ_{2-1}. Наиболее просто данная задача может быть решена с помощью разработанной Г. Л. Поляком [Л. 11 и 27] алгебры однородных потоков.

Использование метода Г. Л. Поляка позволяет решить этот вопрос для любых излучающих систем или схем, встречающихся на практике.

Согласно этому методу имеются расчетные таблицы [Л. 11], в которых приведены формулы, позволяющие определять значения H, φ_{1-2} и φ_{2-1} для типичных случаев теплообмена излучением. По методу Г. Л. Поляка могут быть определены и оптико-геометрические коэффициенты для трубчатых электронагревательных элементов. Такие данные можно найти в работах А. Д. Свенчанского [Л. 27]. Уравнение теплового баланса процессов тепло- и массопередачи при радиационном способе подвода тепла должно учитывать влияние не только конвективного, но в ряде случаев и контактного тепло- и массообмена, особенно в том случае, когда облучаемые изделия расположены на ме-

* В условиях инженерных расчетов принимают, что числовые величины степени черноты ε и поглощательной способности A равны и не зависят от спектрального состава излучающих тел.

таллическом конвейере с большими промежутками, и в общем виде по аналогии с уравнением (7-1) может быть представлено следующим уравнением:

$$4{,}9\varepsilon_{пр}\left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4-\left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right]Hd\tau=$$

$$=\left(c_0+\frac{w}{100}\right)G_{сух}\,dt+\alpha(t-t_в)Sd\tau+$$

$$+q_к+q're^{xl}Sd\tau, \qquad (7\text{-}39)$$

где c_0 — теплоемкость абсолютно сухого материала, *ккал/кг·град*;

w — влажность материала, %;

$G_{сух}$ — вес абсолютно сухого материала, *кг*;

$q_к=\frac{\lambda}{\delta}F_к\Delta t$ — передача тепла контактным путем,

где $F_к$ — поверхность контакта;

λ и δ — коэффициент теплопроводности и толщина паровоздушного слоя, определяемые экспериментально;

Δt — соответствующий перепад температур.

Остальные члены имеют прежние обозначения.

Методика расчета высокотемпературных радиационных лакокрасочных сушилок при подогреве изделия до температур выше 150° С с плоскими излучающими панелями или трубами весьма громоздка, так как в этом случае нельзя принять постоянным количество тепла, передаваемого материалу, вследствие его значительного нагрева и значительной величины $\left(\frac{T_2}{100}\right)^4$ в уравнении (7-34). В таком случае независимо от типа сушилок (непрерывного или периодического действия) расчет ведется по формуле (7-34). При этом расчете необходимо знать коэффициент конвективной теплоотдачи, термические константы материала, температуру излучателя и изменение температуры воздуха в сушилке по времени или по отдельным зонам.

На основе этих данных, задаваясь предварительно продолжительностью сушки материала, определяют методом приближенных вычислений изменение температуры материала в сушилке и проверяют принятую продолжительность его сушки. Расчет ведут для сушилок периодического действия, разбивая весь процесс сушки на отдельные периоды, а для сушилок непрерывного действия — по отдельным зонам сушилки.

При расчете радиационных сушилок с металлическими излучающими панелями, в которых рециркулирует горячий газ, необходимо путем подбора соответствующих сечений и скоростей газа в панелях обеспечить равенство между количеством тепла, переданного от горячих газов к стенке, и количеством тепла, переданного от стенок лучеиспусканием.

ГЛАВА ВОСЬМАЯ

КОНТАКТНАЯ СУШКА МАТЕРИАЛОВ

8-1. Контактная сушка материалов нагретой поверхностью

В большинстве случаев контактная сушка материалов осуществляется за счет тепла, полученного ими при соприкосновении с нагретой плоской или цилиндрической поверхностью. Часто нагрев поверхности производится водяным паром, а в некоторых случаях — горячей водой или высококипящими органическими веществами. На выбор теплоносителя существенно влияет допустимая для материала температура. Паровой обогрев применяют обычно для материалов, выдерживающих в сухом состоянии температуру 100—110° С.

Для интенсификации контактной сушки материала требуется повышение температуры греющей поверхности, однако при нагреве конденсирующимся паром увеличение температуры требует повыше-

ния давления, что связано с удорожанием сушилки и парового хозяйства. Если пар заменить расплавленными органическими веществами, кипящими при высоких температурах, например смесью дифенила и дифенилоксида и т. п., то при высоких температурах (до 250° С), толщина вальца или греющей плиты сушилки остается прежней (если эти вещества не нагреваются до кипения и конструкция сушилки не меняется по сравнению с паровой).

Подогрев водой применяют при низких температурах сушки материалов. Дымовые газы для обогрева цилиндров не используются ввиду малого коэффициента теплообмена от газа к стенке.

Конструктивно контактные сушилки выполняются или в виде периодически действующих сушильных барабанов, или в виде сушильных шкафов с расположенными по их высоте обогреваемыми полками или плитами, на которых располагается периодически загружаемый высушиваемый материал, или в виде непрерывно действующих вальцовых или цилиндрических сушилок.

Контактные сушилки работают при атмосферном давлении или вакууме.

Основные типы и конструкции атмосферных контактных сушилок. **Вальцовые сушилки.** Вальцовые сушилки являются сушилками непрерывного действия и предназначаются для сушки жидких органических или неорганических веществ (растворов, коллоидов и суспензий) различных удельного веса, концентраций и вязкостей (текучих, густых и пастообразных), применяемых в химической, пищевой, фармацевтической, дубильной и других отраслях промышленности. В качестве основной части они имеют один или два полых вращающихся вальца, обогреваемых изнутри паром, горячей водой или маслом. На поверхности этих вальцев происходит в течение одного оборота высушивание нанесенного тонким слоем жидкого или пастообразного материала. Сушимый материал в некоторых конструкциях сушилок наносится на валец путем распыления.

На рис. 8-1 показана одновальцовая атмосферная сушилка НИИХиммаша (сушилка СОА). Материал поступает в питающее устройство сушилки через загрузочный патрубок. В питающем устройстве материал тщательно перемешивается специальной мешалкой *4* и наносится на сушильный валец тонким слоем (1—2 *мм*).

В течение одного оборота вальца материал высыхает, отделяется от барабана стальными ножами *5* и поступает в приемное устройство, из которого он при помощи шнека *6* выводится из сушилки. Ножи имеют толщину не более 3 *мм* и длину не более 400 *мм*, так как при большей длине трудно осуществить плотное прилегание лезвия ножа к поверхности вальца и очистить ее от высушенного материала, что может привести к пригоранию этого материала на поверхности барабана и соответственно к недосушке поступающего в сушилку материала.

Ножи располагаются по всей образующей цилиндра и укрепляются в специальных колодках с упорными винтами, чем обеспечивается плотное прилегание ножа к цилиндру независимо от износа ножа. Угол наклона ножа зависит от свойств сушимого материала и регулируется держателем, который вращается на эксцентриковом валу. Нож изготовляется из мягкой стали.

Пар подводится через ту же цапфу, через которую с помощью сифонной трубки отводится конденсат. Мешалки вращаются от шестерни, насаженной на ось вальца. В табл. 8-1 приводится характеристика рассмотренной сушилки[1].

Напряжение поверхности нагрева в вальцовых сушилках со смачиванием составляет $W/\tau F = 30 \div 70$ *кг/м²·ч* в зависимости от

[1] Нашими заводами изготовляются атмосферные вальцовые сушилки и других размеров.

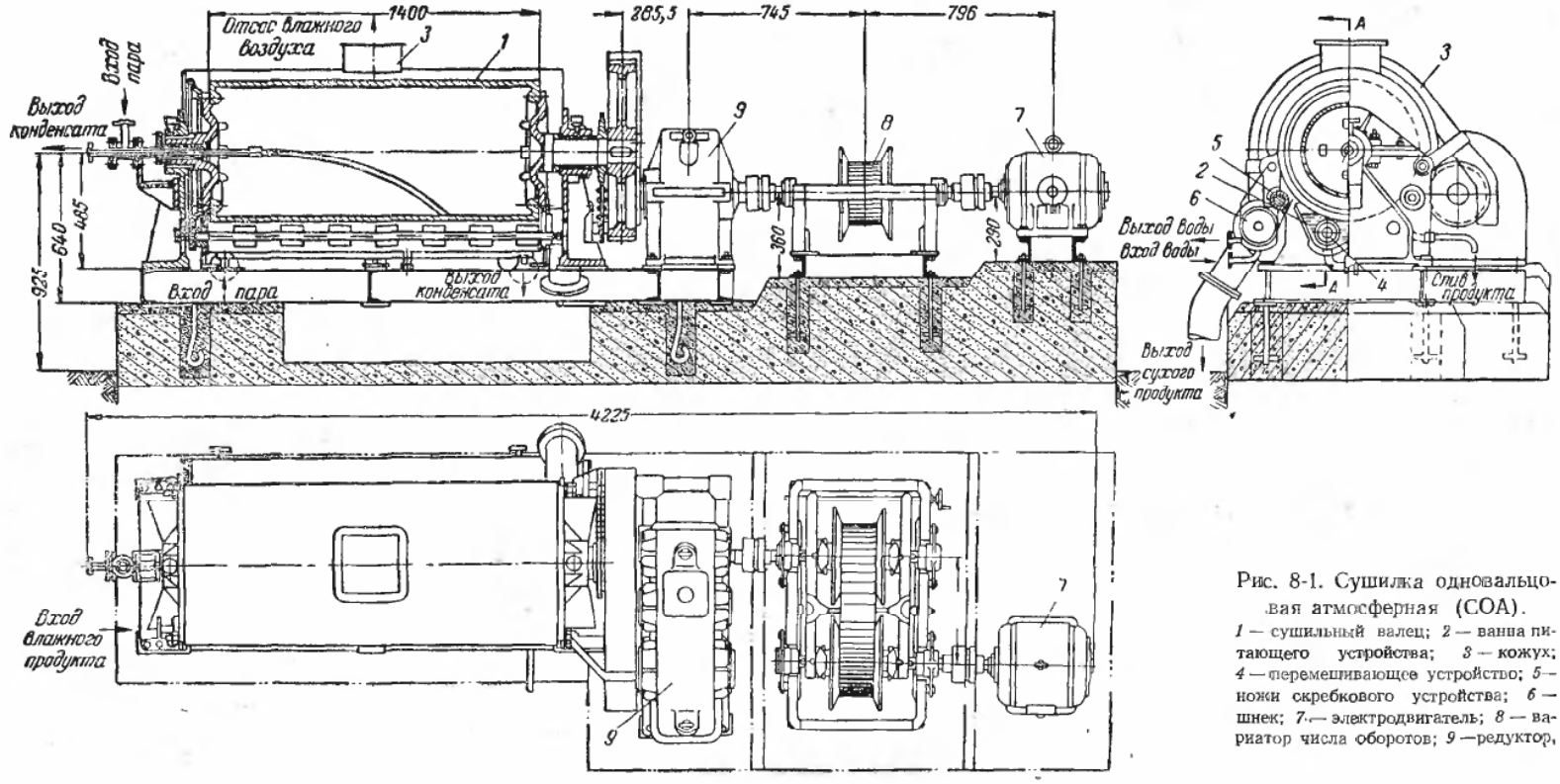


Рис. 8-1. Сушилка одновальцовая атмосферная (СОА).

1 — сушильный валец; *2* — ванна питающего устройства; *3* — кожух; *4* — перемешивающее устройство; *5* — ножи скребкового устройства; *6* — шнек; *7* — электродвигатель; *8* — вариатор числа оборотов; *9* — редуктор.

Таблица 8-1

Краткие характеристики сушилок типа СОА

Тип сушилки	Основные размеры вальцов, *мм*		Поверхность нагрева вальцов, *м²*		Скорость вращения, *об/мин*	Давление насыщенного водяного пара, *ат*
	Диаметр	Длина	общая	рабочая		
СОА 600/1400	600	1 400	2,6	1,8	От 1 до 5	2; 4; 6; 8; 10
СОА 800/2000	800	2 000	5,0	3,5		

рода жидкости и давления пара; например, при сушке молока при

$$w_1 = 88 \div 92\% \text{ и } w_2 = 5 \div 10\%;$$

$$\frac{W}{\tau F} = 50 \div 70 \; кг/м^2 \cdot ч.$$

Цилиндрические сушилки. Цилиндрические сушилки являются сушилками непрерывного действия и применяются для сушки материалов в виде ленты: тканей, бумаги, целлюлозы и т. п. Основной частью этих сушилок являются несколько вращающихся полых цилиндров, обогреваемых паром путем подачи его внутрь цилиндра. Сушка материалов происходит путем соприкосновения их с поверхностью цилиндров. Цилиндры располагаются в сушилках вертикально и горизонтально. Материал огибает цилиндры, соприкасаясь с горячей поверхностью или только одной своей стороной, (угол обхвата цилиндра материалом 280°, рис. 8-2,*а*), или обеими (угол обхвата 245°, рис. 8-2,*б*); в первом случае нужное направление движения полотна достигается при помощи соответствующих роликов, причем полезная поверхность соприкосновения материала с цилиндром здесь значительно выше, чем в случае на рис. 8-2,*а*, из-за увеличения угла обхвата цилиндра материалом.

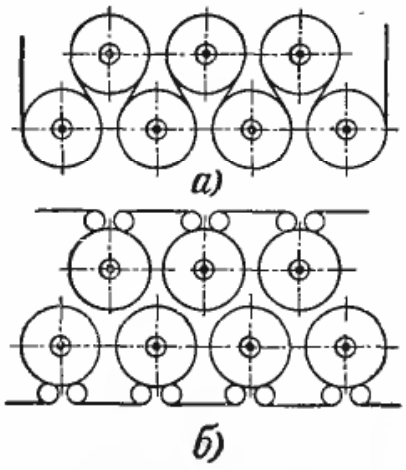


Рис. 8-2. Схемы соприкосновения материала с цилиндрами во время сушки.

а — односторонний охват цилиндров материалом; *б* — двусторонний охват цилиндров материалом.

Вертикальное расположение цилиндров значительно выгоднее с точки зрения занимаемой сушилкой площади здания, однако горизонтальное расположение цилиндров удобнее при заправке материала. Одностороннее соприкосновение материала с цилиндрами осуществляется обычно в том случае, если на лицевой стороне материала имеется выпуклый рисунок или отделка.

На рис. 8-3 показана цилиндрическая сушилка СБ $\frac{24}{2000}$ для хлопчатобумажных тканей, работающая на многих текстильных фабриках, а в табл. 8-2 дана ее техническая характеристика. Сушилка имеет 24 цилиндра, расположенных в ряд. Ткань при сушке огибает последовательно все цилиндры, соприкасаясь с горячей поверхностью цилиндров обеими сторонами, и выходит из сушилки на самосклады-вающий механизм.

Сушильные цилиндры диаметром 570 *мм* выполнены из листовой меди толщиной 3 *мм* и имеют чугунные днища. Цилиндры текстильных сушилок для тканей, пропитанных сернистыми и другими кислыми красителями, выполняются из нержавеющей стали. Цилиндры насажены на днища при помощи колец; после изготовления цилиндры проверяются на станке. Форма днищ делается такой, чтобы обеспечить прочность при данном давлении пара и в то же время не вызвать увеличения веса машины. Пар поступает в цилиндр через пустотелую колонку и буксу и затем

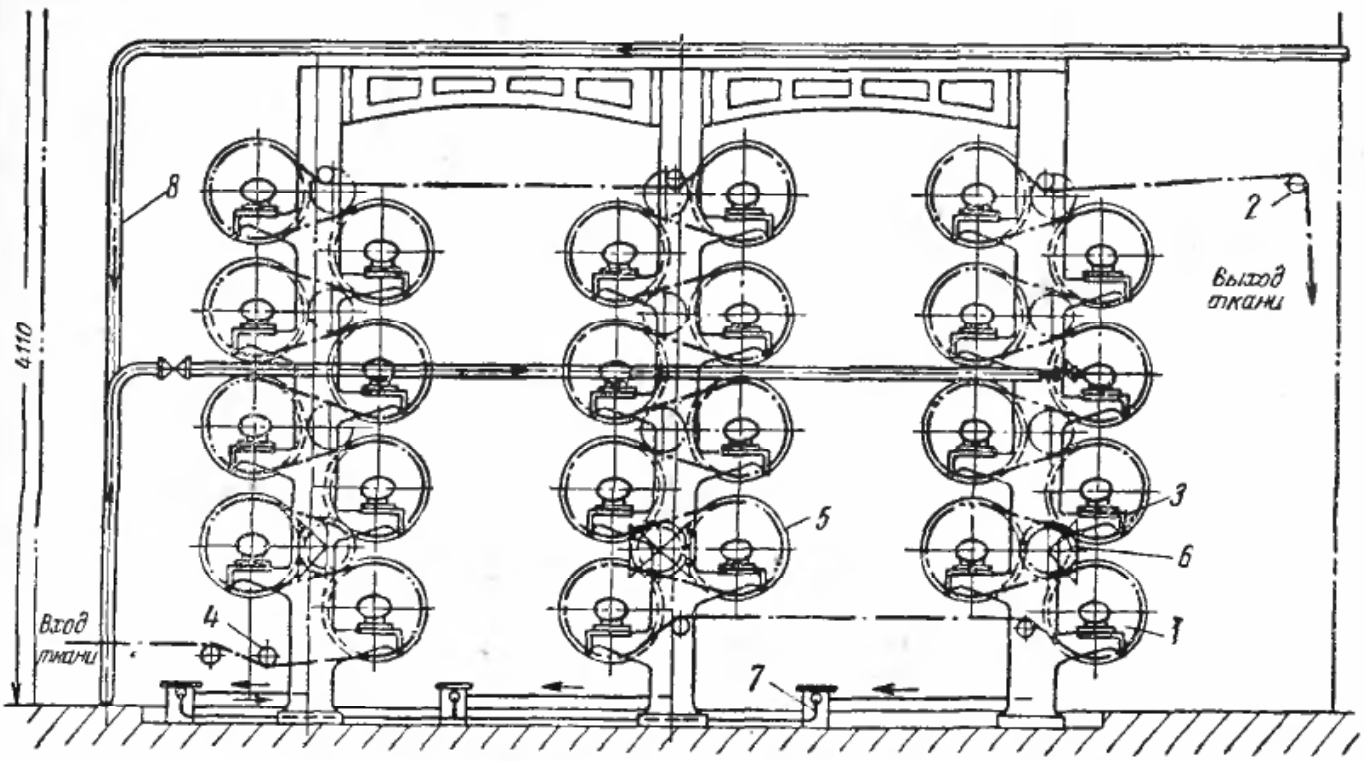


Рис. 8-3. Цилиндрическая сушилка для хлопчатобумажных тканей.

1 — сушильные цилиндры; *2* — направляющие ролики; *3* — станина; *4* — винтовые расправители; *5* — цилиндрические зубчатые колеса; *6* — конические зубчатые колеса; *7* — конденсатоотводчики; *8*—паропровод.

конденсируется на стенках цилиндра.

Цилиндры для сушки ткани обычно выполняются диаметром 570 *мм* и длиной на одно, два и три полотнища ткани. Число оборотов цилиндров составляет от 40 до 50 в минуту. Внутри цилиндра имеется черпак для удаления конденсата, составляющий одно целое с чугунным днищем. Конструкция цилиндра показана на рис. 8-4. При вращении цилиндра черпак захватывает накапливающийся на дне конденсат и по желобам сливает его в коробку, откуда он направляется через цапфу цилиндра в пустотелую колонку, к конденсатоотводчику и далее в конденсатопровод.

В некоторых конструкциях, как и в вальцовой сушилке на рис. 8-1, вместо черпаков конденсат удаляют с помощью сифонной трубы, конец которой внутри цилиндра обращен книзу. При этом собирающийся на

Таблица 8-2

Краткие характеристики цилиндрических сушилок для хлопчатобумажных тканей (рис. 8-3), выпускаемых заводом ИВТЕКМАШ

Марки сушилки	Рабочая ширина, *мм*	Число секций, шт.	Число цилиндров, шт.	Длина заправляемой ткани, *м*	Мощность электродвигателя, *квт*	Габаритные размеры, *мм*			Вес, *т*
						Длина	Ширина	Высота	
СБ-2 $\frac{24}{1\,860}$	1 860	3	24	60	7,4	9 075	4 770	4 195	14,7
СБ-2 $\frac{24}{1\,100}$	1 100	3	24	60	5,9	9 075	4 010	4 195	13,0
СБ-2 $\frac{32}{1\,860}$	1 860	4	32	85	7,4	11 055	4 770	4 195	19,1
СБ-2 $\frac{32}{1\,100}$	1 100	4	32	85	7,4	11 055	4 010	4 195	17,1

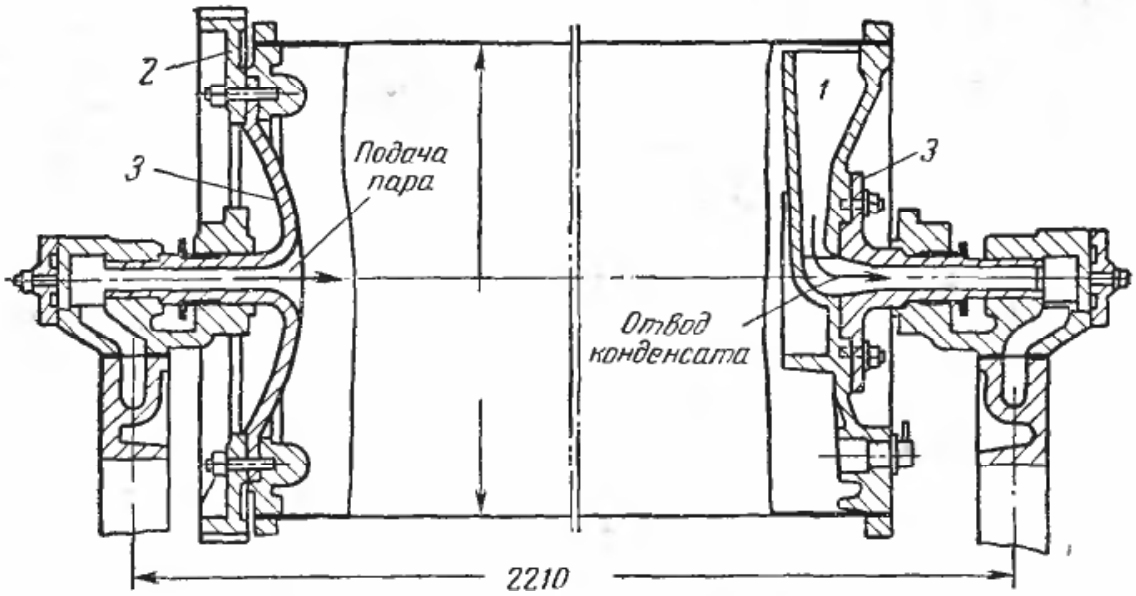


Рис. 8-4. Сушильный цилиндр.

1 — правое днище с черпаком; *2* — левое днище цилиндра; *3* — цапфы.

дне цилиндра конденсат вначале подается в трубу давлением пара, а затем удаляется через нее по принципу сифона. Чтобы вместе с конденсатом не уходил пар, сливную трубу присоединяют также к конденсатоотводчику, автоматически выпускающему конденсат и задерживающему пар.

В цилиндрических сушилках теплоотдача от конденсирующегося пара к внутренней стенке цилиндра ухудшается при работе на замасленном, загрязненном солями и влажном паре, так как масло, накипь и водяная пленка создают значительное сопротивление передаче тепла. На внешней стороне теплоотдача от нагретой стенки цилиндра к материалу ухудшается за счет ржавчины, накопления грязи и клея на поверхности цилиндра, а также при ухудшении контакта между стенкой и сушимым материалом. При паровом обогреве по опытным данным коэффициент теплопередачи в зависимости от вида сушимых материалов и условий эксплуатации может изменяться от 125 до 400 *ккал/м²·ч·град.*

Особенно ухудшается работа сушилки при попадании воздуха в цилиндр (с паром или при охлаждении системы) и при несвоевременном отводе конденсата. Образующийся в цилиндрах и вальцах конденсат никогда полностью не удаляется; при этом оставшийся конденсат частично увлекается внутренней вращающейся поверхностью, образуя на ней некоторую пленку, ухудшающую процесс теплопередачи. Для увеличения производительности сушилки необходимо организовать максимально возможный отвод конденсата путем увеличения разности давлений в вальцах или барабанах и в конденсатопроводе, а также путем улучшения конструкции отводящих черпаков.

На рис. 8-5 приведена схема улучшения отвода конденсата с по-

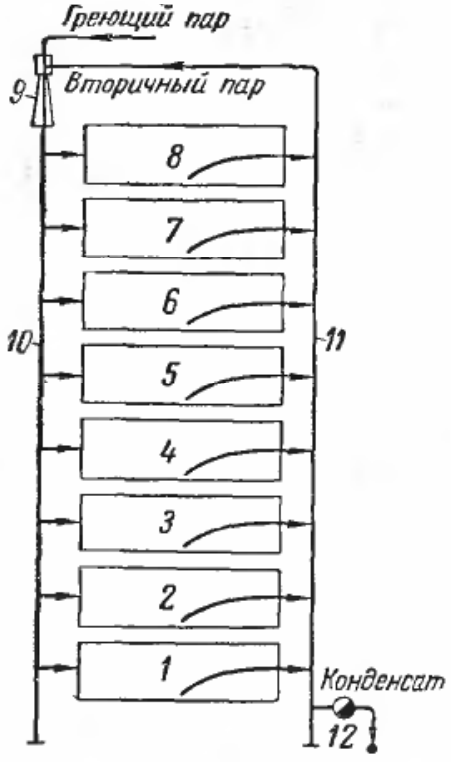


Рис. 8-5. Схема для улучшения отвода конденсата из цилиндров сушилки (рис. 8-3) с помощью струйных насосов.

1—8 — сушильные цилиндры; *9* — струйный насос; *10* — паровая стойка; *11* — конденсатная стойка; *12* — конденсатоотводчик.

мощью эжектора, увеличивающего скорость пара в цилиндрах. Недостатком такой схемы являются снижение давления греющего пара и уменьшение температурного напора.

Напряжения по влагосъему поверхности нагрева цилиндров для различных тканей зависят также от сорта и влажности материала и от давления пара в цилиндре и указаны в табл. 8-3. Конструкции цилиндрических сушилок для других ленточных материалов, например целлюлозы и т. п., отличаются от рассмотренной цилиндрической сушилки для хлопчатобумажной ткани только числом и расположением цилиндров в вертикальном ряду. Недостатком цилиндрических контактных сушилок являются их большие габариты.

Чтобы избежать чрезмерного перегрева и увлажнения воздуха в помещении, недопустимого по санитарным нормам, цилиндрическую сушилку помещают в специальные ограждения. На фиг. 8-6 показано ограждение цилиндрической сушилки, в котором устроена специальная вентиляция, не связанная с вентиляцией сушильного зала. Благодаря ограждению температура влажного воздуха повышается до 65—75° С. Повышение температуры и относительной влажности отработавшего воздуха имеет особое значение в тех случаях, когда этот воздух не выпускается в атмосферу, а направляется для использования содержащегося в нем тепла в теплоуловительную установку. При этом часто «отбросное» тепло паровоздушной смеси используется для подогрева свежего воздуха перед подачей его в сушильный зал. В таком случае паровоздушная смесь из-под колпака над сушильной частью отсасывается вентилятором и прогоняется через пластинчатый подогреватель, где она отдает свое тепло свежему воздуху, нагнетаемому вторым вентилятором. В некоторых случаях тепло уходящего воздуха используется с помощью контактного теплоуловителя для подогрева воды, необходимой для технологических нужд производства.

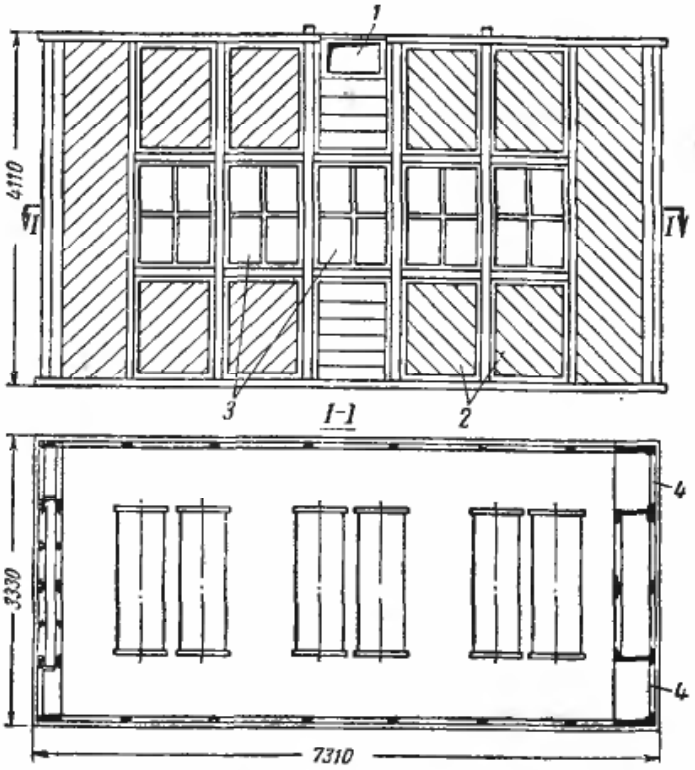


Рис. 8-6. Застекленная шахта для ограждения цилиндрической сушилки для текстиля.
1 — вытяжной короб; *2* — съемные деревянные щитки; *3* — застекленные окна; *4* — двери.

Тепловой баланс и приближенный расчет контактных вальцовых или цилиндрических сушилок непрерывного действия, работающих при атмосферном давлении. Тепловой баланс этих сушилок при обогреве цилиндров паром и обдувке материала воздухом согласно уравнениям можно представить в следующем виде:

$$q_{под} = \frac{Q_{под}}{W} = \frac{D}{W}(i_1 - i_к) =$$

$$= (i_2 - \vartheta_1) + \frac{G_2 c_2 (\vartheta_2 - \vartheta_1)}{W} +$$

$$+ \frac{Q_5}{W} + \frac{l c_в (t_2 - t_0)}{W} + \frac{l d_0 (I_2 - I_0)}{W \cdot 1000}, \quad (8\text{-}1)$$

или в сокращенной записи:

$$q_{под} = \frac{D}{W}(i_1 - i_к) = q_1 + q_м +$$

$$+ q_5 + q_2 + q_п \ ккал/кг \text{ влаги}, \quad (8\text{-}1а)$$

где D — расход пара, *кг/ч*;
i_1 и $i_к$ — энтальпия конденсирующегося пара и конденсата; *ккал/кг*;
q_1 — расход тепла на испарение влаги; *ккал/кг* испаренной влаги;

$q_м$ — то же на нагрев материала, *ккал/кг* испаренной влаги;

q_5 — то же на потери тепла в окружающую среду, *ккал/кг* испаренной влаги;

q_2 — то же на потери тепла с уходящим воздухом, *ккал/кг* испаренной влаги;

$q_п$ — то же на перегрев паров транзитной влаги, содержащейся в воздухе *ккал/кг*, $q_п$ мало и в расчетах не учитывается.

Приближенный расчет сушилок рассмотрим на следующем примере.

Пример 8-1. Определить основные размеры двухвальцовой атмосферной сушилки для сушки пасты углекислого никеля при следующих условиях.

Начальный вес пасты $G_1=90$ *кг*, ее температура $\vartheta_м=15°$ С, начальная влажность $w_1=75\%$, конечная $w_2=10\%$ (на общий вес). Обогрев сушилки производится паром при $p=1$ *ата*, его температура $t_{нас}\approx100°$ С и теплота конденсации $r=540$ *ккал/кг*. Толщина слоя материала $\delta_1=1$ *мм*, его теплопроводность $\lambda=0{,}7$ *ккал/м·ч·град* и теплоемкость $c=0{,}825$ *ккал/кг·град*.

Толщина стенки чугунного вальца $\delta_2=10$ *мм* и теплопроводность $\lambda=40$ *ккал/м·ч·град*. Над поверхностью материала продувается воздух со скоростью $v=1{,}5$ *м/сек*; температурой $t_c=40°$ С; $\varphi=40\%$ и $p_п=22{,}4$ *мм рт. ст.* В примере не задана температура материала $\vartheta_м$.

Количество испаренной влаги

$$q_{исп}=Wr=\alpha\Delta\vartheta=\alpha_{исп}(\vartheta_м-t_c).$$

Из этой зависимости можно составить уравнение для определения коэффициента теплообмена от влажного материала к окружающей среде

$$\alpha_{исп}=\frac{q_{исп}}{\vartheta_м-t_c}=\frac{Wr}{\vartheta_м-t_c}$$

по формуле[1]

$$W=0{,}04075v^{0{,}8}\Delta p,$$

или

$$\alpha_{исп}=\frac{0{,}04075v^{0{,}8}\Delta pr}{\vartheta_м-t_c}=$$

$$=\frac{0{,}04075\cdot1{,}5^{0{,}8}(355-22{,}4)\cdot540}{80-40}=$$

$$=255\ ккал/м^2\cdot ч\cdot град.$$

В этом уравнении мы задались предварительно температурой материала $\vartheta_м=80°$ С. Упругость насыщенного водяного пара при данной температуре составляет $p_{нас}=355$ *мм рт. ст.*

Коэффициент теплопередачи от конденсирующегося пара к воздуху

$$k=\frac{1}{\frac{1}{\alpha_{конд}}+\frac{\delta_1}{\lambda_1}+\frac{\delta_2}{\lambda_2}+\frac{1}{\alpha_{исп}}}=$$

$$=\frac{1}{\frac{1}{5\,000}+\frac{0{,}01}{40}+\frac{0{,}001}{0{,}7}+\frac{1}{255}}=$$

$$=175\ ккал/м^2\cdot ч\cdot град.$$

Проверим принятую выше температуру поверхности материала. Для стационарного режима

$$q=k(t_{нас}-t_c)=\alpha_{исп}(\vartheta_м-t_c)$$

или

$$\Delta\vartheta=(\vartheta_м-t_c)=\frac{k(t_{нас}-t_c)}{\alpha_{исп}}=$$

$$=\frac{175(100-40)}{255}=41{,}25°\text{ С},$$

откуда температура материала

$$\vartheta=t_c+\Delta\vartheta=40+41{,}25=81{,}25\approx80°\text{ С}.$$

Количество влаги, испаряемой в сушилке,

$$W=G_1\frac{w_1-w_2}{100-w_2}=$$

$$=90\frac{75-10}{100-10}=65\ кг/ч.$$

Часовой расход тепла (на подогрев материала и испарение влаги)

$$Q=90\cdot0{,}825(81{,}25-15)+65\cdot540=$$

$$=40\,000\ ккал/ч.$$

Поверхность нагрева вальцовой сушилки

$$F=\frac{Q}{к(t_{нас}-t_c)\varphi}=$$

$$=\frac{40\,000}{175(100-40)\cdot0{,}75}=5{,}4\ м^2,$$

где φ — коэффициент, учитывающий фактическую поверхность соприкосновения материала с греющей поверхностью вальцев.

Тепловые потери сушилки должны быть учтены при определении расхода пара. Возможное в эксплуатационных условиях ухудшение теплообмена в цилиндре сушилки за счет наличия конденсатной пленки и воздуха будет регулироваться повышением давления греющего пара или изменением $t_{нас}$.

[1] Коэффициент $\alpha_{исп}$ можно подсчитать и более точно по формуле А. В. Нестеренко (2-19).

Таблица 8-3

Характеристика работы контактных цилиндрических сушилок, работающих при атмосферном давлении, при сушке некоторых материалов

Наименование материала	Давление греющего пара, *ата*	Влажность материала, %		Продолжительность сушки τ, *ч*	Напряжение по влаге $\frac{W}{\tau F}$, *кг/м²·ч*
		$w^{с}_{нач}$	$w^{с}_{кон}$		
Бумага оберточная, газетная и печатная . .	1—2	50—70	7—5	0,02—0,03	10—20
Серый картон	2	62	7	—	10
Кожкартон	3	64	7	—	12
Целлюлоза	1—3	60	12	—	9—14
Ткани различные . . .	1—2	35—50	8—16	—	15—20

Характеристика работы контактных цилиндрических сушилок, работающих при атмосферном давлении, приведена в табл. 8-3.

Достоинства и недостатки контактных вакуум-сушилок. Вакуумные контактные сушилки применяются для сушки фармацевтических и пищевых продуктов, а также для сушки взрывоопасных и ядовитых веществ. Вследствие их сложности и дороговизны они имеют сравнительно ограниченное применение. При вакууме воздух обладает способностью поглощать значительные количества водяных паров; например, если при давлении $B=745$ *мм рт. ст.*, температуре 30° С и относительной влажности 100% влагосодержание воздуха составляет 27,7 *г/кг* с. в., то при давлении $B=74{,}5$ *мм рт. ст.* влагосодержание составляет $d=460$ *г/кг* с. в., что подтверждается формулой

$$d = 622\frac{p_п}{B - p_п},$$

где B и $p_п$ — общее давление смеси и парциальное давление водяных паров.

Линия $\varphi=100\%$ на Id-диаграмме при давлениях, меньших 745 *мм рт. ст.*, опускается тем ниже, чем меньше давление воздуха.

В вакуумных сушилках незначительные количества воздуха, проникающие, например, через неплотности конструкции, в состоянии поглощать большие количества влаги, испаряемой из материала. Вместе с тем при вакуумной сушке воздух не является сушильным агентом, а представляет собой балласт и его присутствие не улучшает, а ухудшает процесс сушки, так как оно повышает температуру материала и усложняет работу конденсатора. Механизм вакуумной сушки определяется градиентом давлений паров, образующихся в объеме материала и конденсаторе. Температура материала примерно соответствует температуре насыщения или кипения влаги при данном давлении в сушильной камере. Образующиеся при этом пары вместе с воздухом, проникающим через неплотности сушилки, а также с инертными газами, иногда выделяющимися при сушке материала, поступают в конденсатор, в котором поддерживается более низкое давление, чем в сушильной камере. Влажный воздух из вакуумной системы сушилки удаляется обычно эжектором в атмосферу.

Технологическими преимуществами вакуумных сушилок по сравнению с атмосферными являются: интенсивная сушка при низких температурах, что важно для материалов, не выдерживающих высокой температуры. Большое значение может иметь и стерильность среды. Герметичность сушильной камеры дает гарантию от загрязнения сушильного продукта пылью из окружающего воздуха. Имеется также полная возможность исключить выделение вредных паров и газов в окружающую среду, что особенно важно при сушке ядовитых веществ. Кроме того, при вакуумной сушке

в окружающей среде содержится очень незначительное количество кислорода, что очень важно для материалов, не допускающих его присутствия.

Сушка под вакуумом не зависит от атмосферных условий и протекает быстро главным образом вследствие большого (положительного) градиента температур между закрытой — нагреваемой — и открытой поверхностями материала. Если допустить, что температура материала на контактной поверхности при вакууме 650 *мм рт. ст.* равна температуре насыщения водяных паров при данном давлении (вакууме), т. е. равна 54° С, а давление греющего пара составляет 2 *ата* и его температура 121° С, то температурный перепад составит 121—54 = =67° С, а при атмосферном давлении он равен 121—100=21° С. Если также допустить, что испарение влаги пропорционально температурному перепаду, то оно должно увеличиться в вакуумной сушилке в 3—3,5 раза.

Как отмечалось выше, при сушке под вакуумом воздух является балластом, а не сушильным агентом и проникает в сушилку в ничтожно малых количествах. Тепловых потерь с этим воздухом можно практически не учитывать в тепловом балансе сушилки, тогда как в атмосферных сушилках 25—40% всего вводимого тепла уносится нерационально с сушильным агентом, обычно далеко не полностью насыщенным влагой. Например, если на испарение 1 *кг* влаги при вакуумной сушке при 40° С необходимо затратить 619 *ккал*, то в воздушной атмосферной сушилке — 771, 825 и 923 *ккал* (при теоретическом процессе), если воздух покидает сушилку насыщенным соответственно на 100, 75 и 50%.

При сушке под вакуумом имеется возможность более полного улавливания ценных или вредных паров, выделяющихся при сушке. Вместо дорогой абсорбционной установки, применяющейся для этой цели при атмосферной сушке, при сушке под вакуумом применим более дешевый и радикальный способ — конденсация (до 95%) летучих растворителей, например алкоголя, ацетона и др. Наконец, при сушке под вакуумом потери продукта в виде пыли меньше и соответственно меньше пожарная опасность.

К недостаткам сушки под вакуумом следует отнести большую стоимость сушильного агрегата вследствие сложности его конструкции и наличия специальной конденсационной установки, а также трудность наблюдения за процессом сушки. Поэтому вакуумные сушилки применяются только там, где по технологическим причинам невозможно осуществить сушку под атмосферным давлением.

Тепловые балансы вакуумных сушилок и продолжительность контактной сушки материалов. Вакуумные сушилки непрерывного действия. Тепловой баланс вакуумных сушилок непрерывного действия:

$$Di_1 + W\vartheta_1 + c''_м G_2\vartheta_1 = $$

$$= Wi_2 + c''_м G_2\vartheta_2 + Di_к + Q_5, \qquad (8\text{-}2)$$

где D — часовой расход греющего пара, *кг/ч*;

W — количество испаренной влаги, *кг/ч*;

G_2 — вес материала после его сушки, *кг/ч*;

ϑ_1 и ϑ_2 — температуры испаренной влаги и материала после сушки, ° С;

$c''_м$ — теплоемкость материала, *ккал/кг·град*;

i_1, i_2 и $i_к$ — энтальпии греющего пара, вторичного пара (полученного из материала) и конденсата, *ккал/кг*;

Q_5 — потери тепла в окружающую среду, *ккал/ч*.

При составлении тепловых балансов пренебрегают потерей тепла с уходящим воздухом, просачивающимся через неплотности, ввиду незначительной величины этой потери. Эту потерю учитывают в общем коэффициенте при определении действительного расхода тепла и поверхности теплообмена сушилки.

Расход тепла на 1 *кг* испаренной влаги

$$q = \frac{D}{W}(i_1 - i_к) =$$

$$= (i_2 - \vartheta_1) + \frac{G_2 c''_м}{W}(\vartheta_2 - \vartheta_1) + \frac{Q_5}{W}, \qquad (8\text{-}3а)$$

или в сокращенной записи

$q = q_1 + q_м + q_5$ *ккал/кг* испаренной влаги. (8-3б)

Таблица 8-4

Характеристика работы вакуумных вальцовых сушилок при сушке некоторых материалов

Материал	Одновальцовая или двухвальцовая сушилка	Производительность по поверхности нагрева, *кг/м².ч* (влажного материала)	Содержание влаги, %		Давление обогреваемого пара, *ата*	Максимально допустимая температура для влажного материала, °С	Разрежение, *мм. вод. ст.*
			перед сушкой	после сушки			
Азотнокислый стронций	2	30—35	50	6	1,5	—	700
Аурамин (краситель)	2	50	80—85	12	2	—	700
Барда (пивоваренная)	2	70	75	45	1,5	—	700
Берлинская лазурь	2	60—70	75—80	25	1,5	65	700
То же	2	40	75—80	6	1,5	65	700
Глициновый калий	1	60—65	50	5	1,5	—	700
Индиго (краситель)	2	50—55	50—55	5	1,5—2	60	700
Клей из кожи	1	20—25	83—87	6	1,5	50	700
То же	2	20—25	55	6	1,5	50	700
Клей из костей	1	18—23	83—87	6	1,5	60	700
То же	2	20—24	55	6	1,5	60	700
Клей растительный	2	25	55—60	6	1,5	55	700
Кровь (жидкая)	1	25—30	80	4	1	50	710
Молоко снятое	1	40	68	5—6	1	50	710—720
» цельное	1	42—45	88	5—6	1	45	710—720
То же	1	40	68	5—6	1	45	710—720
Пивные дрожжи	1	42,5	88,5	7	1,5	65	710
Свинцовые белила	2	48	45	3—5	2	—	700
То же	2	55—60	50	20	2	—	700
Томатное пюре	2	32	94—95	4—5	1	50	710
Уксуснокислый натрий	2	35	55—60	6	2	—	700
Фосфорнокислый калий	2	20	60—65	6—7	2	—	700
Фосфорнокислый кальций	2	30	60—65	6—7	2	—	700
Экстракт дубового дерева	1	40	50—55	6	1,5—2	65	700
То же	2	35—38	45	6	1,5—2	65	700
Экстракт солодовый	1	20	60	3—5	1	50	710
Экстракт чая	1	30—35	82—85	6	1	50	710
Яблочное пюре	2	30	88	4	1	50	710
Яичный желток	2	30—35	50	5	1	50	710
Яйца (цельное яйцо)	1	30—35	74	5	1	50	710

Вакуумные сушилки периодического действия. В таких сушилках расход тепла в период нагрева

$$q' = \frac{q_6 + q_м + q_5' + q_1'}{\tau_1} \text{ ккал/кг влаги}$$

в период нагрева. (8-4)

Расход тепла в период сушки

$$q'' = \frac{q_1 + q_5''}{\tau_2} =$$

$$= \frac{i_2 - \vartheta_1 + q_5''}{\tau_2} \text{ ккал/кг влаги}$$

в период сушки, (8-5)

где q_6 — расход тепла на нагрев ограждений, *ккал/кг*;

$q_м$ и q_5 — те же величины, которые были указаны выше, но они определяются, как и q_6, по формулам для нестационарного режима;

τ_1 — продолжительность прогрева, *ч*;

τ_2 — продолжительность сушки, *ч*;

q_1' и q_1 — расходы тепла на испарение влаги в периоды нагрева и сушки;

ϑ_1 — температура материала перед сушкой, °С;

i_2 — энтальпия водяных паров, *ккал/кг*;

q_5' и q_5'' — потери тепла ограждениями сушилки в периоды нагрева и сушки, *ккал*.

Продолжительность сушки на вальцовых и цилиндрических сушилках зависит от многих причин. Например, функциональная зависимость продолжительности сушки бумаги в цилиндрической сушилке может быть представлена в следующем виде:

$$\tau = f(\kappa, \Delta t, w_б, S_б, w_c, c_c, l, n \ldots), \quad (8\text{-}6)$$

где κ — коэффициент теплопередачи, который зависит от теплообмена со стороны конденсирующегося пара к стенке цилиндра, состояния (чи-

стоты) поверхности нагрева и теплообмена от стенки к материалу, который во многом определяется контактом, т. е. степенью прижатия материала к греющей поверхности;

Δt — средний температурный напор между теплоносителем и сушимым материалом;

$w_б$, $S_б$ — средняя влажность и толщина бумаги;

$w_с$, $c_с$ — средняя влажность и род материала сукон, которые поддерживают и „несут" бумагу;

l — расстояние между вальцами;

n — число оборотов вальца.

При контактной сушке толщина материала уменьшается. Особенно значительное уменьшение толщины (в 6—8 раз) наблюдается при контактной сушке коллоидных материалов. Однако, несмотря на уменьшение толщины материала, скорость сушки также уменьшается, так как значительно снижаются температурный напор и коэффициент теплообмена при повышении температуры материала и ухудшении контакта с поверхностью. Ввиду крайней сложности процесса и трудности его математического описания в настоящее время продолжительность контактной сушки определяют по опытным значениям $A = \frac{W}{F\tau}$ напряжения контактной поверхности, которые для некоторых материалов приведены в табл. 8-4.

Диаметр вальцовой сушилки для приближенных расчетов может быть определен по формуле

$$D_д = \frac{G_1}{60\pi n l \delta \gamma k}, \qquad (8\text{-}7)$$

где G_1 — часовая производительность сушилки, *кг/ч*;

n — число оборотов вальца в минуту;

l — длина цилиндра, *м*;

δ — толщина слоя материала на вальце, *м*;

γ — удельный вес материала, *кг/м³*;

$k = 0{,}8 \div 0{,}9$ — коэффициент, учитывающий долю поверхности вальца, занятую материалом.

Основные типы и конструкции вакуумных сушилок. Конструктивно вакуумная сушилка выполняется или в виде герметических периодически действующих сушильных барабанов, в которые на вагонетках загружается материал (рис. 8-7), сушильных шкафов с обогреваемыми полками или плитами, на которых располагается периодически загружаемый высушиваемый материал (рис. 8-8), или в виде герметических непрерывно действующих вальцовых или цилиндрических сушилок.

Вакуум создается конденсационными устройствами, подобными уста-

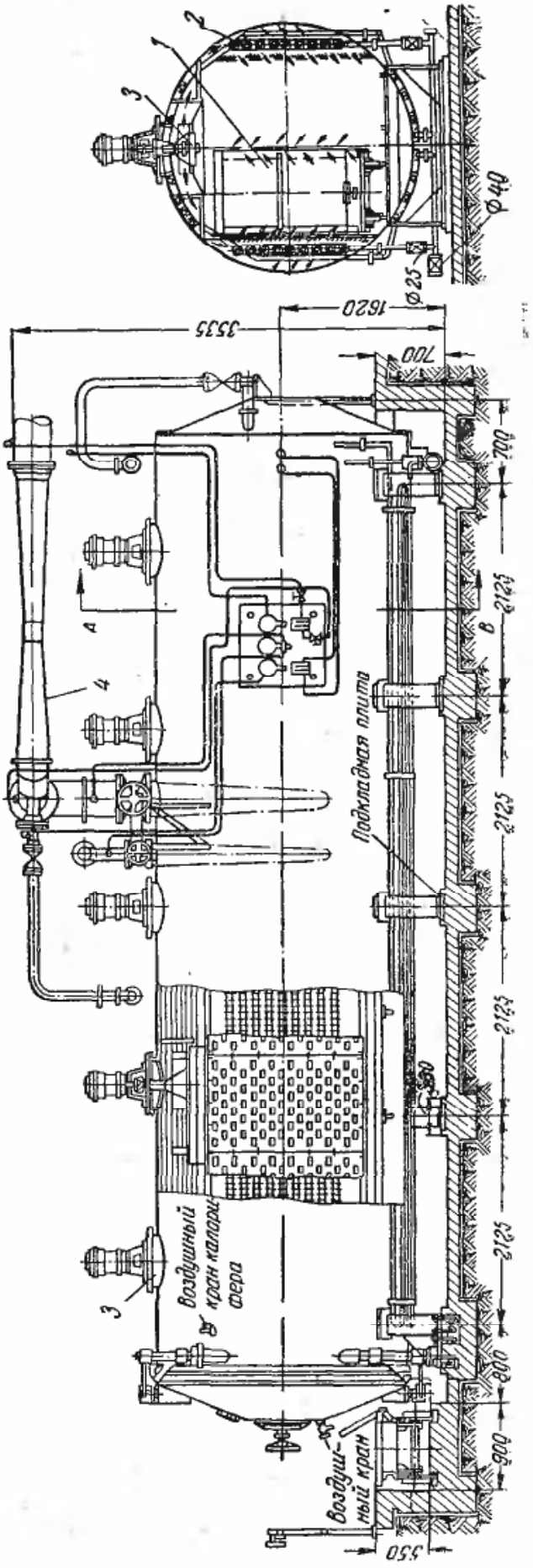


Рис. 8-7. Вакуумная сушилка для прессованного сахара-рафинада.
1 — вагонетка; *2* — паровые калориферы; *3* — осевые вентиляторы; *4* — пароструйный компрессор для создания вакуума.

новкам для паровых машин и турбин. Вакуумная сушилка для прессованного сахара-рафинада (рис. 8-7) имеет два ряда вагонеток и работает циклически. После 15-минутной откачки воздуха с помощью пароструйного компрессора *4* барабан заполняется воздухом и включаются пять потолочных осевых вентиляторов *3* для создания циркуляции воздуха между вагонетками *1* и калориферами *2*. Продолжительность периода нагрева составляет 1 *ч*, после чего вентиляторы останавливаются и в сушилке вновь создается вакуум до 95%, после чего заканчивается цикл сушки.

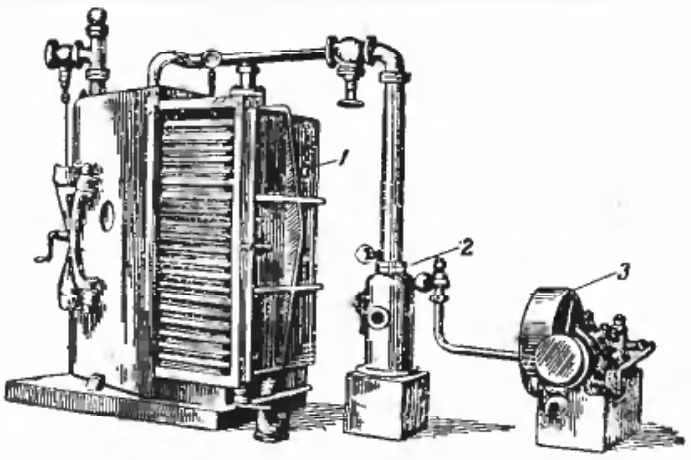


Рис. 8-8. Сушильный шкаф для сушки под вакуумом с горизонтальными полками, обогреваемыми паром.

1 — шкаф; *2* — конденсатор; *3* — вакуумный насос.

Среди вакуумных сушилок большее распространение получили вальцовые сушилки. Вальцовые вакуумные сушилки, так же как и вальцовые сушилки, работающие при атмосферном давлении, можно разделить на одновальцовые и двухвальцовые. Сушимая жидкость наносится на цилиндр или путем смачивания цилиндра, или пульверизацией.

На рис. 8-9 показана конструкция двухвальцовой вакуумной сушилки (условное обозначение СДВ). Конструкция двухвальцовой сушилки (Главхиммаш, условное обозначение СОВ) принципиально не отличается от конструкции одновальцовой сушилки. Основная характеристика и габаритные размеры этих сушилок приведены в табл. 8-5. Вакуумные сушилки обычно строятся с цилиндрами тех же размеров, что и атмосферные сушилки. Их габаритные размеры несколько больше за счет герметического кожуха. Число оборотов вальцов сушилки может составлять 2—10 в минуту, а давление греющего пара — от 1 до 5 *ати*.

Жидкость, подлежащая сушке, непрерывно подается в питающее устройство (рис. 8-9) с таким расчетом, чтобы уровень ее не поднимался выше трубки переливного устройства. Сбор высушенного материала производится шнеками, непрерывно подающими его в вагонетку, расположенную в камере готового продукта (рис. 8-10), находящуюся под тем же вакуумом. Когда вагонетки наполняются материалом, камеру готового продукта

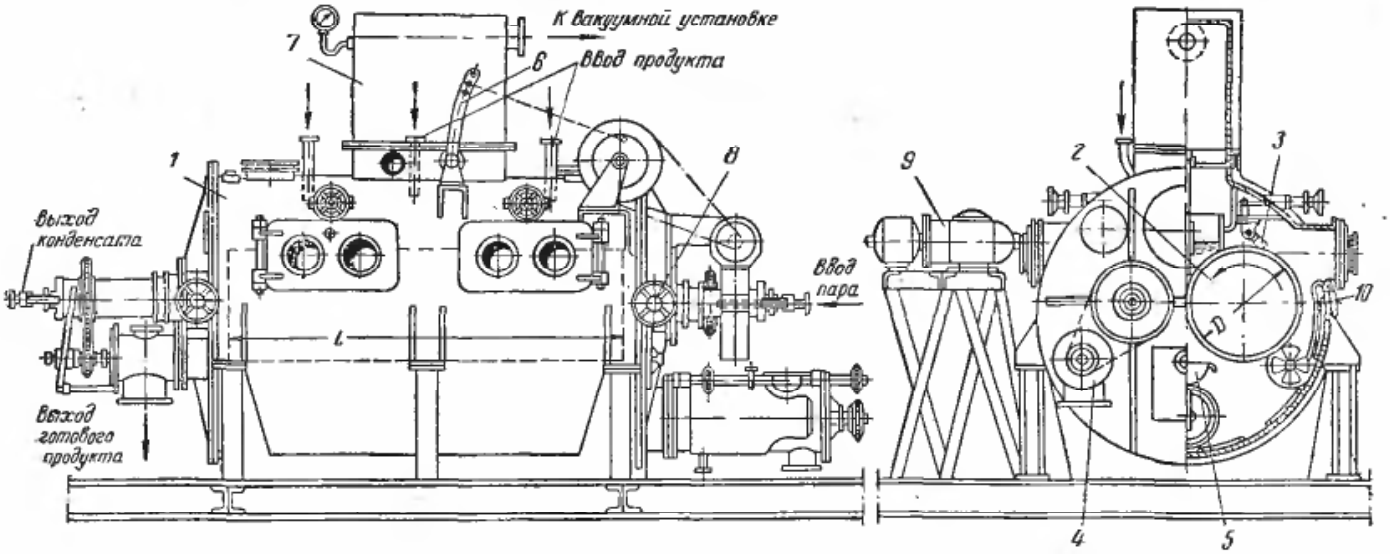


Рис. 8-9. Двухвальцовая вакуумная сушилка (СДВ).

1 — корпус; *2* — сушильные вальцы; *3* — ножи (скребки); *4* — шнеки; *5* — ванна; *6* — перемешивающее устройство; *7* — паросборник; *8* — регулирующие винты; *9* — электродвигатель с вариатором числа оборотов; *10* — змеевик для подогрева корпуса.

Таблица 8-5

Краткие характеристики вакуумных сушилок

Тип сушилки	Основные размеры вальцов, *мм*		Поверхность нагрева вальцов, $м^2$		Потребная мощность на вращение, *квт*	Приблизительный вес, *т*
	Диаметр	Длина	общая	рабочая		
СОВ 600/1400	600	1 400	2,6	1,8	1	4,6
СОВ 800/2000	800	2 000	5,0	3,5	2	7,0
СОВ 800/2800	800	2 800	7,0	5,0	3	8,0
СДВ 600/1400	600	1 400	5,2	3,7	3	9,0
СДВ 800/2000	800	2 000	10	7	4	10
СДВ 1 000/2800	1 000	2 800	17,6	12,3	6	24
СДВ 1 000/3500	1 000	3 500	22	15,4	7	28

отключают от сушилки (в это время материал накапливается в патрубке между камерой и сушилкой) и заменяют заполненную вагонетку пустой. При подключении вновь камеры к сушилке на непродолжительное время нарушается вакуум.

При работе двухвальцовой сушилки большое значение имеет толщина пленки материала на вальцах; чем пленка тоньше, тем меньше возможность пригорания материала.

Вальцы должны иметь строго цилиндрическую форму, так как в противном случае пленка будет иметь различную толщину и материал будет высыхать неравномерно.

Расход тепла пара в вакуумных сушилках доходит до 750—850 *ккал/кг* испаряемой влаги.

На рис .8-10 показана компоновка вакуумной вальцовой сушилки со всем вспомогательным оборудованием.

Цилиндрическая вакуумная сушилка для сушки целлюлозной ленты показана на рис. 8-11. Цилиндры заключены в герметическую камеру, собранную из чугунных плит, которая находится обычно под разрежением, достигающим 700—710 *мм рт. ст.*, что соответствует абсолютному давлению около 0,06 *ата*.

Вследствие этого влага в камере удаляется за счет кипения при температуре, отвечающей указанно-

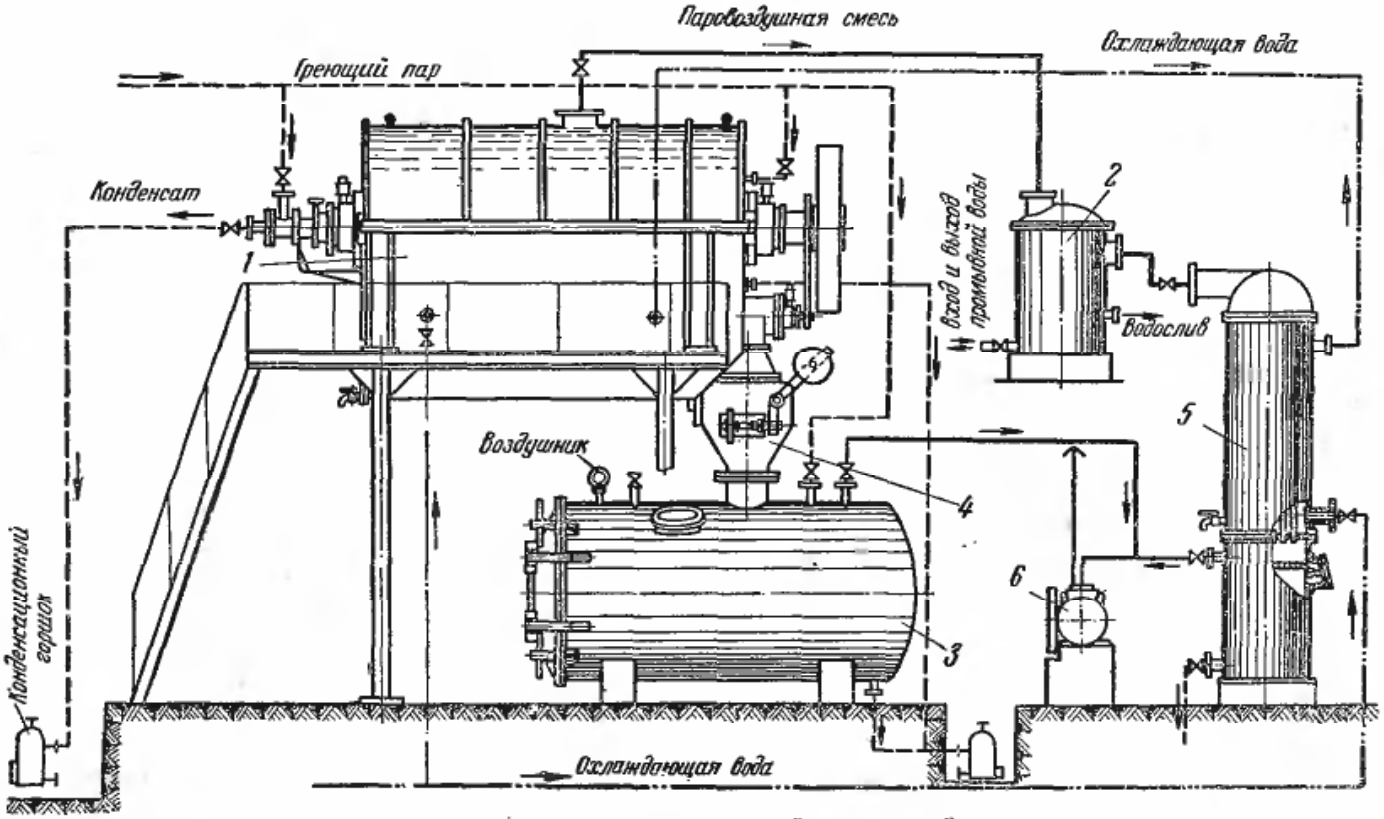


Рис. 8-10. Компоновка вакуумной вальцовой сушилки.

1 — сушилка; *2* — сепаратор; *3* — камера готового продукта; *4* — запорный клапан; *5* — конденсатор; *6* — вакуум-насос.

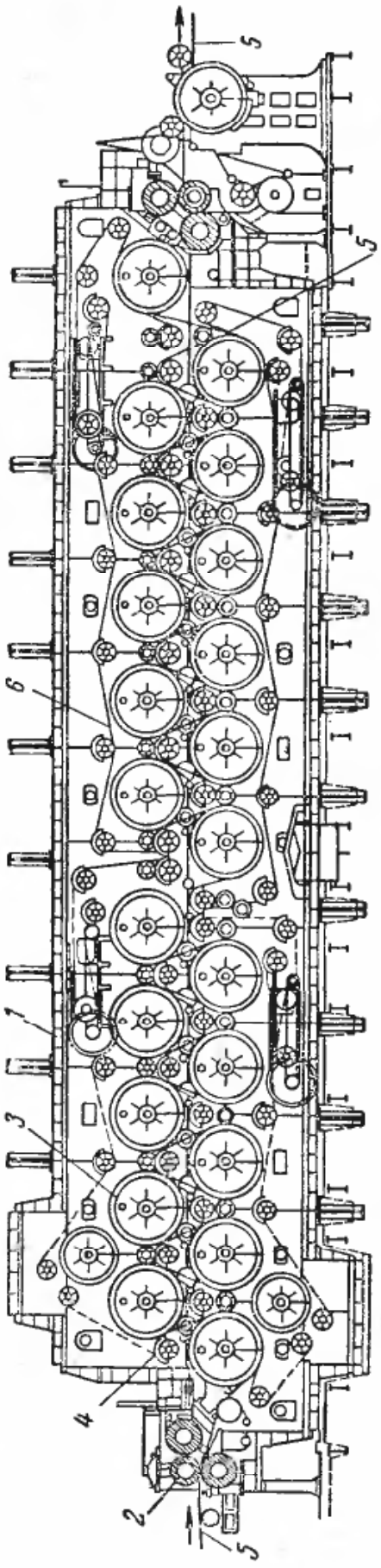


Рис. 8-11. Вакуум-сушилка для целлюлозы.
1 — корпус; *2* — запирающий ролик; *3* — рабочий цилиндр; *4* — направляющий ролик; *5* — целлюлоза; *6* — сукна для поддержания целлюлозы.

му давлению и составляющей приблизительно 38—40° С.

Для обеспечения герметичности камеры ввод и вывод ленты из сушилки производятся через специальные уплотняющие устройства, показанные на рис. 8-12, состоящие каждое из трех валиков: двух крайних с бронзовой или хромированной рубашкой и одного среднего, покрытого резиной, прижимаемого к крайним давлением воздуха. Уплотнение между стенками камеры и валиками достигается резиновыми прокладками и водяными затворами. Для улучшения прилегания ленты к цилиндрам и уменьшения опасности ее обрывов сушильная часть снабжена сукнами, а также приспособлениями для автоматической заправки и автоматического регулирования натяжения ленты. Имеются также сигнальные устройства на случай обрыва ленты.

Испытания этих сушилок показали, что съем влаги при таких условиях составляет около 18 *кг/ч* с 1 $м^2$ полезной поверхности нагрева, т. е. в 1,5—2 раза больше, чем для атмосферных цилиндрических сушилок. В этом и заключается одно из основных преимуществ сушки под вакуумом. К существенным ее преимуществам относится и низкая температура полотна, что предохраняет от ухудшения механических свойств целлюлозы.

Такая сушилка, рассчитанная на ту же производительность, что и атмосферная, может иметь меньшее число цилиндров, занимает меньшую площадь, обеспечивает лучшие санитарные условия работы в помещении и лучшее качество бумаги, так как сушка в условиях большой влажности протекает при низкой температуре материала, соответствующей вакууму. В этом случае сказываются все основные преимущества вакуумной сушилки. Расход пара в сушилке меньше за счет сокращения длительности сушки, малого количества уходящего воздуха и уменьшения потерь в окружающую среду и составляет около 1,2 *кг* на 1 *кг* испаренной влаги. Рассмотренная конструкция позволяет при давлении пара 0,5 *ати* получать напряжение поверхности нагрева $\frac{W}{F\tau}$ 50÷70 $кг/м^2 \cdot ч$ при вакууме 700 *мм рт. ст.*

Однако следует учесть, что чем выше давление рабочего пара в цилиндрах (это относится и к другим типам вакуумных сушилок с горячими поверхностями нагрева), тем

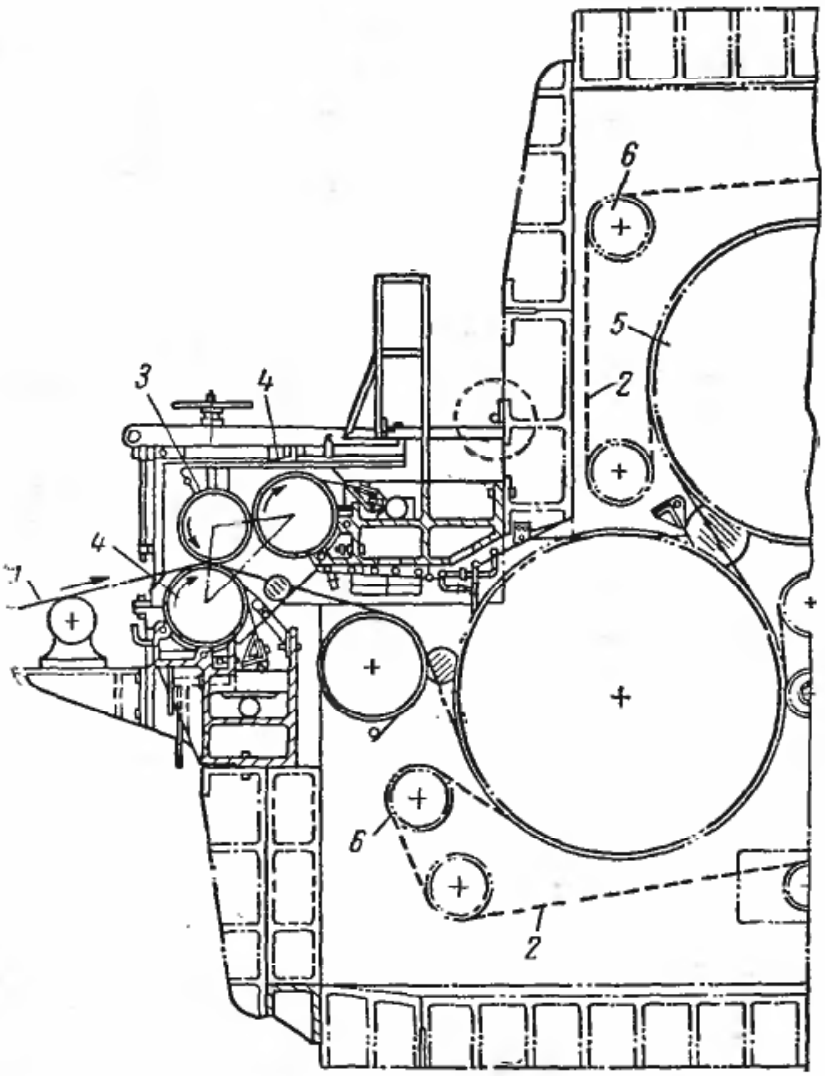


Рис. 8-12. Конструкция камеры для ввода ленты в сушилку для целлюлозы.

1 — лента из целлюлозы; *2* — лента из сукна; *3* — обрезиненный валик; *4* — бронзовые валики; *5* — сушильные вальцы; *6*—направляющие валики для сукна.

менее выгодна вакуумная сушилка по сравнению с атмосферной. Недостатками вакуумной сушилки являются сложность оборудования и его высокая стоимость.

8-2. Сушка материалов в жидких средах

За последние 10 лет в Советском Союзе на строительных площадках и в небольших ремонтно-строительных предприятиях (с производительностью до 6—8 тыс. $м^3$ сухой древесины в год) получил применение способ сушки пиломатериалов в жидких средах.

Впервые в 1940 г. ускоренную сушку древесины в открытых ваннах, наполненных синтетической олифой, при температурах 130—170° С с последующей ее пропиткой исследовал доктор техн. наук К. Н. Ханмамедов.

Предложение по сушке древесины в органической жидкости — петролатуме (отходе нефтяной промышленности) — было сделано впервые И. М. Липовским.

Большая заслуга по внедрению и исследованию этого метода сушки в производственных условиях принадлежит А. И. Фоломину.

Простейшим устройством для сушки в жидких средах является ванна, размеры которой выбираются из конструктивных соображений (рис 8-13). Обычно она изготовляется из листовой стали 4—5 *мм*. Для прочности стенки и днище усиливаются уголком или швеллером.

Для сушки досок на строительных площадках получили применение ванны длиной 7 *м*, глубиной 2,0—2,5 *м* и шириной 1,5—1,7 *м*. В ванну такого размера можно одновременно загрузить 3,5—4 $м^3$ плотной древесины. Если считать, что время сушки в среднем составляет 10—12 *ч*, то годовая производительность одной сушилки составит около 2 500 $м^3$.

Обогрев ванн осуществляется обычно паром, получаемым в паровом котле или локомобиле, который при давлении 4—5 *ата* может обеспечить нагрев петролатума до температуры 120—125° С.

Пар подается в трубчатый подогреватель, показанный на рис. 8-13, расположенный на дне ванны. Петролатум расплавляется и подогревается в специальных баках и поступает в бетонные ванны, где он еще подогревается регистрами до температуры 120—125° С. В расплавленный петролатум опускается кипа досок. Продолжительность сушки в открытых ваннах сосновых досок толщиной 25 *мм* влажностью от 60 до 12% (на общий вес) составляет 6—8 *ч* (вместо 70—60 *ч*

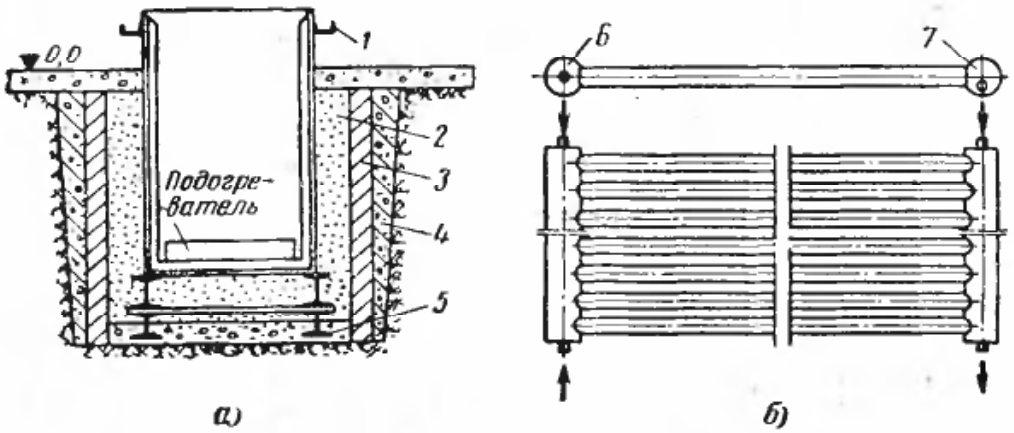


Рис. 8-13. Установка ванны для петролатумной сушки древесины и ее подогреватель.

1 — лоток для пены; *2* — тепловая изоляция; *3* — кирпичная кладка; *4* — глиняная набивка; *5* — бетонная плита; *6* — отверстие для ввода пара; *7* — отверстие для отвода конденсата.

при конвективной камерной сушке).

На рис. 8-14 представлена схема трубопроводов цеха петролатумных сушилок. Недостатком таких установок является выделение водяных и других паров в помещении, где находятся ванны, и неудовлетворительные санитарно-гигиенические условия труда обслуживающего сушилку персонала. Ю. Н. Никифоров в качестве жидкой среды для сушки древесины использовал расплавленную серу — отходы газового хозяйства металлургической промышленности. Для сушки древесины в расплавленной сере он разработал конструкцию цилиндрической сушилки закрытого типа, позволяющую отводить пары влаги и серы в окружающую среду и создавать нормальные гигиенические условия для обслуживающего персонала. На рис. 8-15 представлен общий вид этих сушилок, заполняющихся раствором кусковой серы и имеющих газовый обогрев с помощью труб. В таких сушильных установках может применяться и паровой обогрев.

В запроектированной установке предусмотрены (с помощью цветных электролампочек и звуковых сигналов) сигнализация максимальной температуры петролатума в бара-

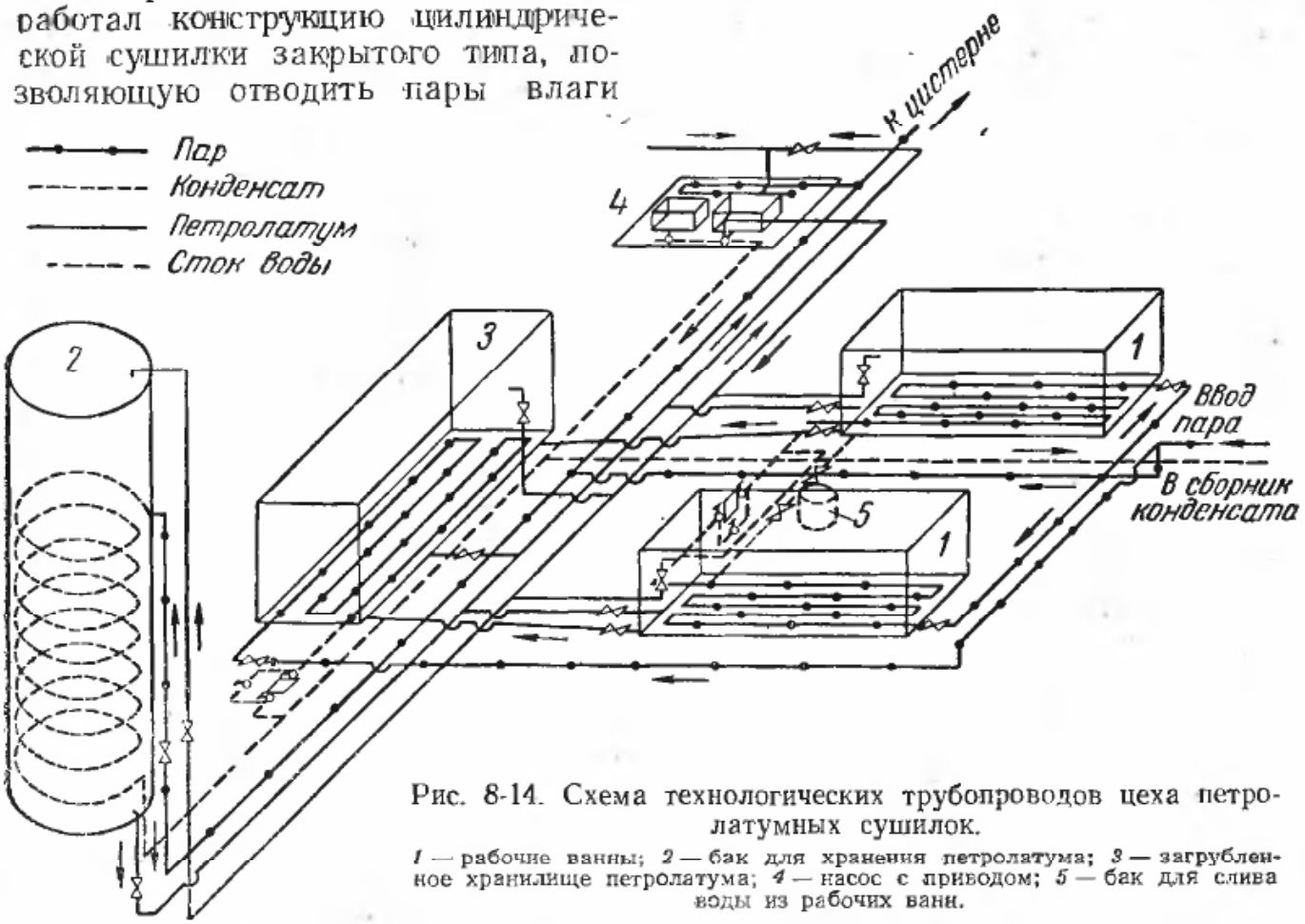


Рис. 8-14. Схема технологических трубопроводов цеха петролатумных сушилок.

1 — рабочие ванны; *2* — бак для хранения петролатума; *3* — загрубленное хранилище петролатума; *4* — насос с приводом; *5* — бак для слива воды из рабочих ванн.

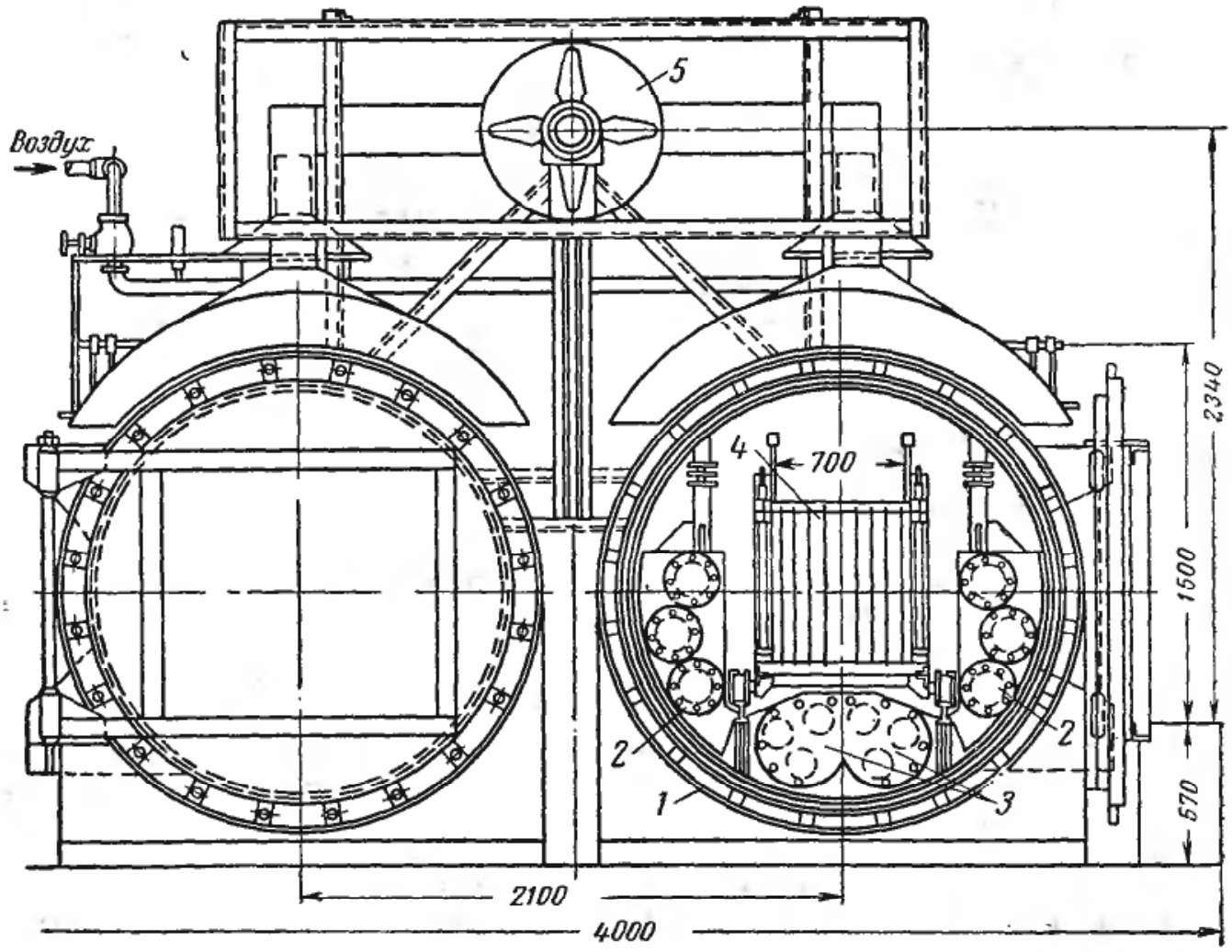


Рис. 8-15. Вид рабочих цилиндров петролатумной сушилки с газовым обогревом.
1 — рабочий барабан; *2* и *3* — прямые и обратные дымогарные трубы; *4* — тележка с загрузочным устройством; *5* — рециркуляционный вентилятор.

бане (с целью предупреждения брака материала), сигнализация нижнего допустимого уровня петролатума в барабане, а также сигнализация разрешения или запрещения открывать люки загрузки или выгрузки сушимого материала.

Нижний уровень петролатума должен совпадать с верхним уровнем штабеля, а верхний должен лежать на 20—30 *см* выше штабеля. Способ сушки в жидких средах является по существу контактным с циркуляцией жидкой среды около материала. Поэтому процесс контактного теплообмена сопровождается конвекцией между нагретой жидкостью, древесиной и преющей поверхностью за счет разности плотностей нагретых и холодных частиц жидкости.

На рис. 8-16,*а* представлены графики изменения влажности древесины при сушке в расплавленном петролатуме при различных температурах его. Рассмотрение этого графика показывает, что кривая убыли влаги принципиально ничем не отличается от кривой, характерной для других способов сушки, но при температурах петролатума 130 и 150° С на участках AB и AB' при достижении некоторой минимальной влажности начинается как бы увеличение влажности, что объясняется пропиткой материала жидкой средой. График показывает также, что при температуре жидкой среды ниже 100° С сушки материалов не происходит, а идет лишь выравнивание влажности и температуры по сечению образца. На этом же рис. 8-16 на графиках *б*, *в* и *г* показаны изменения полей влажности, температур и давлений по толщине материала при температуре петролатума 150° С для различных промежутков времени от $\tau_{нач}$ до $\tau_{кон}$. Температура в центре материала $\vartheta_ц < \vartheta_п$ во всех случаях ниже, чем на его поверхности, а давление, наоборот, $p_ц > p_п$, за исключением начального участка. Прямолинейные участки температур и давлений со-

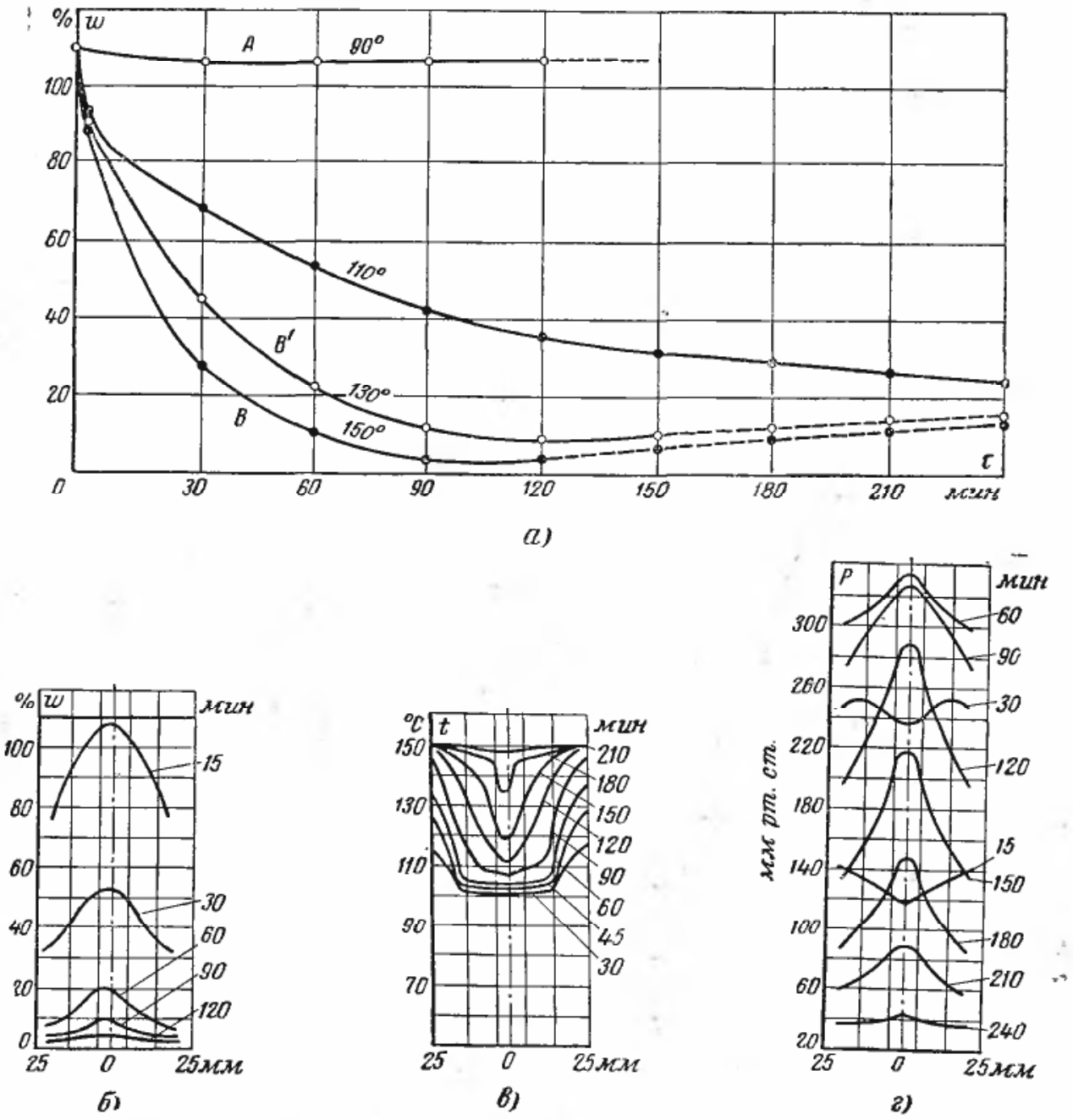


Рис. 8-16. Графики изменения влажности, температуры и избыточного давления, возникающего в древесине при сушке в расплавленном петролатуме.

а — кривые сушки; *б*, *в* и *г* — изменение влажности w%, температуры t° С и давления P *мм рт. ст.* в древесине.

ответствуют кипению воды или выпарке влаги при постоянном давлении. Как показывают опыты, давление паров ниже, чем давление водяных паров, соответствующих температуре насыщения. Так, например, при температуре влажного материала 140° С и толщине $\delta = 50$ *мм* максимальное давление в центральных слоях при температуре петролатума 150° С составляло 340—350 *мм рт. ст.* Эти опыты [1] показали также, что интенсивность сушки падает с повышением давления над поверхностью и, наоборот, увеличивается с понижением давления. Достоинствами петролатумной сушки по сравнению с камерной конвективной и комбинированной высокочастотной сушкой древесины являются: меньшая гигроскопичность древесины благодаря пропитке ее петролатумом и незначительный расход электроэнергии.

Недостатками способа является безвозвратный расход петролатума вследствие пропитки им материала, составляющий около 20 *кг* на 1 $м^3$ высушенной древесины при нормальном режиме сушки. Пропитка материала усложняет склейку, вызывает необходимость строжки древесины, при которой забивается режущий инструмент. За счет влияния высокой температуры снижаются механические показатели дре-

[1] Опыты П. Д. Лебедева и А. И. Зуева.

весины на сжатие, скалывание, статический и динамический изгиб (в среднем на 10%). При механической обработке древесины, высушенной в сере, выделяется много мелкой пыли, которая вредно действует на дыхательные пути человека. Способ сушки в жидких средах может быть рекомендован для условий влажной среды, для лесоматериалов неответственного назначения и в тех случаях, когда не требуется их строжка.

Методика теплового и конструктивного расчета сушки в жидких средах. Петролатумные сушильные ванны представляют собой установки периодического действия, точный расчет которых представляет значительные трудности, как и всякий расчет, связанный с нестационарными процессами тепло- и массообмена.

Особую трудность представляют расчеты тепла, аккумулированного ограждениями ванны, так как в производственных условиях периоды пуска и останова могут быть различными, а следовательно, средние расчетные температуры ограждений будут неопределенными.

Учитывая большие трудности такого расчета, нами предложен приближенный метод теплового расчета.

Исходя из практических условий, принимается, что общий цикл состоит из трех периодов: прогрева, сушки и выгрузки материала. Соответственно этому общий расход тепла

$$Q = Q' + Q'' + Q''' \ ккал/цикл. \quad (8\text{-}8)$$

Расход тепла в период прогрева

$$Q' = Q_м + Q_{тр} + Q_{дн} + Q'_s \ ккал/период, \quad (8\text{-}9)$$

где $Q_м$ и $Q_{тр}$ — расходы тепла на прогрев материала и транспортных приспособлений, *ккал*;

$Q_{дн}$ — количество тепла для прогрева петролатума, добавляемого взамен поглощенного материалом, *ккал*;

Q'_s — потери тепла в окружающую среду поверхностью ванны и ее ограждениями, *ккал*.

Расход тепла в период сушки

$$Q'' = Q_1 + Q''_s \ ккал/период, \quad (8\text{-}10)$$

где Q_1 — расход тепла на испарение влаги в материале, *ккал*;

Q''_s — потери тепла в окружающую среду, *ккал*.

Расход тепла в период выгрузки материала

$$Q''' = Q'''_s \ ккал/период, \quad (8\text{-}11)$$

где Q'''_s — потери тепла в окружающую среду в период выгрузки, *ккал*.

Допущение, что в первый период можно пренебречь испарением влаги из материала, закономерно, так как в отличие от конвективной сушки при сушке в жидких средах испарение влаги, как показывают исследования (рис. 8-16), начинается только после нагрева материала выше 100° С. Принятые условия справедливы только для нормальных условий работы петролатумных ванн, когда они прогреты и заполнены горячим петролатумом и когда один цикл непрерывно следует за другим. В случае остановки ванн на длительный срок необходимо учитывать расход тепла на прогрев ванны, ее ограждений и петролатума при ее заполнении. Для выравнивания расхода пара во времени в цехе устанавливается специальный бак большой емкости для расплавленного петролатума, который подогревается в течение длительного времени, обычно до температуры $t = 110°$ С, и догревается в ванне до температуры 120° С. Прогрев петролатума требует значительного расхода тепла, и поэтому для экономичной работы петролатумных сушилок необходимо возможно большее число циклов непрерывной трехсменной работы ванн, желательно без остановок даже в выход-

ные и праздничные дни. Расход тепла на периодический нагрев ванн и петролатума

$$Q_н = Q_в + Q_п + Q_5, \qquad (8\text{-}12)$$

где $Q_в$ — расход тепла на нагрев ванны и ее ограждений, *ккал*;

$Q_п$ — расход тепла на нагрев петролатума, *ккал*;

Q_5 — потери тепла в окружающую среду в этот период времени, *ккал*.

Рассмотрим методику на числовом примере.

Пример 8-2. Определить максимальный часовой и общий расходы тепла, а также поверхность нагрева открытой петролатумной ванны для сушки древесины при следующих условиях. Ванна обогревается паром (глухим) давлением 4 *ата* ($t_п = 143°$ С), поступающим в подогреватель. Петролатум в ванне должен иметь температуру $t_2 = 120°$ С; до такой же температуры должны нагреваться сушимый материал и транспортные приспособления. Температура петролатума, поступающего из расходного бака, $t_1 = 110°$ С. Продолжительность первого периода $\tau_1 = 1{,}5$ *ч*, второго $\tau_2 = 10$ *ч*, третьего $\tau_3 = 0{,}5$ *ч*. Сушимый материал — сосна толщиной 50 *мм* и длиной 6,5 *м* с начальной влажностью 60% и конечной влажностью 12% на сухой вес; объем плотного штабеля загружаемой древесины $V = 4$ *м*³; удельный вес абсолютно сухой древесины $\gamma_{сух} = 450$ *кг/м*³; температура воздуха в цехе +15° С; начальная температур материала 0° С; теплоемкость металла $c_м = 0{,}11$ *ккал/кг · град*, петролатума $c_п = 0{,}769$ *ккал/кг · град*, теплопроводность кирпича $\lambda_к = 0{,}2$, бетона $\lambda_б = 1{,}1$, грунта $\lambda_{гр} = 1{,}5$ *ккал/м · ч · град*. Вес транспортных приспособлений контейнера $G_{тр} = 500$ *кг*. Вес ограждений ванны принять $G_0 = 15\,000$ *кг*, их среднюю теплоемкость $c_0 = 0{,}3$ *ккал/кг · град*. Колебание температуры $\Delta\vartheta_0 = 10°$ С. Вес петролатума, заполняющего ванну, $G_п = 11\,000$ *кг*. Определяем расход тепла в первый период. Количество тепла на нагрев материала

$$Q_м = V\gamma_{сух}c(\vartheta_2 - \vartheta_1) =$$
$$= 4 \cdot 450 \cdot 0{,}33\,(120 - 0) = 71\,200 \text{ ккал}.$$

Количество тепла на нагрев транспортных средств

$$Q_{тр} = G_{тр}c_{тр}(\vartheta''_{тр} - \vartheta'_{тр}) =$$
$$= 500 \cdot 0{,}11\,(120 - 0) = 6\,600 \text{ ккал}.$$

Количество тепла на нагрев петролатума, добавляемого в ванну взамен поглощаемого древесиной, из расчета 20 *кг* на 1 *м*³ древесины

$$Q_{дп} = G'_п V c_п (t_2 - t_1) =$$
$$= 20 \cdot 4 \cdot 0{,}769\,(120 - 110) = 610 \text{ ккал}.$$

Для заглубленных ванн открытого типа потери тепла ограждениями определяются отдельно для боковых и торцовых стен, дна и зеркала испарения. Для определения потерь тепла в грунт необходимо найти суммарное термическое сопротивление стенок из кирпича и бетона, бетонной подушки и грунта (рис. 8-13), а также определить их эквивалентные диаметры:

$$d_1 = \frac{4F_1}{P_1} = \frac{4 \cdot 2 \cdot 1{,}6}{2 + 1{,}6 + 2} = 2{,}28 \text{ м};$$

$$d_2 = \frac{4F_2}{P_2} = \frac{4 \cdot 2 \cdot 2}{2 + 2 + 2} = 2{,}67 \text{ м};$$

$$d_3 = \frac{4F_3}{P_3} = \frac{4 \cdot 2 \cdot 2{,}2}{2 + 2{,}2 + 2} = 2{,}84 \text{ м}.$$

В этих формулах F_1, F_2 и F_3 — площади поперечных сечений заглубленных частей ограждений ванны, *м*², а P_1, P_2 и P_3 — их периметры, *м*. Выполняя приближенный расчет, используем формулу для тепловых потерь труб, уложенных в грунт.

Термическое сопротивление стенок из кирпича и бетона

$$R_к = \frac{1}{2\pi\lambda_к} \ln \frac{d_2}{d_1} = \frac{1}{2\pi 0{,}2} \ln \frac{2{,}67}{2{,}28} = 0{,}0541;$$

$$R_б = \frac{1}{2\pi\lambda_б} \ln \frac{d_3}{d_2} = \frac{1}{2\pi \cdot 1{,}1} \ln \frac{2{,}84}{2{,}67} = 0{,}0037;$$

для грунта

$$R_{гр} = \frac{1}{2\pi\lambda_{гр}} \ln \left[2\frac{h}{d_1} + \sqrt{\frac{4h^2}{d_1^2} - 1} \right] =$$

$$= \frac{1}{2\pi \cdot 1{,}5} \ln \left[\frac{2 \cdot 1}{2{,}28} + \sqrt{\frac{4 \cdot 1^2}{2{,}28^2}} \right] = 0{,}0001,$$

где h — глубина заложения ванны в грунт; h принимаем равной половине высоты ванны H (рис. 8-13) или 1 *м*.

Сумма

$$\Sigma R = 0{,}0541 + 0{,}0037 + 0{,}0001 = 0{,}058,$$

а расход тепла

$$q'_5 = \frac{(t_1 - t_0)\,l}{\Sigma R} =$$
$$= \frac{(120 - 15) \cdot 7}{0{,}058} = 12\,050 \text{ ккал/ч}.$$

Определим тепловые потери зеркала испарения. Коэффициент теплоотдачи при естественной конвекции

$$\alpha_к = \sqrt[4]{\frac{t_п - t_0}{d_н}} =$$
$$= \sqrt[4]{\frac{120 - 15}{1{,}6}} = 2{,}84 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град},$$

где $d_н$ — меньшая сторона зеркала испарения.

Введя коэффициенты 1,3 и 1,5, учитывающие расположение поверхности испарения и турбулизацию, получим:

$$\alpha_к = 2{,}84 \cdot 1{,}3 \cdot 1{,}5 = 3{,}55 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}.$$

Коэффициент теплоотдачи излучением

$$\alpha_и = 0{,}04 \varepsilon C_0 \left(\frac{T_м}{100}\right)^3 =$$

$$= 0{,}04 \cdot 0{,}9 \cdot 4{,}9 \left(\frac{340{,}5}{100}\right)^3 =$$

$$= 6{,}95 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град},$$

где $$T_м = \frac{T_п + T_{воз}}{2}$$

Тогда

$$\alpha = \alpha_к + \alpha_и = 5{,}55 + 6{,}95 =$$

$$= 12{,}5 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}.$$

Расход тепла с зеркала испарения ванны

$$q_5'' = \alpha F \Delta t = 12{,}5 \cdot 11{,}2 \cdot 105 = 14\,700 \text{ ккал/ч}.$$

Общее количество потерь тепла

$$q_5 = q_5'' + q_5' =$$

$$= 14\,700 + 12\,050 = 26\,750 \text{ ккал/ч}.$$

Тепловые потери в первый период

$$Q_5 = \tau_1 q_5 = 1{,}5 \cdot 26\,750 = 40 \cdot 125 \text{ ккал}.$$

Расход тепла в первый период

$$Q' = 71\,200 + 6\,600 + 610 + 40\,125 =$$

$$= 118\,535 \text{ ккал}.$$

Часовой расход тепла и пара

$$q' = \frac{Q'}{\tau_1} = \frac{118 \cdot 535}{1{,}5} = 76\,500 \text{ ккал/ч};$$

$$D = \frac{q'}{r} = \frac{76\,500}{510} = 150 \text{ кг/ч}.$$

Количество влаги, испаряющейся из древесины

$$W = \gamma_{сух} V \frac{w_н - w_к}{100 - w_к} =$$

$$= 450 \cdot 4 \cdot \frac{60 - 12}{100 - 12} = 980 \text{ кг}.$$

Количество нагреваемой в древесине влаги

$$W' = \gamma_{сух} V \frac{w_н}{100} = 450 \cdot 4 \cdot \frac{60}{100} = 1\,080 \text{ кг}.$$

Расход тепла на нагрев и испарение влаги из материала

$$Q_1 = W (r + c_п \Delta t) + W' \Delta t_в =$$

$$= 980 [539 + 0{,}528 (120 - 100)] +$$

$$+ 1\,080 \cdot (100 - 0) = 738\,000 \text{ ккал}.$$

Потери тепла в окружающую среду в период сушки

$$Q_5'' = q_5 \tau_2 = 26\,750 \cdot 10 = 267\,500 \text{ ккал}$$

Расход тепла в период сушки

$$Q'' = Q_1 + Q_5'' =$$

$$= 738\,000 + 267\,500 = 1\,005\,500 \text{ ккал}.$$

Часовые расходы тепла и пара:

$$q'' = \frac{Q''}{\tau_2} = \frac{1\,005\,500}{10} = 100\,550 \text{ ккал/ч};$$

$$D'' = \frac{q''}{r} = \frac{100\,550}{510} = 196 \text{ кг}.$$

Расход тепла в период разгрузки по условиям задания соответствует получасовым потерям тепла в окружающую среду:

$$Q''' = \frac{26\,750}{2} = 13\,375 \text{ ккал}.$$

Общий расход тепла за весь цикл

$$Q = Q' + Q'' + Q''' =$$

$$= 118\,535 + 1\,005\,500 + 13\,375 =$$

$$= 1\,139\,410 \text{ ккал}.$$

Расходы тепла и пара на 1 *кг* испаренной влаги без учета тепла на нагрев петролатума и ограждений сушилки после ее длительных остановок

$$q = \frac{Q}{W} = \frac{1\,139\,410}{980} = 1\,160 \text{ ккал/кг};$$

$$D = \frac{Q}{r_i W} = \frac{1\,139\,410}{510 \cdot 980} = 2{,}28 \text{ кг/кг}.$$

Расход тепла на нагрев петролатума до температуры, с которой он поступает в бак, и далее его нагрев до рабочей температуры в ванне для одной ванны, если он остынет до температуры помещения:

$$Q_п = G_п c_п (t_п - t_0) =$$

$$= 11\,000 \cdot 0{,}769 (120 - 15) = 890\,000 \text{ ккал}.$$

Расход тепла на нагрев ограждений после длительной остановки (приближенно)

$$Q_б = G_0 c_0 \Delta \vartheta_0 = 15\,000 \cdot 0{,}3 \cdot 40 = 180\,000 \text{ ккал}.$$

Всего дополнительный расход составляет без учета потерь тепла в окружающую среду:

$$Q_н \approx Q_п + Q_б =$$

$$= 890\,000 + 180\,000 = 1\,070\,000 \text{ ккал}.$$

Если останавливать ванну после каждого цикла, то расходы тепла и пара (без учета потерь тепла в котельной и трубо-

Таблица 8-6

t, °С	λ, ккал/м·ч·град	γ, кг/м³	c, ккал/кг·град	$a\cdot10^4$, м²/ч	$\beta\cdot10^4$, °С	ν, см²/сек
10	—	—	0,694	—	7	—
20	0,230	920	0,700	3,58	7	—
50	0,222	908	0,730	3,35	7	—
90	0,214	893	0,754	3,17	7	0,093
110	0,209	885	0,766	3,08	7	0,066
130	0,205	880	0,778	2,99	7	0,050
150	0,202	870	0,790	2,94	7	0,042
170	0,199	—	0,802	—	7	—

проводах) на 1 *кг* испаренной влаги составят:

$$q = \frac{Q + Q_в}{W} =$$

$$= \frac{1\,139\,410 + 1\,070\,000}{980} = 2\,250 \text{ ккал/кг};$$

$$D = \frac{2\,250}{510} = 4{,}43 \text{ кг/кг}.$$

Это показывает, какое большое значение имеет непрерывность работы ванн.

Для определения поверхности нагрева подогревателя петролатумной ванны находим коэффициент теплообмена от пара к стенке:

$$\alpha_1 = 0{,}72B\frac{\sqrt[4]{r}}{\sqrt[4]{d\Delta t}} = 0{,}72\cdot2\,370\,\frac{4{,}76}{0{,}045\cdot5} =$$

$$= 11\,840 \text{ ккал/м}^2\cdot\text{ч}\cdot\text{град},$$

где

$$B = \sqrt[4]{\frac{\gamma^2\lambda^2}{\mu}},$$

и далее коэффициент теплообмена от стенки к петролатуму.

Для условий естественной конвекции петролатума α_2 можно определить по упрощенной формуле

$$\mathrm{Nu} = c\,(\mathrm{Gr}\cdot\mathrm{Pr})^n,$$

откуда

$$\alpha_2 = \frac{\mathrm{Nu}_f\lambda}{d}.$$

При

$$(\mathrm{Gr}\cdot\mathrm{Pr}) = 5\cdot10^2 \div 2\cdot10^7 \quad C = 0{,}54; \qquad n = 1/4;$$

при

$$(\mathrm{Gr}\,\mathrm{Pr}) = 2\cdot10^7 \div 10^{13} \quad C = 0{,}135; \qquad n = 1/3.$$

Здесь:

$\mathrm{Nu} = \frac{\alpha_2 d}{\lambda}$ — критерий Нуссельта;

$\mathrm{Gr} = \frac{gd^3}{\nu^2}\beta\Delta t$ — критерий Грасгофа;

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

g — ускорение силы тяжести, *м/ч²*;

ν — коэффициент кинематической вязкости, *м²/ч*;

β — коэффициент объемного расширения, *1/град*;

Δt — разность температур петролатума и стенки, °С;

$a = \frac{\lambda}{c\gamma}$ — коэффициент температуропроводности, *м²/ч*.

Для петролатума отсутствуют теплофизические константы, поэтому расчет приходится вести по родственной жидкости, в качестве которой нами взят парафин с константами, приведенными в табл. 8-6.

Для условий задачи и пользуясь таблицей, определяем:

$$\mathrm{Gr} = \frac{7\cdot10^{-4}\cdot51^3\cdot10^{-9}\cdot3\,600^2\cdot9\cdot8\cdot17}{2{,}09^2\cdot10^{-4}} =$$

$$= 460\,000;$$

$$\mathrm{Pr} = \frac{0{,}0209\cdot0{,}769\cdot882}{0{,}207} = 68{,}5;$$

$$(\mathrm{Gr}\,\mathrm{Pr}) = 460\cdot10^3\cdot68{,}5 = 3{,}15\cdot10^7;$$

отсюда

$$C = 0{,}135; \quad n = 1/3;$$

$$\mathrm{Nu}_f = 0{,}135\,(31{,}5\cdot10^6)^{1/3} =$$

$$= 0{,}135\cdot3{,}16\cdot10^2 = 42{,}5;$$

$$\alpha_2 = \frac{42\cdot5\cdot0{,}207}{0{,}051} = 173 \text{ ккал/м}^2\cdot\text{ч}\cdot\text{град}.$$

Тогда

$$k = \frac{1}{\frac{1}{11\,820} + \frac{0{,}003}{39} + \frac{1}{173}} =$$

$$= 171 \text{ ккал/м}^2\cdot\text{ч}\cdot\text{град}.$$

Загрязнения труб, а также возможное коксование петролатума на стенках труб учитываем коэффициентом 1,05:

$$k = \frac{171}{1{,}05} = 163 \text{ ккал/м}^2\cdot\text{ч}\cdot\text{град}.$$

Разность температур насыщенного пара и петролатума

$$\Delta t = 143 - 120 = 23° \text{ С}.$$

Поверхность нагрева для максимального часового расхода пара

$$F = \frac{100\cdot550}{163\cdot23} = 27{,}8 \text{ м}^2.$$

ГЛАВА ДЕВЯТАЯ

СУШКА МАТЕРИАЛОВ В ЗАМОРОЖЕННОМ СОСТОЯНИИ СУБЛИМАЦИЕЙ (молекулярная сушка)

9-1. Механизм и схемы сублимационной сушки материалов

За последние годы получил промышленное применение способ сушки ряда пищевых, медицинских и химических веществ в замороженном состоянии в условиях вакуума (1,0—0,1 *мм рт. ст.*)*. Этот способ сушки, называемый сушкой сублимацией, позволяет сохранить основные биологические качества сушимого материала, что имеет важное значение для создания запасов и сохранения продуктов питания, так как высушенный таким способом материал может сохраняться значительное время.

Метод сушки сублимацией, или молекулярная сушка, впервые был предложен советским инженером Г. И. Лаппа-Старженецким, получившим в 1921 г. патент на этот метод. Однако из-за недостаточно развитой в то время вакуумной техники и техники получения холода он не получил промышленного распространения.

Сублимацией называется процесс испарения твердого тела без его плавления, минуя жидкую фазу. Применительно к процессу сушки сублимация влажного материала — процесс сушки его в замороженном состоянии (сублимация льда, находящегося внутри материала).

Как известно, состояние воды может определяться тремя фазами: твердой, жидкой и газообразной, которые могут существовать как самостоятельно, так и совместно. Точка одновременного существования трех фаз называется тройной точкой. Для воды она характеризуется температурой 0,0098° С и парциальным давлением пара 4,58 *мм рт. ст.* Сублимация происходит при состоянии веществ ниже этой точки на диаграмме. Из этой диаграммы (рис. 9-1) видно, что если нагревать вещество (линия *FD*) в твердом состоянии при постоянном давлении ниже давления тройной точки, то при достижении точки *D* произойдет испарение твердого тела, называемое возгонкой или сублимацией. При обратном процессе (*ED*) при достижении точки *D* будет происходить кристаллизация пара без перехода в жидкое состояние.

Сущность применения вакуума при сушке сублимацией состоит в том, что при этом соответственно падает и температура фазового перехода, что хорошо видно из табл. 9-1; происходит быстрое замораживание и испарение влаги в начальный момент. Из этого следует также, что при подводе тепла в условиях значительного вакуума можно создать и бо́льшие разности температур между материалом и источником тепла по сравнению с обычной вакуумной сушкой.

Однако не следует считать, что сушка сублимацией возможна толь-

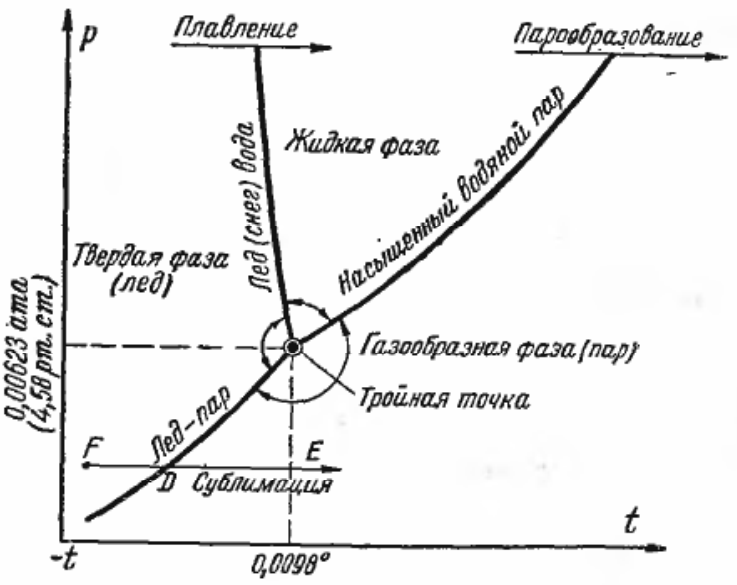


Рис. 9-1. Изменение состояния влаги в диаграмме *pt*.

* Остаточное давление в рассмотренных ранее вакуум-сушилках в большинстве случаев составляет не менее 100 *мм рт. ст.* В установках для получения жидких газов (O_2, N_2) и специальных установках глубокого вакуума остаточное давление может составлять 10^{-4} *мм рт. ст.* и ниже.

Таблица 9-1

Зависимость температуры сублимации льда от давления окружающей среды

Давление, *мм рт. ст*	Температура сублимации, ° С
4,6	0,0098
1,0	—17,50
0,1	—39,3
0,001	—57,6

ко в условиях значительного вакуума. Еще в XVI—XVII вв. в зимнее время на открытом воздухе производилась сушка кож и тканей в замороженном состоянии. В этом случае разность температур $\Delta t = t^c - t^м$ была очень мала (близка к нулю), поэтому такая сушка была очень длительной и промышленного применения не получила.

Исследования показали (рис. 9-2), что при постоянной температуре среды интенсивность испарения, продолжительность сушки или скорость отвода паров испаряющегося льда возрастает с уменьшением давления.

Если рассмотреть график, характеризующий работу сублиматора, представленный на рис. 9-2, показывающий изменение параметров влажного материала, окружающей среды и температуры излучающих плит, то можно видеть, что весь процесс сушки можно довольно четко разделить на три периода.

I — период самозамораживания, когда в результате снижения давления в сушильной камере происходит замораживание влаги в материале; при этом резкое снижение давления приводит к интенсивному испарению влаги с поверхности материала; при самозамораживании обычно испаряется до 10—15% всей удаляемой влаги;

II — период сублимации, аналогичный периоду постоянной скорости сушки;

III — период испарения остаточной влаги.

Процесс переноса влаги при сублимации существенно отличается от

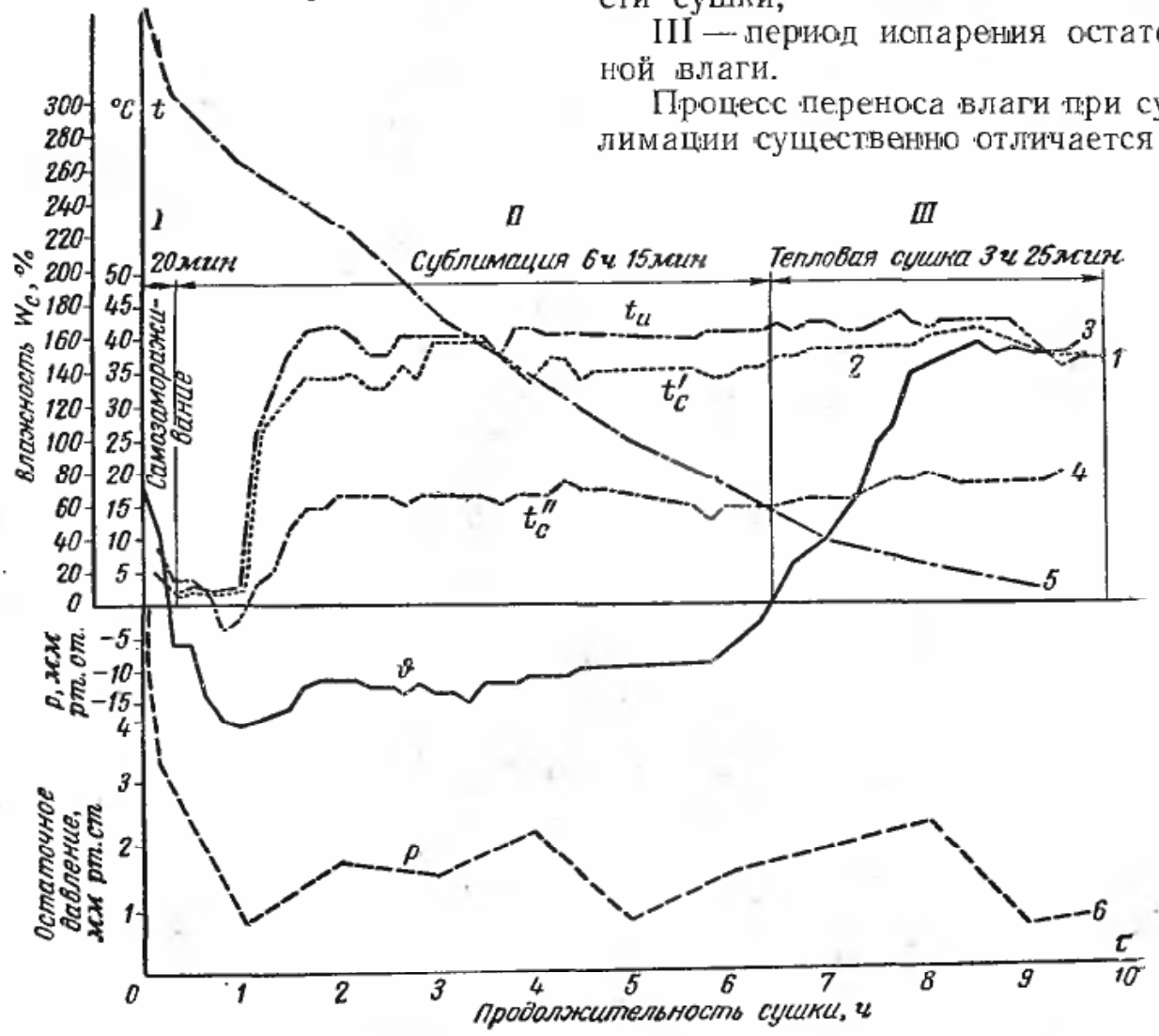


Рис. 9-2. График работы сублиматора при сушке мясного фарша на Ростовском заводе «Смычка».

1 — температура греющей плиты $t_и$; *2* — температура среды между плитами t'_c; *3* — температура продукта ϑ; *4* — температура среды при выходе из сублиматора t''_c; *5* — влажность продукта *w*; *6* — остаточное давление в сублиматоре *p*.

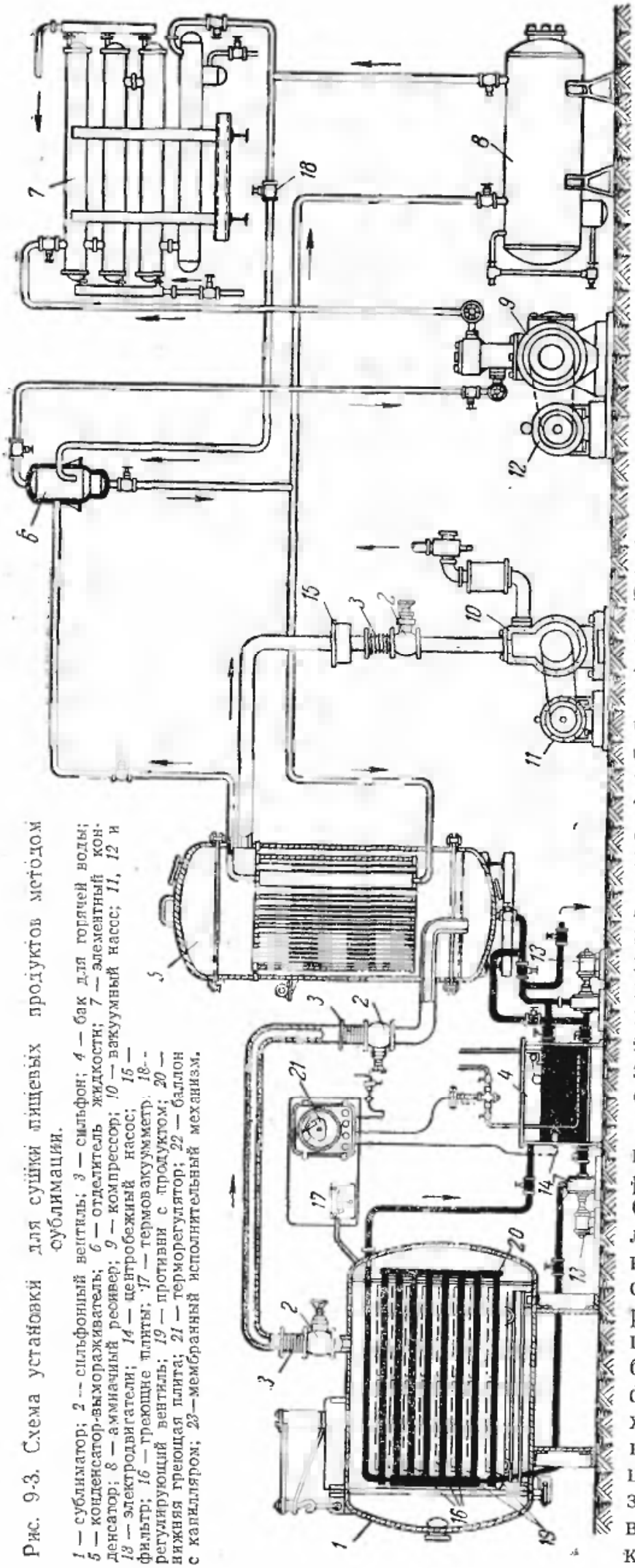


Рис. 9-3. Схема установки для сушки пищевых продуктов методом сублимации.

1 — сублиматор; *2* — сильфонный вентиль; *3* — сильфон; *4* — бак для горячей воды; *5* — конденсатор-вымораживатель; *6* — отделитель жидкости; *7* — элементный конденсатор; *8* — аммиачный ресивер; *9* — компрессор; *10* — вакуумный насос; *11*, *12* и *13* — электродвигатели; *14* — центробежный насос; *15* — фильтр; *16* — греющие плиты; *17* — термовакуумметр; *18* — регулирующий вентиль; *19* — противни с продуктом; *20* — нижняя греющая плита; *21* — терморегулятор; *22* — баллон с капилляром; *23* — мембранный исполнительный механизм.

переноса влаги при обычных атмосферных способах сушки. При сублимации перенос пара от поверхности испарения происходит путем эффузии, т. е. при таком движении молекул пара, когда они не сталкиваются друг с другом. Достоинством сублимационной сушки материалов являются сохранение основных биологических качеств сушимого материала, а также незначительный расход ($q = 500 \div 550$ *ккал/кг* влаги) низкопотенциального тепла (при температуре 40—50° С). Недостатками являются: относительно высокая стоимость сушки, сложность и громоздкость установки и ее вспомогательного оборудования (холодильной установки), более высокие требования к квалификации эксплуатационного персонала, а также больший расход электроэнергии по сравнению с другими способами сушки (кроме токов высокой частоты). На рис. 9-3 приведена принципиальная, а на рис. 9-4—развернутая схема опытной промышленной сублимационной сушильной установки завода «Смычка» в г. Ростове-на-Дону.

Сублиматор этой установки, показанный на рис. 9-5 представляет собой горизонтальную цилиндрическую сушильную камеру с одной сферической крышкой и приваренным сферическим днищем. Крышка откидными болтами прижимается к фланцу аппарата, снабженному для герметизации прокладками из специальной вакуумной резины, которая помещена в двух концентрических канавках.

На крышке имеются два смотровых окна. Внутри сублиматора находится этажерка, состоящая из 14 пустотелых плит, предназначенных для установки противней с высушиваемым материалом. На каждую плиту устанавливается по четыре противня. Внутрь плит подается горячая вода для радиационного подогрева продукта в процессе сушки. Противни имеют снизу бортики высотой 10 *мм*, предотвращающие контакт рабочей поверхности противня с горячими плитами. Аппарат имеет два патрубка диаметром 150 и 100 *мм* для откачки паровоздушной смеси.

Конденсатор-вымораживатель установки представляет собой вертикальный цилиндрический резервуар, закрытый сверху и снизу съемными сферическими крышками с прокладками из вакуумной резины (рис. 9-6).

Внутри резервуара находится трубчатый аммиачный охладитель, имеющий 148 труб диаметром 51/57 *мм*. Охладитель жестко соединен с цилиндром только верхней решеткой. По трубкам проходит паровоздушная смесь, а межтрубное пространство заполняется аммиаком. В верхней и нижней трубных решетках расположено по одной трубе, концы которых выведены наружу. Через эти трубы конденсатор включается в систему аммиачной холодильной установки.

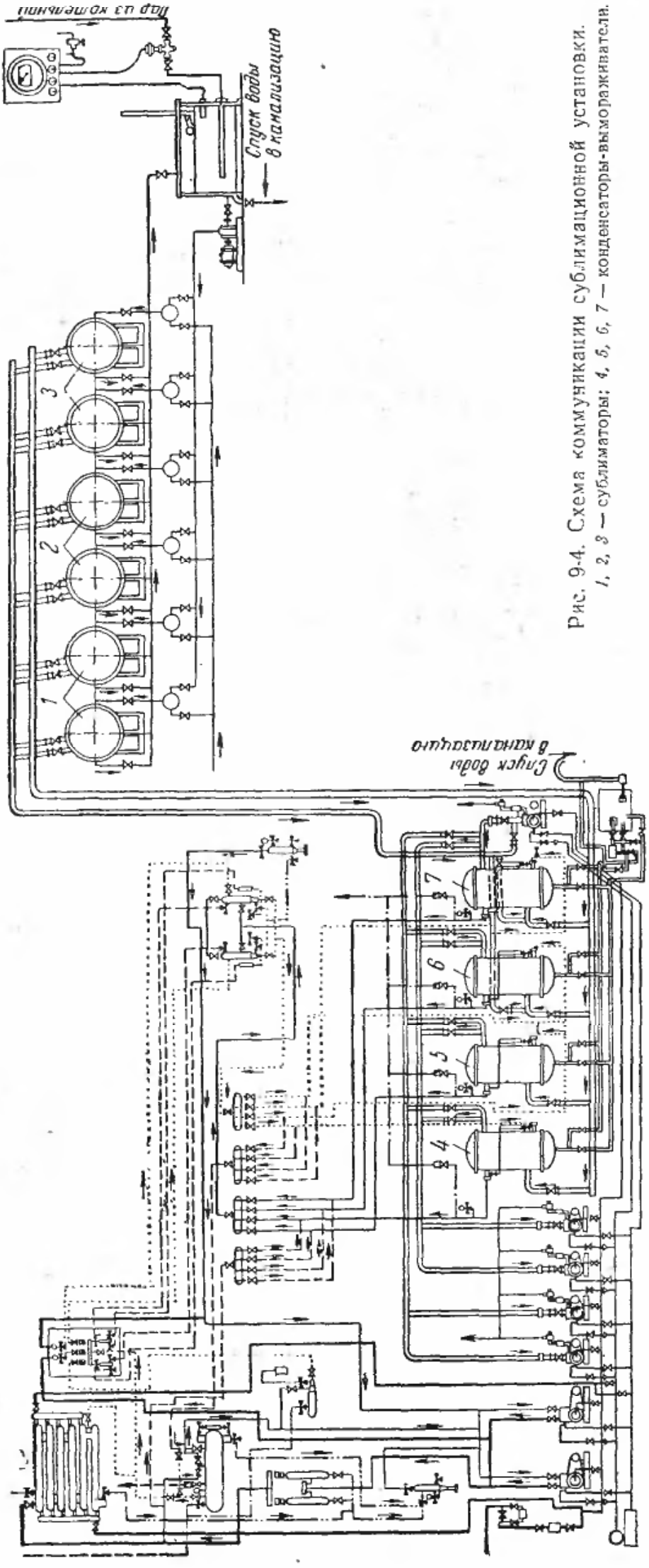


Рис. 9-4. Схема коммуникации сублимационной установки.
1, 2, 3 — сублиматоры; *4, 5, 6, 7* — конденсаторы-вымораживатели.

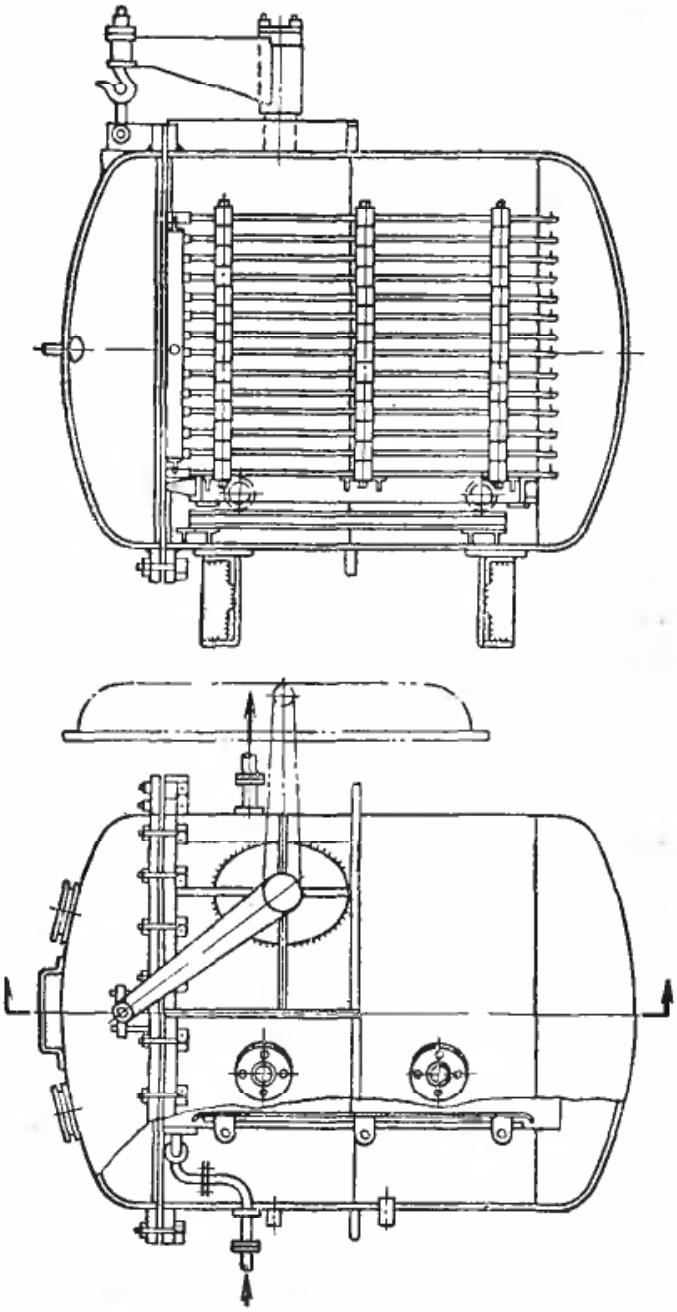


Рис. 9-5. Сублиматор.

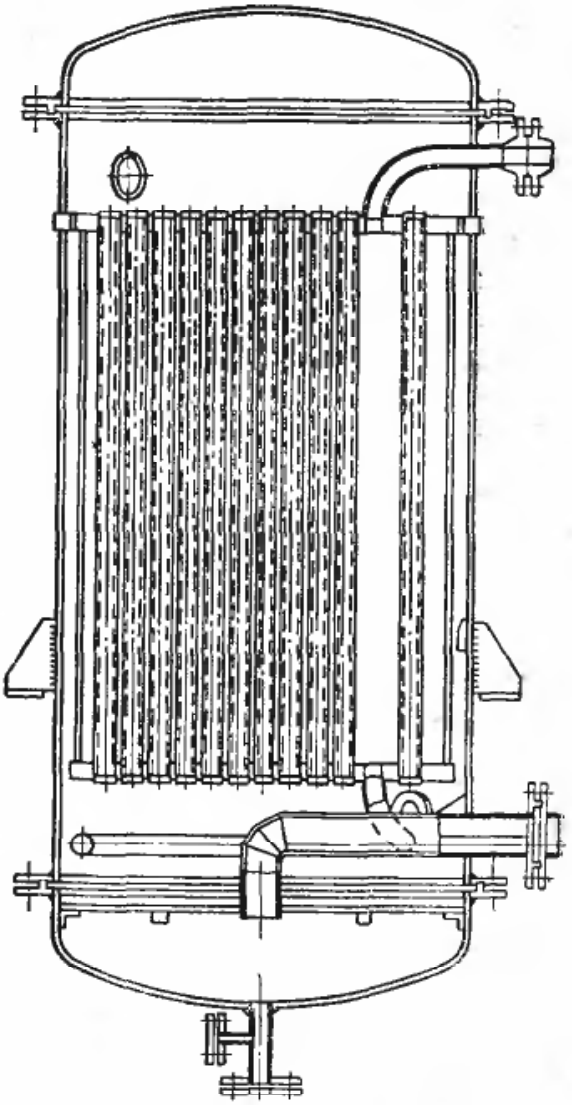


Рис. 9-6. Конденсатор-вымораживатель.

В верхней и нижней частях цилиндрического корпуса имеются два вакуумных штуцера: один из них — нижний диаметром 150 *мм* для подвода паровоздушной смеси и другой — для откачки вакуумным насосом неконденсирующихся газов и воздуха. В нижней части цилиндра установлена решетка для равномерного распределения поступающей паровоздушной смеси по трубам охладителя и расположены два смотровых окна для наблюдения за процессом намораживания и оттаивания льда.

Хладоагент поступает в межтрубное пространство охладителя, где он испаряется, а конденсация паров воды и замораживание их происходят в трубном пространстве и на наружной поверхности обечайки охладителя.

По проекту предусмотрено, что на поверхности конденсатора в течение 12 *ч* намораживается 220 *кг* льда (толщина слоя — до 5 *мм*).

Термоизоляции аппарат не имеет, так как наличие вакуума между кожухом охладителя и цилиндром корпуса является надежной теплоизоляцией. На практике получили применение терморадиационные сублимационные сушилки с непрерывной загрузкой и периодической выгрузкой материала. Схема такой сушилки представлена на рис. 9-7.

9-2. Тепловой расчет основных аппаратов сублимационных сушилок

Тепловой расчет сублимационной сушилки. В сублимационной сушилке в отличие от

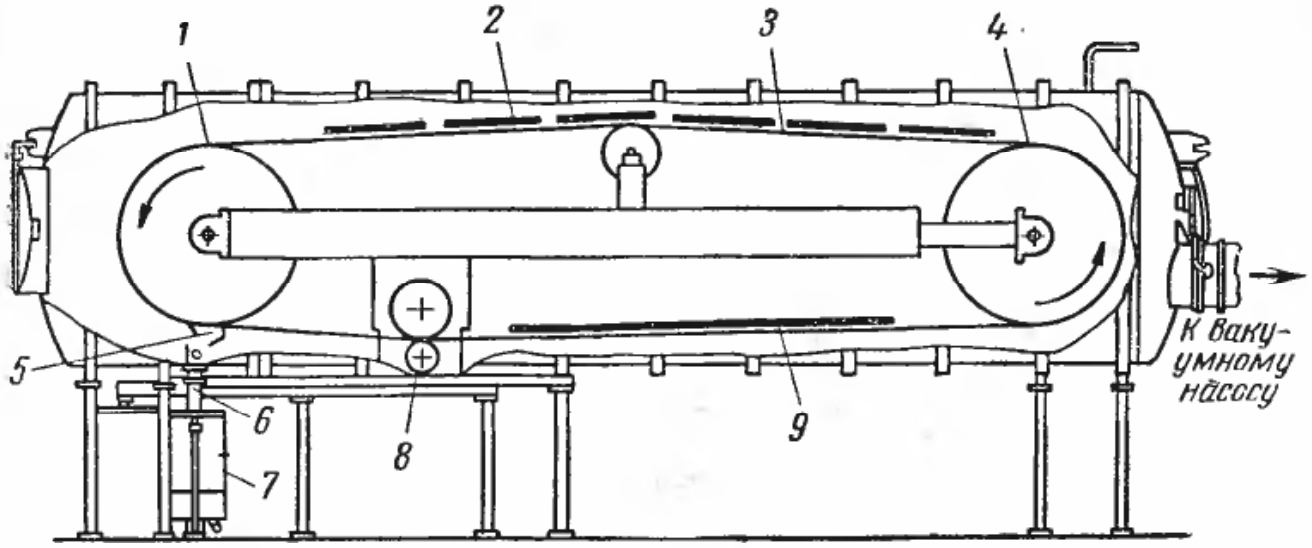


Рис. 9-7. Сублимационная установка с непрерывной загрузкой и периодической выгрузкой материала.

1 — контактное охлаждение ленты; *2* и *9* — излучатели; *3* — лента с сушимым материалом; *4* — контактный подогрев ленты; *5* — скребок; *6* — шлюз; *7* — приемник; *8* — питатель.

конвективной отсутствуют потери тепла с транспортными приспособлениями, в окружающую среду и с уходящим воздухом. Отличительной особенностью теплового расчета сублимационной сушилки является также то, что тепло, выделяемое в процессе самозамораживания материала, соответствует теплу, затраченному на испарение из него влаги в этот период. Количество тепла при сублимационной сушке определяется из уравнения теплового баланса

$$Q = (Q_{сз} + Q_{сб} + Q_{ов}) - (Q' + Q'') \text{ ккал/цикл}, \quad (9\text{-}1)$$

где $Q_{сз}$ — тепло, потребляемое в процессе самозамораживания, *ккал*;

$Q_{сб}$ — тепло, потребляемое в период сублимации, *ккал*;

$Q_{ов}$ — тепло на испарение остаточной влаги, *ккал*;

Q' — тепло, выделяемое из продукта в период его замораживания при охлаждении его от начальной температуры до температуры сублимации, *ккал*;

Q'' — тепло, выделяемое в период самозамораживания, *ккал*.

Так как $Q' + Q''$ целиком расходуются на испарение влаги в период самозамораживания, то $Q_{сз} = Q' + Q''$. Соответственно этому уравнение (9-1) может быть представлено в следующем виде:

$$Q = Q_{сб} + Q_{ов} \text{ ккал/цикл}.$$

Тепло в сушильной камере передается к материалу лучеиспусканием, теплопроводностью и конвекцией:

$$Q = Q_{луч} + Q_{т} + Q_{конв} \text{ ккал/цикл}. \quad (9\text{-}2)$$

Вне зависимости от условий (режима) сушки будет преобладать теплообмен излучением. Передача тепла к материалу в период сублимации осуществляется радиацией от нагретых плит, контактным путем или теплопроводностью от противня, на котором лежит материал, и конвекцией от движущейся около материала паровоздушной смеси. Наибольшее количество тепла (75—85%) передается материалу тепловой радиацией. Второе место занимает контактный подвод тепла к материалу противней, от плит, на которых они лежат. Наименьшее количество тепла передается конвекцией от испаряющихся паров и паровоздушной смеси из-за малой плотности их. Количество тепла, передаваемое третьим способом, составляет около 3—5%. В приближенных расчетах передачу тепла контактным и конвективным путем можно учесть коэффициентом $k = 1{,}2—1{,}25$ и для определения поверхности на-

грева сублиматора предложить следующую формулу:

$$F = \frac{Q}{k \cdot 4{,}9 \varepsilon_{пр} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] H} \; м^2, \qquad (9\text{-}3)$$

где $k = 1{,}2 \div 1{,}25$ — коэффициент, учитывающий контактный и конвективный подвод тепла к материалу;

T_1 и T_2 — температуры горячих плит и материала, °К;

H — взаимная излучающая поверхность плит и материала для данной конструкции; принимаем $H = 1$;

$\varepsilon_{пр}$ — приведенная степень черноты для данной системы:

$$\varepsilon_{пр} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{F_1 \cdot 1}{F_2 \varepsilon_2} - 1};$$

F_1 — излучающая поверхность плит, $м^2$;

F_2 — поверхность материла, воспринимающая лучистое тепло, $м^2$.

Расчет конденсатора. В конденсаторе сублимационной сушилки происходит не только конденсация водяных паров, но и замораживание влаги (кристаллизация). Необходимость замораживания влаги обусловлена тем, что вакуумные насосы, используемые в сублимационных установках в целях экономии электроэнергии, должны откачивать только воздух, проникающий через неплотности и неконденсирующиеся газы, выделяющиеся при сушке материала. Попадание влаги в насос ухудшает его работу, может вывести его из строя или ухудшить работу конденсаторов, от которых зависит работа всей сублимационной установки.

Общее количество тепла, отнимаемое в конденсаторе,

$$Q_к = W'(r + r_л) + W'c(t_п - t_л) \; ккал/ч, \qquad (9\text{-}4)$$

где W' — количество замерзающей влаги, $кг/ч$;

r — теплота конденсации влаги, $ккал/кг$;

$r_л$ — теплота плавления или затвердевания влаги, $ккал/кг$;

c — теплоемкость пара, $ккал/кг \cdot град$;

$t_п$ и $t_л$ — температура пара и намороженного льда, °С.

С другой стороны,

$$Q_к = kF\Delta t \; ккал/ч, \qquad (9\text{-}5)$$

где k — коэффициент теплопередачи от хладоагента к пару, $ккал/м^2ч \cdot град$;

Δt — разность температур испаряющегося аммиака и замерзающих паров, °С.

Поверхность конденсатора

$$F_к = \frac{Q_к}{k\Delta t}, \qquad (9\text{-}6)$$

где $Q_к$ — количество тепла, передаваемое в конденсаторе, $ккал/ч$;

Δt — разность температур среды и поверхности охлаждения конденсатора, °С;

k — коэффициент теплопередачи, $ккал/м^2ч \cdot град$:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{\delta_л}{\lambda_л} + \frac{1}{\alpha_2}};$$

$\delta_{ст}$ — толщина стенок трубок конденсатора, $м$;

$\lambda_{ст}$ — теплопроводность материала трубок, $ккал/м \cdot град$;

$\delta_л$ — средняя толщина льда на трубках, $м$;

$\lambda_л$ — теплопроводность льда, $ккал/м \cdot ч \cdot град$.

В запроектированных в настоящее время схемах (рис. 9-6) конденсатор сублимационной установки является испарителем холодильной установки, поэтому в этой формуле α_1 — коэффициент теплообмена между испаряющимся аммиаком и стенками конденсатора — можно приближенно определить по следующей формуле Г. К. Кружилина:

$$\alpha_1 = 4{,}2(1 + 0{,}007t_0)\, q^{0{,}7} \; ккал/м^2 \cdot ч \times \times град, \qquad (9\text{-}7)$$

которая справедлива в диапазоне температур кипения аммиака от —40 до 0° С. Необходимо предварительно задаться поверхностью нагрева конденсатора, так как $q = \frac{Q}{F}$, а также t_0 — температурой трубок конденсатора, °С; α_2 — коэффициент теплообмена между конденсирующимися и замерзающими парами влаги и образующейся на стенках трубки поверхностью льда — можно определить из уравнения

$$\alpha_2 = \frac{2{,}75\lambda q'}{\mu g \cdot 3\,600} \times \left(\frac{T_c - T_л}{T_c}\right)^{-1{,}1} \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}, \quad (9\text{-}8)$$

где λ — теплопроводность паровоздушной смеси, *ккал/м·ч·град*;

μ — коэффициент динамической вязкости пара, *кг·сек/м²*;

q' — интенсивность конденсации, *кг/м²·ч*;

g — ускорение силы тяжести, *м/сек²*;

T_c — температура насыщенного пара, °К;

$T_л$ — температура поверхности охлаждения или льда, °К.

Интенсивность испарения

$$q' = \frac{W}{nF_к},$$

где W — количество влаги, замораживаемой в конденсаторе, *кг/ч*;

n — число конденсаторов.

Намораживание льда на поверхности трубок конденсатора приводит к ухудшению его работы, что отрицательно сказывается на работе всей установки. Для бесперебойной работы устанавливают два или четыре конденсатора, которые работают попеременно. Оттаивание льда может осуществляться или горячими парами аммиака, которые могут иметь температуру 30—35° С (в этом случае конденсатор-замораживатель превращается как бы в конденсатор холодильной установки), или острым паром, выпускаемым непосредственно в замороженную область конденсатора, что быстрее, но требует расхода греющего пара. Количество тепла, необходимое для оттаивания льда в конденсаторе,

$$Q_0 = G_л r_л + G_л c_л (t_в - t_л) + G_т c_т (\vartheta''_{ст} - \vartheta'_{ст}) \text{ ккал/период}, \quad (9\text{-}9)$$

где $G_л$ — количество намороженного льда, *кг*;

$r_л = 80$ — теплота плавления льда, *ккал/кг*;

$c_л = 0{,}52$ теплоемкость льда, *ккал/кг·град*;

$t_в$ — температура воды, образующейся после таяния льда, °С;

$t_л$ — температура таяния льда, °С;

$G_т$ — вес трубок конденсатора-замораживателя, *кг*;

$\vartheta'_{ст}$ и $\vartheta''_{ст}$ — начальная и конечная температуры стенок, °С;

$c_т$ — теплоемкость стальных трубок, *ккал/кг·град*.

Количество намороженного льда

$$G_л = F_т \delta_л \gamma_л \text{ ккал/период}, \quad (9\text{-}10)$$

где $F_т$ — поверхность трубок, на которой образовался лед, *м²*;

$\delta_л$ — толщина слоя льда, *м* (обычно не допускают более 6—8 *мм*);

$\gamma_л = 920$ — удельный вес льда, *кг/м³*.

Коэффициент теплопередачи от конденсирующихся паров аммиака к тающему льду

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{\delta_л}{\lambda_л}} \text{ ккал/м}^2\text{ч} \cdot \text{град}, \quad (9\text{-}11)$$

где $\delta_{ст}$ и $\lambda_{ст}$, $\delta_л$ и $\lambda_л$ — соответственно толщины и теплопроводности стенок и льда;

α_1 — коэффициент теплоотдачи от конденсирующихся паров аммиака к стенкам трубки:

$$\alpha_1 = 1{,}177 \sqrt[3]{\frac{r\gamma^2\lambda^3}{\mu q_F}} = 1{,}177\beta \frac{1}{\sqrt[3]{q_F}} \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град}, \quad (9\text{-}12)$$

где r — теплота конденсации паров аммиака при заданных параметрах *ккал/кг*;

γ — удельный вес аммиака, *кг/м³*;

λ — теплопроводность паров аммиака, *ккал/м·ч·град*;

μ — динамическая вязкость паров аммиака, *кг·сек/м²*;

q_F — тепловая нагрузка конденсатора в нормальных условиях его работы, *ккал/м²·ч*:

$$q_F = \frac{Q}{F},$$

где Q — количество тепла, воспринимаемое конденсатором, *ккал/ч*.

Время, необходимое для оттаивания конденсатора при обогреве конденсирующимися парами аммиака,

$$\tau_{от} = \frac{Q_0}{kF_к \Delta t}\ ч, \qquad (9\text{-}13)$$

где Q_0 — количество тепла, необходимое для оттаивания льда, *ккал/ч*;

Δt — температурный напор, °С.

Время откачки парогазовой среды для создания вакуума в сублиматоре можно определить по формуле

$$\tau_к = K \frac{V}{B_э} 2,3 \lg \frac{p_б - p_0}{p_c - p_0}\ ч, \qquad (9\text{-}14)$$

где V — объем сублиматора, *л*;

$B_э$ — действительная скорость откачки, *л/сек*;

$p_б$ — барометрическое давление, *мм рт. ст.*;

p_0 — предельное давление, создаваемое насосом, *мм*;

p_c — заданное давление в сублиматоре, *мм рт. ст.*;

K — коэффициент запаса.

Определение времени откачки позволяет правильно выбрать необходимые размеры сублиматора и производительность вакуум-насоса.

Пример 9-1. Определить поверхности нагрева сублиматора и конденсатора для следующих условий. Сушимый материал — кусковая рыба и фарш. Количество испаряемой влаги за процесс сушки $W=400$ *кг*. Начальное влагосодержание на сухой вес $w_1^c=400\%$, конечное $w_2^c=6,5\%$. Продолжительность сушки $\tau=12$ *ч*; продолжительность загрузки и выгрузки $\tau'=1{,}4$ *ч*. Количество удаляемой влаги и продолжительность каждого периода сушки: самозамораживание — 20,6%; $W_{сз}=82,5$ *кг*; $\tau_1=1,5$ *ч*; сублимация — 64,4%; $W_{сб}=257,5$ *кг*; $\tau_2=7,5$ *ч*; удаление остаточной влаги — 15,0%; $W_{о.в}=60$ *кг*; $\tau_3=3$ *ч*. Температура сублимации $t_{сб}=-10°$ С; температура обогреваемых плит $t_п=+40°$ С; температура окружающей среды около сублимируемого материала $t_c=+15°$ С.

Количество продукта, загружаемого на 1 *м²* противней, составляет $G'=4,7$ *кг* на начальный вес материала. Площадь противней, размещаемых в одном сублиматоре, $f=16,8$ *м²*. Обогрев плит производится горячей водой. Температурный перепад $\Delta\theta$ для определения расхода воды принять равным 5° С.

Решение:

Количество материала, поступающего на сушку за один цикл,

$$G_1 = W \frac{100 + w_1^c}{w_1^c - w_2^c} =$$

$$= 400 \frac{100 + 400}{400 - 6,5} = 508\ кг/цикл.$$

Количества влаги, удаляемые в каждый период сушки в час:

а) при самозамораживании

$$W_{сз} = \frac{82,5}{1,5} = 55\ кг/ч;$$

б) при сублимации

$$W_{сб} = \frac{257,5}{7,5} = 34,2\ кг/ч;$$

в) при испарении остаточной влаги

$$W_{о.в} = \frac{60}{3} = 20\ кг/ч.$$

Тепло, потребное в период сублимации,

$$q_{сб} = rW_{сб} = 680 \cdot 34,2 = 23\,200\ ккал/ч,$$

а за весь период сублимации

$$Q_{сб} = 680 \cdot 257,5 = 174\,000\ ккал.$$

Тепло, расходуемое в период испарения остаточной влаги,

$$Q_{о.в} = rW_{о.в} = 591 \cdot 60 = 35\,460\ ккал.$$

Количество тепла, необходимое для сушки,

$$Q = Q_{сб} + Q_{о.в} = 174\,000 + 35\,460 =$$

$$= 209\,460\ ккал/процесс.$$

$$q = \frac{209\,460}{400} \approx$$

$$\approx 500\ ккал/кг$$ испаренной влаги.

Поверхность нагрева сублиматора рассчитывается по формуле (9-3).

Для конструкции сублиматора по рис. 9-5 можно принять, что излучающая поверхность плит равна поверхности противней ($F_1=F_2$); степень черноты для плиты $\varepsilon_1=0{,}96$ и степень черноты для рыбы $\varepsilon_2=0{,}9$, откуда

$$\varepsilon_{пр}=\frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1}+\frac{1}{\varepsilon_2}-1}=0{,}87;$$

приняв $k=1{,}2$, получим:

$$F_1=\frac{23\,200}{1{,}2\cdot 4{,}9\cdot 0{,}87\left[\left(\frac{273+40}{100}\right)^4-\left(\frac{273-10}{100}\right)^4\right]}=95$$

Необходимая площадь загрузки рыбы

$$F_2=\frac{G_1}{G_1'}=\frac{508}{4{,}8}=106\ м^2.$$

Количество сублиматоров

$$n=\frac{106}{16{,}8}=6.$$

По расчету поверхность нагрева плит получилась меньше ($95<106$) поверхности противней, на которые может быть уложена эта рыба. Увеличив поверхность плит, можно снизить их температуру и изменять тепловой режим в достаточно широких пределах. Количество воды, подаваемой в греющие плиты,

$$G=\frac{Q}{\Delta\vartheta}=\frac{23\,200}{5}=4\,640\ л/ч,$$

или $4{,}64\ м^3/ч$.

Пример 9-2. Определить поверхность конденсатора и продолжительность оттаивания в нем льда с помощью паров аммиака для сублимационной сушилки, описанной в предыдущем примере, при следующих дополнительных условиях.

Для обеспечения бесперебойной работы сублиматоров устанавливаются четыре конденсатора, из которых в период самозамораживания работают три, а в период сублимации — два: один конденсатор во всех случаях находится на оттаивании, а один может быть в резерве. Конденсаторы — трубчатые. Диаметр трубок $d=57/51$ *мм*. В качестве охлаждающей жидкости применяется аммиачный раствор. Температура испаряющегося аммиака $t_a^н=-23°$ С, а конденсирующегося $t_a^к=+30°$ С. Температура трубок со стороны испаряющегося аммиака $t_0=-20°$ С. Температура конденсирующегося насыщенного пара при $p=1{,}55$ *мм рт. ст.* $t_c=-12°$С, или $T_c=261°$ К. Температура льда, образующегося на стенках трубки, $t_л=-18°$ С, или $T_л=255°$ К. Начальная и конечная температуры стенок трубок в период таяния льда: $\vartheta'=t_0=-20°$ С; $\vartheta''=+10°$ С. Температура воды, образующейся после таяния льда, $t_в=+5°$ С. Количество тепла, отводимое конденсатором,

$$Q_к=W_{сз}(r+r_{пл})+W_{сз}c_в(t_п-t_л)=$$
$$=55(600+80)+55\cdot 0{,}4\,[15-(-18)]=$$
$$=38\,000\ ккал/ч.$$

В период самозамораживания, когда выделяется максимальное количество влаги, работают три конденсатора-замораживателя.

В каждый конденсатор поступает

$$W'_{сз}=\frac{W_{сз}}{3}\approx 18{,}33\ кг/ч.$$

Теплосъем с каждого конденсатора

$$Q'_к=\frac{Q_к}{3}=\frac{38\,000}{3}\approx 12\,700\ ккал/ч.$$

Коэффициент теплообмена от паровоздушной замерзающей смеси к поверхности льда по формуле (9-8)

$$\alpha_1=\frac{2{,}75\lambda q'}{\mu g\cdot 3\,600}\left(\frac{T_c-T_л}{T_c}\right)^{-1{,}1}=$$
$$=\frac{2{,}75\cdot 2\cdot 10^{-2}\cdot 0{,}46}{1{,}2\cdot 10^{-6}\cdot 9{,}81\cdot 3\,600}\times$$
$$\times\left(\frac{261-255}{261}\right)^{-1{,}1}=31\ ккал/м^2\cdot ч\cdot град,$$

где

$$q'=\frac{W'_{сз}}{F}=\frac{18{,}33}{40}=0{,}46\ кг/м^2\cdot ч.$$

В этой формуле λ и μ из-за отсутствия данных взяты при температуре 100° С и при давлении 1 *ата*. Коэффициент теплообмена от стенок к испаряющемуся аммиаку по формуле (9-7) $\alpha_2=4{,}2(1+0{,}007\,t_0)\,q^{0{,}7}$ *ккал/м²·ч·град*,

где

$$q=\frac{Q'_к}{F}=320\ ккал/м^2\cdot ч;$$

$$\alpha_2=4{,}2\,[1+0{,}007(-20)]\cdot 276^{0{,}7}=$$
$$=200\ ккал/м^2\cdot ч\cdot град.$$

Коэффициент теплопередачи конденсатора

$$k=\frac{1}{\frac{1}{\alpha_1}+\frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}}+\frac{\delta_л}{\lambda_л}+\frac{1}{\alpha_2}}=$$
$$=\frac{1}{\frac{1}{31}+\frac{0{,}003}{39}+\frac{0{,}006}{1{,}935}+\frac{1}{200}}=$$
$$=26{,}5\ ккал/м^2\cdot ч\cdot град,$$

где $\delta_л$ — толщина льда; принята равной 6 *мм*;

$\lambda_л$ — теплопроводиость льда, равная 1,935 *ккал/м·ч·град*;

$\lambda_{ст}$ — теплопроводность стенки, равная 39,0 *ккал/м·ч·град*.

Средняя разность температур

$$\Delta t = t_к - t_а = (-12) - (-23) = 11^\circ \text{ С}.$$

Поверхность нагрева конденсатора

$$F = \frac{Q'_к}{k\Delta t} = \frac{12\,700}{26{,}5 \cdot 11} = 43{,}5 \ м^2,$$

что близко совпадает с принятым ранее значением. Количество тепла, необходимое для оттаивания льда по формуле (9-9)

$$Q_0 = G_л r_л + G_л c_л (t_в - t_л) + G_т c_т (\vartheta''_{ст} - \vartheta'_{ст}) = 220 \cdot 80 + 220 \cdot 0{,}52 \times [5 - (-18)] + 3\,000 \cdot 0{,}11\,[10 - (-20)] = 30\,200 \ ккал,$$

где

$$G_л = F_т \delta_л \gamma = 40 \cdot 0{,}006 \cdot 920 = 220 \ кг.$$

Коэффициент теплообмена от конденсирующихся паров аммиака к стенкам трубы по формуле (9-12)

$$\alpha_1 = 1{,}177 \sqrt[3]{\frac{r\gamma^2\lambda^3}{\mu q_F}} = 1{,}177 \sqrt[3]{\frac{273{,}6 \cdot 595{,}2^2 \cdot 0{,}4^3}{21{,}18 \cdot 10^{-6} \cdot 4\,500}} = 5\,500 \ ккал/м^2 \cdot ч \cdot град.$$

Коэффициент теплопередачи от конденсирующихся паров аммиака к тающему льду

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{\delta_л}{\lambda_л}} = \frac{1}{\frac{1}{5\,500} + \frac{0{,}003}{39} + \frac{0{,}006}{1{,}94}} = 260 \ ккал/м^2 \cdot ч \cdot град.$$

При температуре конденсирующихся паров аммиака $t_а^к = 30^\circ$ С и температуре тающего льда $t_л = 0^\circ$ С разность температур $\Delta t = 30 - 0 = 30^\circ$ С. Время на оттаивание льда

$$\tau = \frac{Q_0}{kF_к \Delta t} = \frac{30\,200}{260 \cdot 46 \cdot 30} = 0{,}1 \ ч, \text{ или } 6 \ мин.$$

ГЛАВА ДЕСЯТАЯ

СУШКА В ЭЛЕКТРИЧЕСКОМ ПОЛЕ ВЫСОКОЙ ЧАСТОТЫ И КОМБИНИРОВАННЫЕ СПОСОБЫ СУШКИ МАТЕРИАЛОВ

10-1. Область применения высокочастотной сушки материалов и термические эффекты, возникающие в материале в высокочастотном поле

Сушка в электрическом поле высокой частоты имеет то преимущество по сравнению с конвективной, что при этом способе сушки температура внутри материала может регулироваться и поддерживаться на необходимом уровне, мало зависящем от температуры на поверхности материала.

Температура и влажность окружающего воздуха могут регулироваться, как и при конвективной сушке. Это может быть осуществлено путем помещения высушиваемого материала и пластин конденсатора в сушильную камеру с регулируемыми параметрами.

Следовательно, в отличие от камерной конвективной сушки, при которой регулируются только температура и влажность на поверхности материала; при сушке в поле высокой частоты создается возможность регулировать и поддерживать более высокую температуру и внутри материала.

Высокочастотную сушку наиболее рационально применять для толстых материалов.

При нагреве токами высокой частоты температура материала в центре в большинстве практических случаев больше, чем на поверхности, поэтому при установившемся режиме количество тепла теплопроводностью от центральных слоев к периферийным при условии линейного распределения температур в материале составит:

$$q = \frac{\lambda}{R}(\vartheta_ц - \vartheta_п) = \frac{\lambda}{R}\Delta\vartheta \ ккал/м^2 \cdot ч,$$

где λ — теплопроводность материала;
R — половина его толщины;
$\vartheta_ц$ и $\vartheta_п$ — соответственно температуры в центре и на поверхности материала.

Пренебрегая количеством тепла, передаваемым через боковые и торцовые поверхности (при плотной укладке оно составит не более 6—10%), можно предположить, что объем V 1 $м^3$ материала равен:

$$V = FR,$$

или поверхность материала

$$F = \frac{V}{R} = \frac{1}{R}\frac{м^3}{м} = м^2;$$

подставив значение F в предыдущее уравнение, получим:

$$Q = qF = \frac{\lambda}{R^2}\Delta t.$$

Расход электроэнергии

$$Э = \frac{\lambda \Delta t}{860R^2}\ квт \cdot ч.$$

Это уравнение показывает что расход электроэнергии увеличивается с повышением Δt и уменьшается с увеличением толщины материала.

Применение токов высокой частоты позволяет во многих случаях значительно ускорить сушку материалов, однако этот способ требует значительных расходов электроэнергии (от 2,5 до 5 *квт·ч* на 1 *кг* испаренной влаги).

Как показали подсчеты, сушка в поле высокой частоты, даже при оптимальных условиях, в настоящее время для большинства материалов оказывается дороже конвективной в несколько (3—4) раз. Основываясь на значительных расходах электроэнергии, Государственная инспекция по промышленной энергетике и энергонадзору запретила применять высокочастотные установки для массовой сушки дешевых материалов, в том числе и древесины.

К недостаткам сушки токами высокой частоты следует отнести более сложное оборудование и обслуживание, а также необходимость соблюдения дежурным персоналом строгих правил по технике безопасности, связанных с эксплуатацией установки, работающей под высоким напряжением. Поэтому область применения высокочастотных сушильных установок должна быть в настоящее время ограничена специальными случаями, например конвейерной сушкой мелких дорогостоящих изделий, где другие способы не могут обеспечить общего ритма поточной линии и во всех случаях применения высокочастотного способа сушки требуются технико-экономический расчет и обоснование рациональности его применения.

Термические эффекты при сушке в поле токов высокой частоты. При сушке токами высокой частоты в сушимом материале происходят сложные молекулярные процессы. Материалы, подвергающиеся сушке, представляют собой сложные неоднородные тела — диэлектрики, включающие в свой состав иногда некоторое количество электролитов (водных растворов солей).

Все диэлектрики, которые практически следует рассматривать как полупроводники, обладают некоторой, хотя и незначительной, проводимостью, или активным сопротивлением, являющимся одной из констант, характеризующих данную материальную среду. Если электромагнитные волны распространяются через такую среду, то часть электромагнитной энергии будет этой средой поглощаться, причем количество поглощенной энергии зависит от величины проводимости среды. Величина проводимости среды определяется возможностью перемещения ионов и электронов внутри диэлектрика, а величина поглощения — тем «трением», которое сопровождает движение этих ионов внутри молекулярной среды под действием электрического поля. В результате этого «трения» электромагнитная энергия переходит в тепло[1]. В полупроводнике, кроме свободных зарядов, имеются связанные заряды, которые можно схематически разделить на четыре группы.

Первая группа характеризуется явлением электронной поляризации. Например, поляризацию атома водорода под действием электрического поля можно объяснить как смещение заряда и изменение его орбиты, вследствие чего в атоме возникают как бы некоторая пара сил и соответствующий дипольный момент.

Вторая группа связанных зарядов соответствует атомной поляризации, которая наблюдается в твердых кристаллических элементах и соответствует смещению разноименно заряженных атомов.

Третья группа соответствует дипольной поляризации молекул. В молекуле воды, так же как и в других молекулах, атомы могут быть симметричными, а молекула может быть нейтральной и наоборот; такая молекула также имеет дипольный момент.

Кроме дипольной поляризации молекул, большое значение в неоднородных материа-

[1] Подробнее см. Г. И. Сканави, Физика диэлектриков, ГИТЛ, 1949.

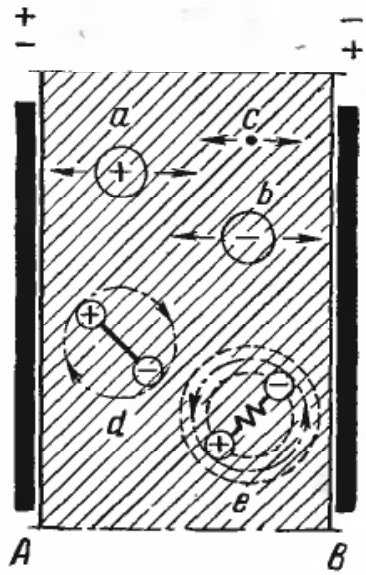


Рис. 10-1. Поведение электролитов и диэлектриков в поле высокой частоты.

a и *b* — ионы с положительными и отрицательными электрическими зарядами; *c* — электрон; *d* — жесткий диполь; *e* — упругий диполь.

лах может иметь поляризация областей со свободными зарядами, которые могут перемещаться в этой области и создавать определенный поляризационный момент, — ионная поляризация.

При постоянном напряжении ток проводимости устанавливается почти мгновенно. Кроме термического эффекта за счет проводимости среды, при сушке токами высокой частоты в диэлектрике могут возникать и другие эффекты. С точки зрения термического эффекта сушку в поле высокой частоты можно представить в виде следующей принципиальной схемы. Представим себе, что материал сложного органического строения помещен между обкладками конденсатора, в котором создается переменное электрическое поле высокой частоты (рис. 10-1). Сушимый материал состоит из ионов электролитов, электронов, а также полярных и неполярных молекул диэлектриков. Неполярные молекулы мы представим на схеме в виде жестких и упругих диполей. Для принципиального объяснения термических эффектов рассмотрим вначале поведение ионов и электронов. На рис. 10-1 показаны условно два иона: один (*b*) с отрицательным, а другой (*a*) с положительным зарядом и электрон *c*. Представим себе далее, что левая пластина *A* конденсатора имеет положительный, а правая *B* — отрицательный заряд; тогда ион *a* будет стремиться передвинуться вправо, а ион *в* и электрон *c* — влево. Но как только изменятся заряды пластин, эти же ионы и электроны будут стремиться передвинуться в обратном направлении. Таким возможным перемещением и будет определяться величина проводимости, а величина поглощения будет определяться тем «трением», которое сопровождает движение этих ионов и электронов внутри молекулярной среды под действием электрического поля.

Представим себе далее поведение дипольных молекул. Если левая пластина *A* конденсатора будет иметь положительный, а правая *B* отрицательный заряд, то диполи *d* и *e* будут стремиться занять горизонтальное положение, причем диполь *d* повернется по часовой, а диполь *e* — против часовой стрелки; при изменении электрического заряда пластин конденсатора диполи должны вращаться то в одну, то в другую сторону и занимать соответствующее горизонтальное положение, стремясь следовать за полем, которое 2 раза в течение одного периода меняет свое направление на обратное.

Такое вращение диполей связано с молекулярным трением, и следовательно, на преодоление этого трения должна затрачиваться энергия, т. е. энергия электромагнитных волн будет переходить в тепло. Этот термический эффект в высокочастотном поле может достигать значительной величины. Кроме того, в упругом диполе *e* может при этом происходить смещение одних частей молекулы относительно других, что также сопровождается некоторым тепловым эффектом.

В результате тепловых эффектов, связанных с воздействием электрического поля высокой частоты на движение ионов, электронов, полярных и неполярных молекул, температура материала повышается, но так как при этом имеют место тепло- и влагообмен между поверхностью материала и окружающей средой и поверхность материала теряет часть тепла, ее температура возрастает медленнее, чем температура внутри материала; в результате создается значительный температурный градиент между поверхностью и центральной частью материала. Величину этого градиента можно регулировать, изменяя напряженность электрического поля высокой частоты. Достоинством такого способа сушки является то, что в отличие, например, от сушки на горячей поверхности здесь влага из внутренних центральных слоев материала проходит расстояние, в 2 раза меньшее, равное только половине толщины материала.

10-2. Расход электроэнергии и влияние влажности материалов и частоты электрического поля на интенсивность сушки токами высокой частоты

Активная мощность, расходуемая в диэлектрике,

$$N = UI_a, \qquad (10\text{-}1)$$

где U — напряжение на обкладках конденсатора, *в*;

I_a — активная составляющая тока, *а*.

Из векторной диаграммы (рис. 10-2) следует, что

$$I_a = I_r \operatorname{tg}\delta,$$

где I_r — реактивная составляющая тока, a;
$\operatorname{tg}\delta$ — тангенс угла потерь.

Зная, что $I_r = U^2\omega C$, для активной мощности получим:

$$N = U\omega C \operatorname{tg}\delta, \qquad (10\text{-}2)$$

где $\omega = 2\pi f$ — угловая скорость;
f — частота переменного электрического тока, $гц$;
C — емкость, $ф$.

Емкость конденсатора в фарадах

$$C = \frac{F\varepsilon}{d} = \frac{F\varepsilon'\varepsilon_0}{d}, \qquad (10\text{-}3)$$

где F — площадь конденсатора, $см^2$;
d — расстояние между пластинами конденсатора, $см$;
ε — диэлектрическая проницаемость среды:

$$\varepsilon = \varepsilon'\varepsilon_0;$$

ε_0 — диэлектрическая проницаемость вакуума или воздуха;
ε' — диэлектрическая проницаемость среды (по отношению к вакууму или воздуху).

Под диэлектрической проницаемостью или диэлектрическим коэффициентом ε понимают отношение емкости конденсатора, заполненного диэлектриком или полупроводником, к емкости незаполненного конденсатора, помещенного в воздушное пространство.

Диэлектрический коэффициент ε для воздуха принимается равным единице, для стекла $\varepsilon = 6 \div 7$, для гуттаперчи — 2,5, для питьевой воды — 76. Значения диэлектрического коэффициента для различных материалов можно найти в электротехнических справочниках. Диэлектрическая проницаемость характеризует способность материала реагировать на внешнее электрическое поле и зависит от физико-химических свойств, температуры и влажности материала, а также от частоты и напряженности электрического поля. Знание диэлектрической проницаемости материала, подвергающегося высокочастотной сушке, необходимо для проектирования и

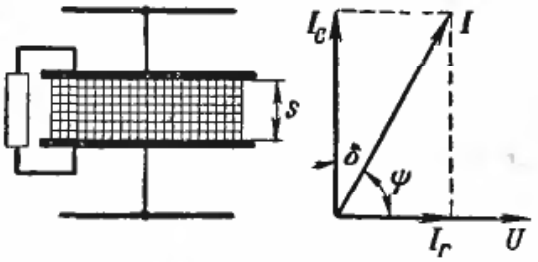


Рис. 10-2. Принципиальная схема и векторная диаграмма.

эксплуатации высокочастотной установки, поскольку изменение диэлектрической проницаемости меняет емкость колебательного контура и режим работы установки. Способность поглощать энергию переменного электрического поля характеризуется наряду с диэлектрической проницаемостью тангенсом угла потерь ($\operatorname{tg}\delta$), т. е. угла, дополняющего до 90° угол сдвига фаз между током и напряжением в конденсаторе, в котором помещен нагреваемый или сушимый материал.

Подставив в формулу (10-2) значения ω, C и $\varepsilon_0 = 0{,}0866 \times 10^{-12}$, получим:

$$N = \frac{2\pi f U^2 F\varepsilon' \cdot 0{,}0866 \cdot 10^{-12} \operatorname{tg}\delta}{d}.$$

Умножив числитель и знаменатель этого уравнения на d и приняв во внимание, что отношение $\frac{U}{d}$ равно напряженности поля E на 1 *пог. см* материала в направлении от одной обкладки к другой, получим:

$$N = 0{,}555E^2 f\varepsilon' \operatorname{tg}\delta F d. \qquad (10\text{-}4а)$$

Мощность, потребляемая 1 $см^3$ материала, или удельная мощность,

$$N' = \frac{N}{Fd} = 0{,}555E^2 f\varepsilon' \operatorname{tg}\delta \ [вт/см^3]. \qquad (10\text{-}4б)$$

В формулах (10-4а) и (10-4б) для придания им удобного для расчета вида приняты частота f в мегагерцах и напряженность E в *квт/см*.

Напряженность на 1 *см* толщины материала, как правило, не должна превышать 1,5—2 *квт/см*.

Частоту генератора можно определить по формуле диэлектрических потерь (10-4а), но это затруднительно, так как ε и $\operatorname{tg}\delta$ в процессе

нагрева изменяются, а закономерности их изменения недостаточно изучены. Экспериментально их значения можно определить прибором (Q-метром), изготовляемым нашими приборостроительными заводами. Определив Q-метром значения ε и $\operatorname{tg}\delta$, можно выбрать оптимальное значение частоты переменного тока для сушки данного материала, не прибегая к сложному промышленному эксперименту. Мощность, необходимую для нагревания диэлектрика в поле высокой частоты, можно определить, исходя из следующих условий.

Расход тепла на нагрев материала

$$Q = Gc(\vartheta_1 - \vartheta_2); \qquad (10\text{-}5)$$

$$Q = 0{,}86N\tau, \qquad (10\text{-}6)$$

где G — количество материала, *кг*;
c — теплоемкость, *ккал/кг·град*;
ϑ_1 и ϑ_2 — начальная и конечная температуры, °С;
N — мощность, *квт*;
τ — время нагрева, *ч*.

Количество материала

$$G = Fd\gamma,$$

где F — площадь диэлектрика, $м^2$;
d — толщина диэлектрика, *м*;
γ — удельный вес материала, $кг/м^3$.

Приравняв уравнения (10-5) и (10-6), получим, что мощность для нагрева диэлектрика в поле высокой частоты

$$N = \frac{1{,}16Fd\gamma c(\vartheta_2 - \vartheta_1)}{\tau}. \qquad (10\text{-}7)$$

Развиваемая генератором мощность не может быть полностью передана нагреваемому диэлектрику, так как часть энергии теряется на излучение, нагрев фидеров, электродов и т. п. Поэтому для учета всех этих потерь, возникающих при передаче электрической энергии от генератора к нагреваемому диэлектрику, необходимо ввести некоторые коэффициенты.

Мощность генератора

$$N_г = \frac{N}{\eta_г\eta_к}\ квт, \qquad (10\text{-}8)$$

где $\eta_г = 0{,}65$ к. п. д. генератора;
$\eta_к = 0{,}5$ к. п. д. контура, откуда $N_г \approx 3N$.

Таким образом, мощность генератора должна быть примерно в 3 раза больше мощности, поглощаемой диэлектриком.

В сушильных установках расход энергии должен определяться не только из условий нагрева материала, но и из условия испарения влаги, что связано с тепловлагообменом поверхностей материала и сушильного агента и внутренним переносом влаги, а при комбинированной сушке — с расходом тепла для создания градиента температур внутри материала. Потребную мощность для испарения влаги при высокочастотной сушке в период постоянной скорости сушки можно определить по формуле

$$N_г = \frac{1{,}16W(i - t_и)}{\tau\eta_г\eta_к}\ квт, \qquad (10\text{-}9)$$

где W — количество испаренной влаги, *кг*;
$(i - t_и)$ — тепло, затраченное на испарение влаги, *ккал*;
τ — продолжительность периода сушки, *ч*;
$\eta_г$ и $\eta_к$ — к. п. д. генератора и контура.

Расход энергии в период падающей скорости сушки уменьшается так как уменьшается количество испаренной влаги.

Влияние влажности материала на коэффициент потерь и диэлектрическую постоянную. Опытные данные показывают, что коэффициент потерь и диэлектрическая постоянная уменьшаются с понижением влажности материала. Это объясняется тем, что во влажном материале образуются как бы сплошные пути, а в сухом материале имеются раздробленные, разобщенные частички влаги. Необходимо учесть, что электрическая проводимость для воды $\varepsilon = 80$, для ткани $\varepsilon = 2$, а для воздуха $\varepsilon = 1$. Поэтому с понижением влажности материала ε уменьшается.

На рис. 10-3, *а* показаны значения k и ε в зависимости от влажности материала. Однако, определяющее значение для интенсивности сушки имеет зависимость $r = \varphi(w, t)$, показанная на рис. 10-3, *б*. Эта кривая имеет важное практическое значение, так как она показывает, что для влажностей материала $w > w_к$ в сухой части под действием высокочастотного электрического поля может аккумулироваться больше энергии, чем во влажной.

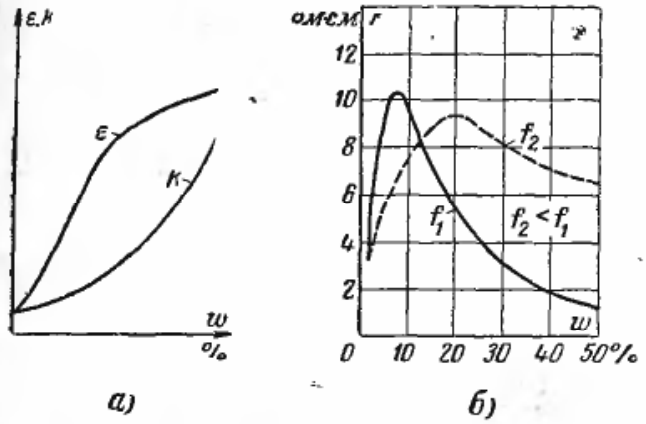


Рис. 10-3. Зависимость диэлектрической проницаемости ε, коэффициента потерь k и омического сопротивления r от частоты электрического поля f и влажности древесины при высокочастотной сушке.

Некоторая часть материала, имеющая меньшую влажность, будет нагреваться более интенсивно, чем сухая часть, так как известно, что при $I = \text{const}$ $\frac{N_1}{N_2} = \frac{r_1}{r_2}$, т. е. тепло будет выделяться больше там, где будет больше сопротивление.

При $w < w_к$ имеет место обратная картина. Значения $w_к$ различны для разных материалов: для древесины он соответствует $\sim 10\%$, для текстиля — 30% и т. д.

На рис. 10-4 представлено распределение температуры и влажности в различные моменты сушки двух различных образцов древесины. Влажность первого (*а*) снаружи до сушки была больше, чем внутри, а второй (*б*), наоборот, снаружи был более сухим. При внесении этих образцов в поле высокой частоты сухая древесина в обоих образцах начала прогреваться быстрее, чем влажная. Так процесс протекал до тех пор, пока влажность материала не достигла 10—20%. Только после этого произошло перераспределение нагрева в сторону более влажной древесины и температура в древесине выравнялась.

Неодинаковый нагрев различных зон материала может объясняться и другими причинами, например: различной проводимостью материала в тангенциальном, осевом и радиальном направлениях (древесина), расположением электродов относительно материала и т. п. Таким образом, нагрев материала не всегда идет от центра к периферии и утверждение, что при сушке токами высокой частоты древесина и другие материалы, как правило, нагреваются внутри сильнее, чем снаружи, не соответствует действительности. Опыты показали, что при сушке древесины с менее влажными внутренними слоями нередко появляются внутренние трещины, а при сушке более влажного материала внутри—наружные трещины.

Влияние частоты электрического поля на скорость испарения влаги из материала. Казалось бы, что частоту всегда выгодно повышать, но здесь также существует определенное оптимальное значение. Недостатками, связанными с повышением частоты, является снижение к. п. д. генераторных ламп. Применение сверхвысоких частот повышает к. п. д. ламп, однако в этом случае возникают стоячие волны. Равномерное тепловыделение в электродах будет только в том случае, если длина волны λ будет больше 20—15 длин конвейера, т. е.

$$\lambda = \frac{C}{\sqrt{\varepsilon} f} > 20 \div 15l. \qquad (10\text{-}10)$$

В этой формуле $C = 3 \cdot 10^8$ — скорость света, *м/сек*;

f = частота, *гц*.

Зная длину волны λ, можно сравнивать ее с длиной конденсатора.

Пример. Частота $f = 20$ *Мгц*, диэлектрическая проницаемость $\varepsilon = 9$.

$$\lambda = \frac{3 \cdot 10^8}{20 \cdot 10^6 \cdot \sqrt{9}} = 5 \text{ м}.$$

Если $l = 2{,}5$ *м*, то на концах конденсатора, как это показано на рис. 10-5,*а*, получается пучность напряжений, а на среднем участке — мертвая зона. Такое распределение напряжений не всегда допустимо. Равномерности напряжений можно достигнуть, включив три генератора при

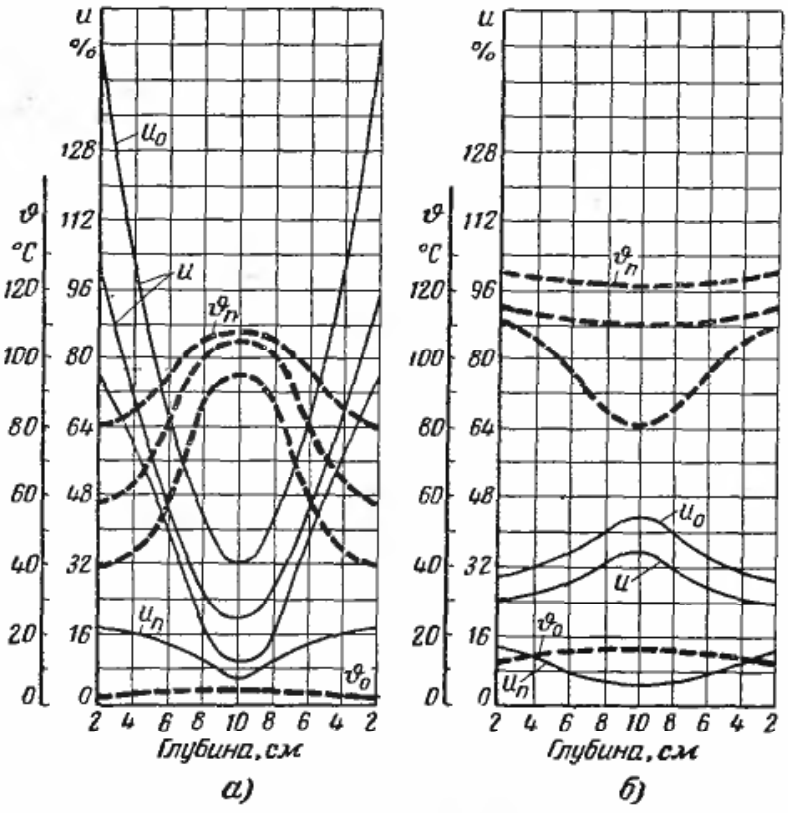


Рис. 10-4. Распределение температуры и влажности в неоднородных образцах древесины при сушке в поле высокой частоты.

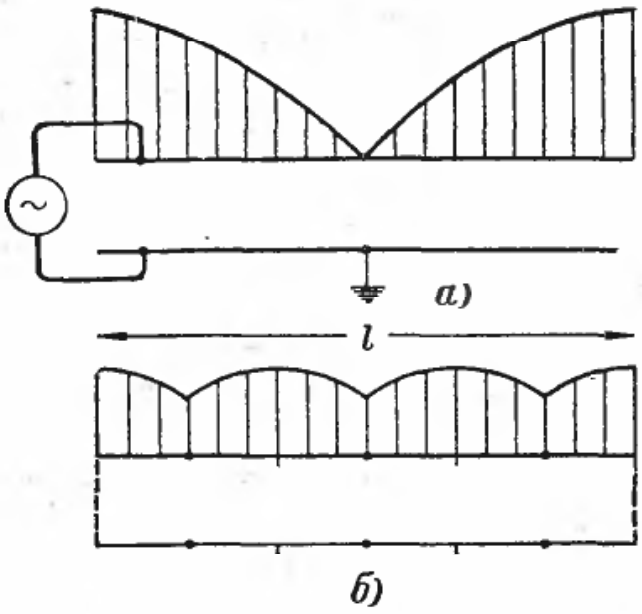


Рис. 10-5. Распределение напряжения по длине конвейера $l=2{,}5$ *м* при частоте электрического поля $f=20$ *мгц*; длине волны $\lambda=5$ *м*.

а — при включении одного генератора; *б* — при включении трех генераторов.

$l=\frac{\lambda}{2}$ (как это показано на рис. 10-5,*б*), однако это сложно. Учитывая явления резонанса, при проектировании схемы включают индуктивность, подбирая ее так, чтобы она действовала как дополнительный генератор. Диапазон частот промышленных генераторов весьма ограничен. Чем выше частота, тем может быть меньше напряжение, искрение между электродами и материалом и тем больше интенсивность нагрева материала. С другой стороны, при высоких частотах возникают стоячие волны, следствием чего являются неравномерность нагрева и снижение к. п. д. генератора.

Возможность применения токов промышленной частоты для сушки материалов. При выборе оптимальных способов сушки влажных материалов возникает вопрос о возможности замены токов высокой частоты токами промышленной частоты, так как коэффициент потерь $k=\varepsilon \operatorname{tg}\delta$ для воды имеет максимум в области меньших частот и, казалось бы, с не меньшим эффектом могли бы быть применены токи промышленной частоты.

Однако процесс сушки при использовании токов промышленной частоты протекает нормально только вначале, когда материал достаточно влажный и имеется надежный контакт его с электродами конденсатора. Как только поверхность материала начинает подсыхать, этот контакт нарушается, увеличивается переходное сопротивление и температура в зоне контакта, вследствие чего материал, например древесина, может загораться. Этого не происходит, если применять токи высокой частоты.

10-3. Генераторы для сушки токами высокой частоты и схемы высокочастотных сушилок

Генераторы для сушки токами высокой частоты. Главным элементом высокочастотной сушильной установки является ламповый или машинный генератор, который превращает энергию постоянного или переменного тока промышленной частоты в энергию колебаний высокой частоты. Ламповый генератор состоит из питающего устройства, электронных ламп и колебательного контура. Питание электронных ламп постоянным током можно производить от аккумуляторов, динамомашины постоянного тока или ртутных и газотронных выпрямителей. В ламповых генераторах для сушки токами высокой частоты применяют питание от ртутных и газотронных выпрямителей. Основным требованием, предъявляемым к ламповым генераторам для сушки материалов, является возможность поддержания необходимого теплового режима при сохранении высокого к. п. д.

Под к. п. д. высокочастотного генератора понимают отношение полезной колебательной мощности к подводимой мощности. Выполнение этого требования осложняется тем, что в процессе нагрева и сушки параметры материалов изменяются; с ростом температуры проводимость материалов растет, а с понижением влажности она в большинстве случаев падает. Таким образом, для обеспечения заданного режима нагрева необходимо иметь возможность регулировать мощность, отдаваемую генератором при сохранении высокого к. п. д.

Для сушки разнообразных материалов применяют различные схемы ламповых генераторов, настраиваемых в соответствии с режимом сушки и параметрами этих материалов. Большое распространение

для сушки материалов получила схема генератора с промежуточным колебательным контуром, индуктивной обратной связью и параллельным включением ламп к источникам питания, изображенная на рис. 10-6. Эта схема позволяет регулировать в процессе работы генератора режим сушки материала (нагрев) путем изменения обратной связи на сетку и регулировкой связи между контурами и настройкой нагрузочного контура в резонанс. Резонанс в нагрузочном контуре устанавливается вариометром *9* и конденсатором *8*, регулировкой которых исключается самопроизвольное изменение генератором заданной волны. В этой схеме происходит разделение путей питающего постоянного и генерируемого переменного тока высокой частоты при помощи разделительного конденсатора *4* и анодного дросселя высокой частоты *3*. Анодный разделительный конденсатор является большим сопротивлением для постоянного тока и малым сопротивлением для токов высокой частоты, поэтому он преграждает путь постоянному току от источника питания анода, легко пропуская токи высокой частоты. Анодный дроссель высокой частоты является наоборот большим сопротивлением для токов высокой частоты и малым сопротивлением для постоянного тока. Он преграждает путь к источнику питания анода токам высокой частоты, пропуская постоянный ток. В этой схеме постоянный ток течет от анода к катоду только через анодный дроссель высокой частоты, а токи высокой частоты текут через анодный разделительный конденсатор в колебательный контур, т. е. цепь катода питается переменным, а цепь — анода — постоянным током.

При включении источника питания через лампу к колебательному контуру потечет нестационарный ток, который вызовет в этом контуре колебания. Возникшие колебания индуктируют напряжение на катушке обратной связи *5*. Это напряжение подается на сетку генераторной лампы *1*, которая усиливает начавшиеся колебания. Процесс

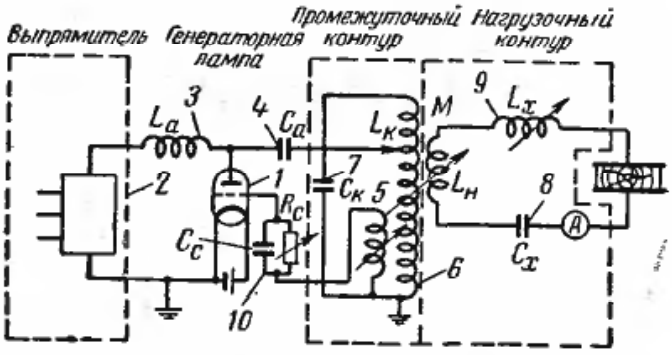


Рис. 10-6. Принципиальная схема генератора с промежуточным контуром с индуктивной обратной связью.

1 — генераторная лампа; *2* — выпрямитель для питания анода; *3* — анодный дроссель высокой частоты; *4* — анодный разделительный конденсатор; *5* — катушка обратной связи; *6* — индуктивность колебательного контура; *7* — емкость колебательного контура; *8* — конденсатор нагрузочного контура; *9* — вариометр нагрузочного контура; *10* — утечка сетки.

нарастания колебаний протекает чрезвычайно быстро, и за малые доли секунды устанавливаются стационарные колебания, которые поддерживаются как угодно долго. Сеточное смещение, т. е. подача постоянного отрицательного напряжения на сетку, производится при помощи сопротивления шунтированного конденсатора. Для высокочастотной сушки и нагрева диэлектриков разработано большое количество различных ламповых генераторов. Отечественные ламповые генераторы выпускаются следующих типов: ЛГД-100, ЛГД-60, ЛГД-30, ЛГД-10 и ЛГД-3б; цифры указывают (примерно) создаваемую генератором полезную колебательную мощность в киловаттах [1].

На рис. 10-7 показан общий вид генератора ЛГД-30, работающего на частоте 10—25 *Мгц*. Он состоит из следующих основных частей: выпрямителя цепи анодного питания, состоящего из ряда управляемых и неуправляемых тиратронов *8*, газотронов, питание которых производится от высоковольтного трансформатора *2* $\left(50\ ква, \frac{220 \div 380}{8\,050 \pm 5\%}\ в\right)$, трансформатора накала тиратронов и газотронов $\left(1\ ква, \frac{220}{5}, в\right)$, включаемого в сеть от стабилизатора на-

[1] Схемы и описание этих ламповых генераторов даны в книге А. В. Донской и др. «Высокочастотные электротермические установки» (Госэнергоиздат, 1957).

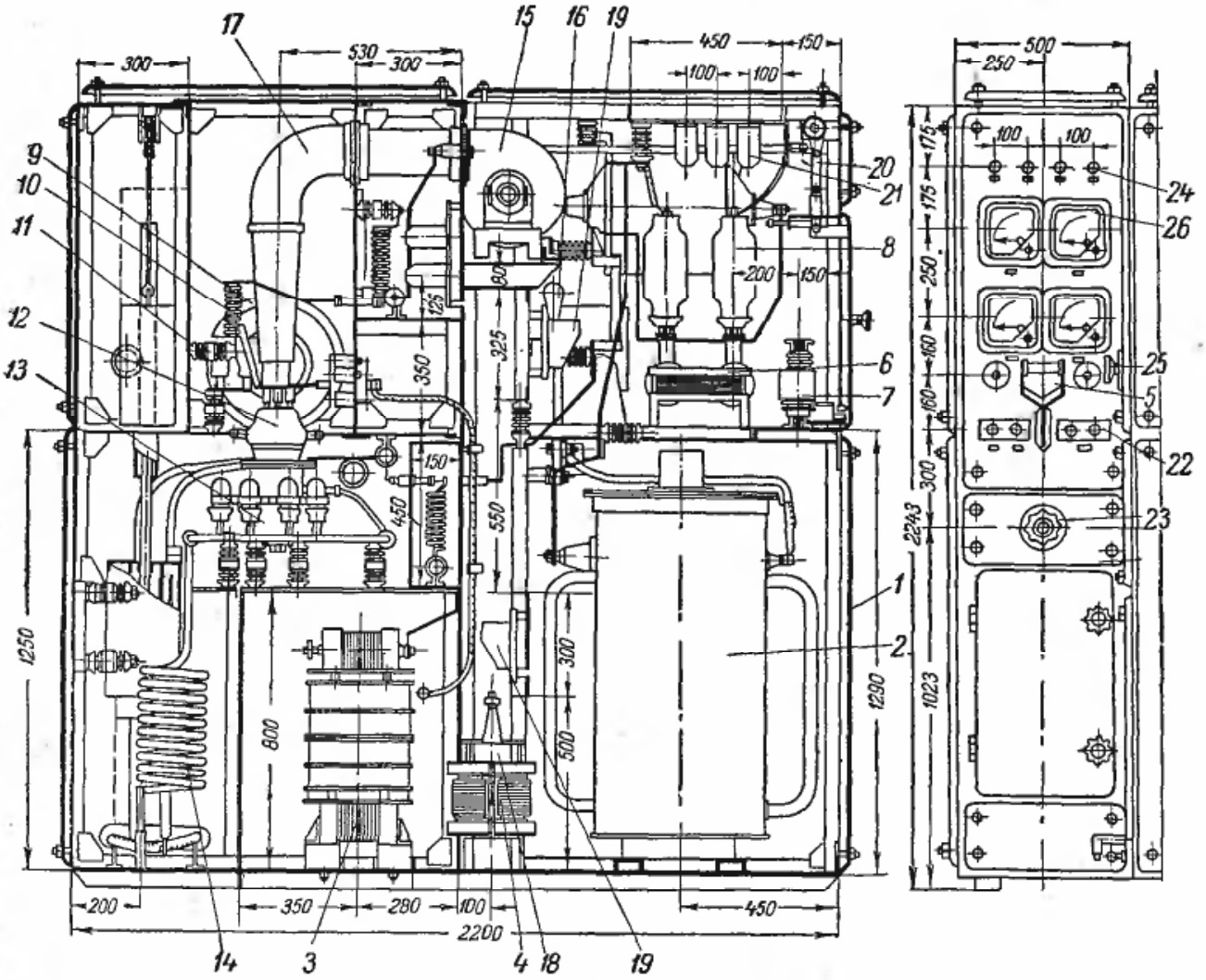


Рис. 10-7. Общий вид генератора ЛГД-30.

1 — шкаф; *2* — трансформатор анодный; *3* — стабилизатор напряжения; *4* — дроссель пусковой; *5* — автомат воздушный; *6* — трансформатор накала; *7* — трансформатор трехфазный; *8* — тиратрон; *9* — индуктивность обратной связи; *10* — дроссель; *11* — изолятор армированный; *12* — лампа генераторная; *13* — анодный бачок; *14* — дроссель безопасности; *15* — вентилятор; *16* — газотроны; *17* — воздуховод; *18* — конденсатор; *19* — пускатель магнитный; *20* — механическая блокировка; *21* — сопротивление гридлика; *22* — двухкнопочный пост; *23* — реостат трехфазный; *24* — коммутаторная лампа; *25* — пакетный выключатель; *26* — вольтметр накала 0—15 *кв*.

пряжения *3*. Сетки тиратронов и газотронов питаются от трехфазного трансформатора *7* $\left(\frac{220 \div 380}{100}\ в\right)$.

Генератор собран на триоде ГУ-12-А; накал этой генераторной лампы *12* стабилизирован и включается двумя ступенями. Анодная цепь выполнена по схеме параллельного питания. Для защиты выпрямителя и сети питания от проникновения токов высокой частоты в цепь анодного питания включены добавочно два звена Г-образных низкочастотных фильтров. Конструктивно генератор разделен на два отсека: низкочастотный и высокочастотный.

В низкочастотном отсеке расположен анодный трансформатор *2*; над ним находятся выпрямитель с трансформатором накала и тиратронными и газотронными лампами, а также воздушный автомат *5* питающей сети и вентилятор *15* воздушного охлаждения баллона. Здесь же расположена аппаратура сеточного управления. Рукоятка воздушного автомата *5* механически сблокирована с дверями высоковольтного отсека генератора и не позволяет включить автомат при открытой двери. В высокочастотном отсеке устанавливается вся аппаратура высокочастотной цепи; часть высокочастотного отсека, в которой расположен стабилизатор накала, отгорожена.

На панели с лицевой стороны отсеков устанавливаются измерительные приборы и механизмы управления.

Кроме воздушного охлаждения высокочастотного отсека, предусматривается водяное охлаждение генераторной лампы, шин и катуш-

ки обратной связи. Схема водяного охлаждения генератора ЛГД-30 показана на рис. 10-8.

В настоящее время вместо установок ЛГД-30 выпускается более совершенная в отношении радиопомех установка ЛГД-32. С тем чтобы потери высокочастотного контура были меньше, ламповый генератор должен по возможности ближе располагаться к сушильной установке, в которой находятся электроды с сушимым материалом, представляющие собой рабочий конденсатор генератора. Недостатком ламповых генераторов является их низкий к. п. д., поэтому наряду с их совершенствованием и дальнейшим развитием в ближайшие годы для сушки некоторых материалов могут получить применение машинные генераторы с регулируемой частотой от 500 до 8 000 периодов в секунду, которые применяются в индукционных установках для поверхностной закалки металлов.

Машинные генераторы имеют более высокий к. п. д. и проще в эксплуатации. Они могут найти применение и в комбинации с ламповыми генераторами. Кроме того, для сушки некоторых очень влажных материалов для удаления свободной влаги возможно применение и токов промышленной частоты с последующей досушкой материала токами высокой частоты, что также может снизить расход электроэнергии и уменьшить стоимость сушки.

Схемы высокочастотных сушилок. Все высокочастотные сушильные установки состоят из двух основных частей: высокочастотного генератора и сушильной камеры, но так как в них производится сушка разнообразных материалов, то они различаются устройством сушильной камеры, конструкцией генератора, частотой тока и размещением электродов. Схемы укладки электродов при сушке различных материалов могут быть весьма разнообразными.

Лаборатория ЦНИЛЭПС для сушки различных материалов применяет дренажные электроды, покрытые гигроскопической тканью. Ткань легко отбирает влагу с по-

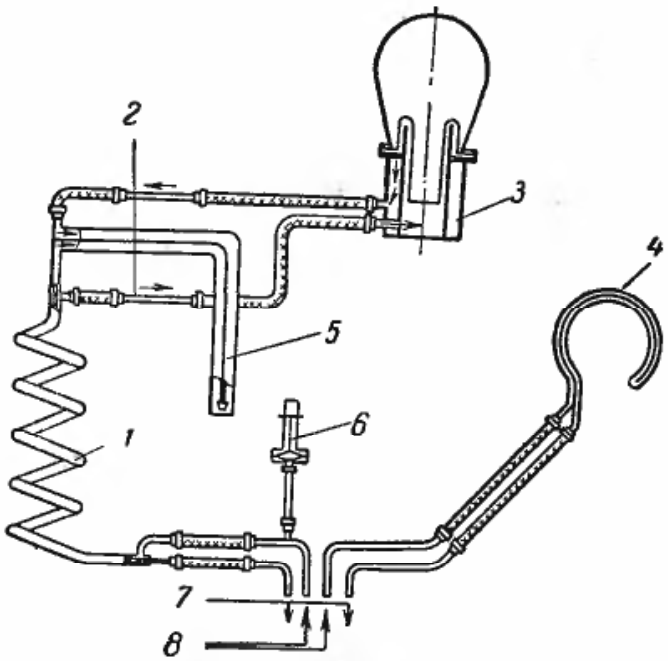


Рис. 10-8. Схема водяного охлаждения генератора ЛГД-30.

1 — дроссель безопасности; *2* — стеклянные трубки; *3* — бак генераторной лампы; *4* — катушка обратной связи; *5* — водоохлаждаемые шины; *6* — гидрокнопка; *7* — слив в канализацию; *8* — вода от водопровода.

верхности материала и через нее, как через фитиль, влага удаляется из материала. Дренажные прокладки могут покрывать электрод с двух сторон или он может быть обшит тканью. В некоторых случаях при последовательном включении нескольких слоев материала дренажная прокладка может укладываться между слоями материала и без электрода. Дренажные прокладки выравнивают влажность материала, смягчают режим сушки и позволяют понизить напрев без появления испарения на поверхности материала.

При нагреве сыпучих тел применяются сложные конструкции электродов. Так, например, на опытной полупромышленной установке кондиционирования пшеницы Институтом зерна (ВНИЗ) применялись кварцевые трубы (рис. 10-9,*б*), которые заполнялись нагреваемым зерном.

При изготовлении деревянных опор линий передач и при обработке свай гидротехнических сооружений нет необходимости сушить и пропитывать всю древесину, а достаточно ограничиться только отдельными участками. Это достигается накладыванием электродов только на часть поверхности древесины. В этом

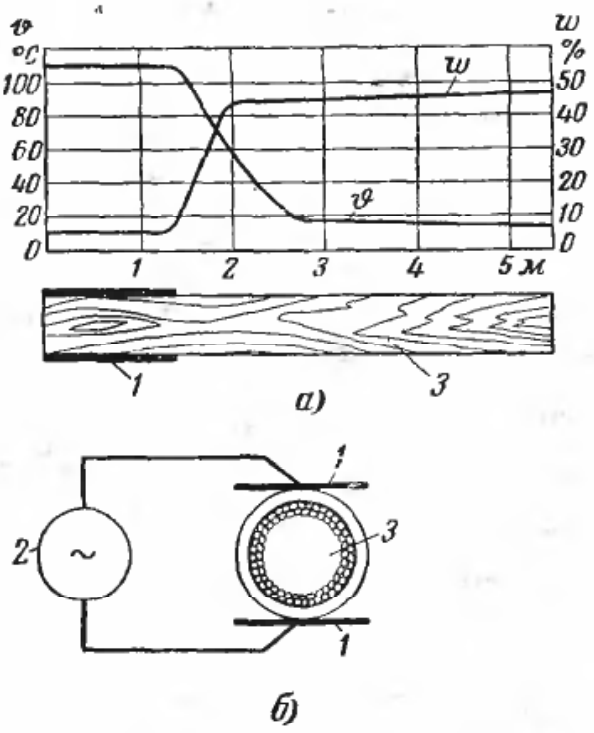


Рис. 10-9. Укладка электродов.

а — при сушке концов свай; *б* — при сушке зерна в кварцевой трубке; *1* — электроды; 2 — генератор; *3* — сушильный материал.

случае происходит, например, сушка только нижней части опоры, как это показано на рис. 10-9,*а*, и только в этой части повышается температура и снижается влажность, что видно из верхнего графика. Укладка электродов при сушке древесины производилась различными способами. На рис. 10-10,*б* показана схема сушилки системы Грум-Гржимайло при контактном горизонтальном размещении электродов и высушиваемого материала, а на рис. 10-10,*а* — схема сушилки с внутренними осевыми вентиляторами с вертикальными электродами без касания их с высушиваемой древесиной.

С точки зрения эксплуатации второй метод удобнее. Однако исследования показывают, что токи растекаются не параллельными линиями, а кривыми и часть их направляется на землю, на ограждения камеры и т. п. Поэтому вблизи электродов наблюдается большая плотность токов и крайние доски высыхают быстрее расположенных в центре штабеля. С этой точки зрения лучшую равномерность сушки обеспечивает горизонтальная укладка большего числа электродов; такие же результаты дает и размещение большего количества вертикальных электродов.

В качестве электродов рабочего конденсатора для камерных лесосушилок рекомендуют брать гладкую тканую сетку из латунной проволоки (ГОСТ 2715-44) с квадратными ячейками диаметром 0,5—1,5 *мм*. Размер стороны ячейки 2—6 *мм*. Сетка подключается к анодному контуру генераторов через высокочастотный двухпроводный фидер. Более равномерно высокочастотная сушка происходит в конвейерных сушилках, так как материал, передвигаясь в сушилке, находится попеременно в различных режимных условиях.

В Ленинграде на заводе в течение нескольких лет успешно работает конвейерная высокочастотная установка мощностью 60 *квт* для сушки литейных стержней. Генератор расположен в самой сушильной камере. Энергозатраты при этом в 2 раза больше, чем при конвективном способе сушки. Однако равномерность сушки и отсутствие корки дают возможность применять более дешевые смеси и в результате получается меньшая себестоимость

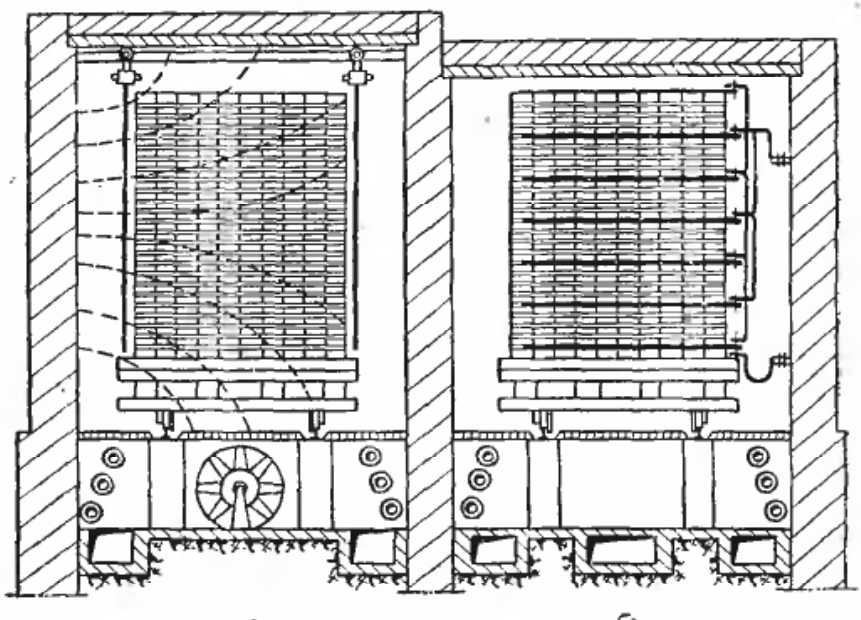


Рис. 10-10. Способы укладки электродов при сушке лесоматериалов.

а — размещение без касания электродов; *б* — контактное размещение электродов.

сушки. В Москве на заводе «Красный пролетарий» успешно применяется комбинированная конвективно-высокочастотная установка для сушки папок книжных переплетов, в г. Дзержинске работает высокочастотная установка для сушки химических порошков и т. п. Высокочастотная сушка лесоматериалов вследствие значительных расходов электроэнергии в настоящее время не применяется.

На рис. 10-11 показана схема конвейерной высокочастотной сушилки для полихлорвиниловой порошковой смолы, а на рис. 10-12 — график зависимости температуры и влажности полихлорвиниловой смолы от времени при высокочастотной сушке. В этой сушилке для конвейера применена лента из хлопчатобумажного бельтинга. Во избежание пробоя воздушного промежутка конденсаторов зазор между поверхностью продукта на ленте и верхними пластинами конденсатора принят 70 *мм*.

Наблюдающаяся при работе сушилки конденсация паров на верхних пластинах контурных конденсаторов, особенно интенсивная при пуске сушилки, приводившая к перекрытиям этих конденсаторов в момент падения капель, надежно

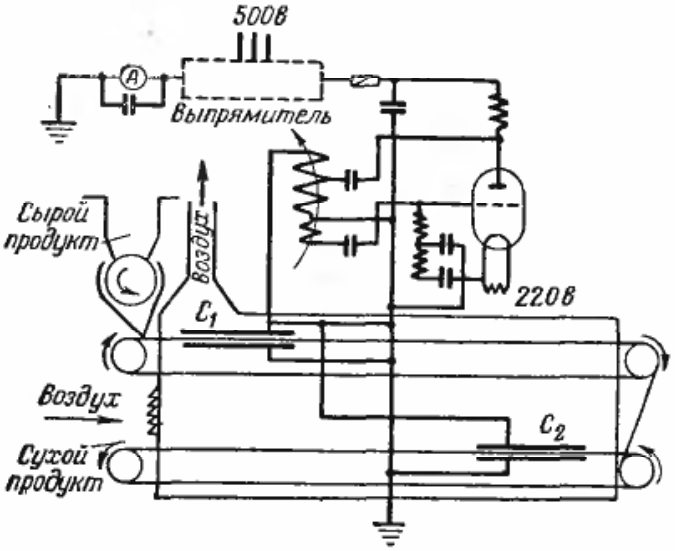


Рис. 10-11. Схема конвейерной высокочастотной сушки полихлорвиниловой порошковой смолы.

устранена путем оклеивания верхних пластин асбестовой бумагой, которая, увлажняясь в период пуска, нагревается в высокочастотном поле до температуры, исключающей возможность конденсации паров.

На рис. 10-13 представлена принципиальная схема компактной высокопроизводительной полностью автоматизированной комбинированной конвективно-высокочастотной сушки шелка в куличах. Эта схема обеспечивает равномерную сушку шелка в течение 2—3 *ч* и исключает необходимость применения длительного кондиционирования волокна.

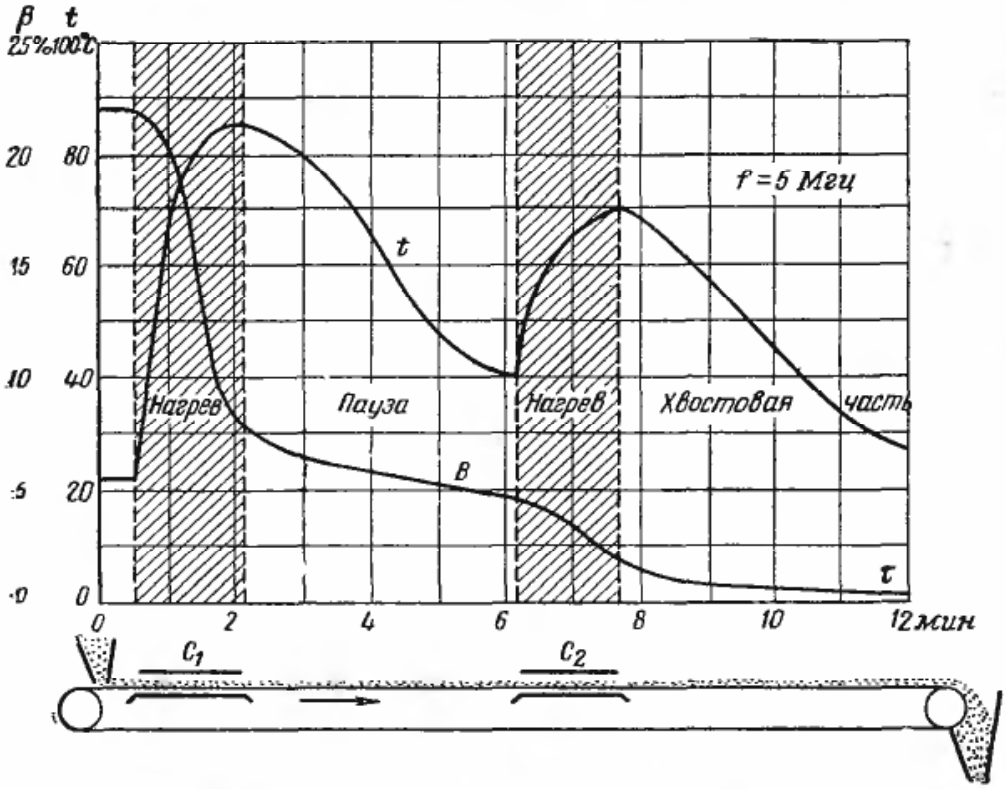


Рис. 10-12. Изменение температуры и влажности полихлорвиниловой порошковой смолы при высокочастотной сушке.

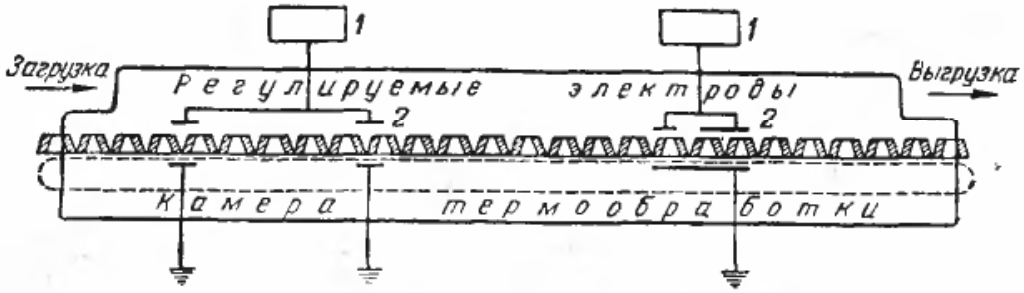


Рис. 10-13. Принципиальная схема конвективно-высокочастотной сушки шелка в куличах.

1 — высокочастотные установки; *2* — регулирующие электроды.

В последние годы было разработано большое количество новых схем сушки в поле токов высокой частоты. Интересные исследования были проведены по сушке в поле токов высокой частоты сантиметрового диапазона, где происходит меньшее рассеивание энергии. С этой целью влажное хлопчатобумажное полотно помещалось вдоль прямоугольного волновода. В установке, имеющей восемь секций для сушки хлопчатобумажного полотна шириной 0,5 *м* и толщиной 0,5 *мм* при его влажности более 15%, материал поглощал более 90% энергии волны [Л. 20].

10-4. Комбинированные способы сушки материалов

В целях снижения расхода энергии при высокочастотной сушке ее комбинируют с тепловой радиационной или конвективной сушкой. Затрачивают высокочастотную энергию только на создание необходимого градиента температур внутри материала, а испарение влаги и нагрев производят за счет сообщения тепла материалу радиационным или конвективным способом или же включают в работу высокочастотную установку только в момент удаления из материала связанной влаги.

Кривые скорости сушки многих влажных трудносохнущих материалов, в том числе и древесины, показывают, что в период постоянной скорости сушки удаление свободной влаги идет достаточно интенсивно и при обычном конвективном способе (при сушке материала воздухом или дымовыми газами), в то время как удаление связанной влаги во второй период сушки идет со значительным замедлением.

Как видно из графика на рис. 10-14,*а*, при конвективной сушке сосновых досок толщиной 65 *мм* за первые 3 суток испаряется $^2/_3$ всей влаги (с 80 до 35%); остальная влага испаряется за последующие 7 суток, причем за 10-е сутки влажность снижается только на 2—3%. При комбинированной сушке того же материала (график на рис. 10-14,*б*) высокочастотная установка включается через 3 суток, т. е. как только начинается удаление связанной влаги (влажность материала достигает критической точки *к*). В этом случае отрезки *аб*, *бв* и *вг*, как и на графике 10-14,*а*, соответствуют пропарке, нагреванию материала до температуры мокрого термометра и тепловой конвективной сушке. Отрезок *гд* соответствует

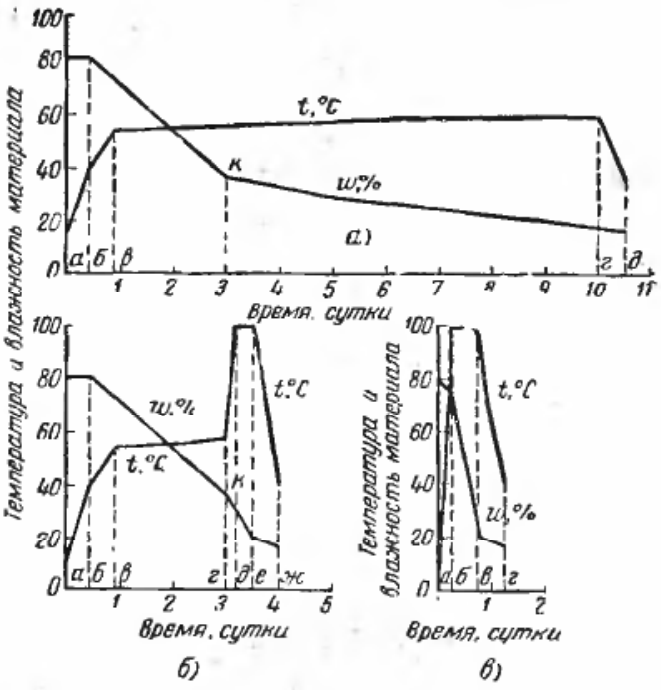


Рис. 10-14. Графики сушки сосновых досок толщиной 65 *мм*.

а — конвективный; *б* — комбинированный высокочастотный и тепловой; *в* — высокочастотный.

подъему температуры материала за счет токов высокой частоты, *де* — сушке токами высокой частоты, *еж* — охлаждению. Здесь необходимо заметить, что в целях повышения качества сушки (плавного затухания внутренних напряжений в материале) и экономии электроэнергии выключение высокочастотной установки производят раньше, чем материал достигнет конечной влажности, так как экспериментально установлено, что поверхность материала, после выключения высокочастотной установки охлаждается быстрее, чем его внутренние слои. Благодаря этому устанавливается необходимый градиент температур, под влиянием которого влага продолжает достаточно интенсивно удаляться из материала. К моменту остывания материала он принимает заданную конечную влажность.

На рис. 10-14,*в* показана также диаграмма процесса высокочастотной сушки сосновых досок толщиной 65 *мм* с начальной влажностью 80% и конечной 14%. Отрезок *аб* на оси абсцисс соответствует подъему температуры древесины за счет работы высокочастотной установки, *бв* — высокочастотной сушке, *вг* — охлаждению. Б. А. Посновым и Н. А. Першановым предложен способ сушки древесины в комбинации с тепловым подогревом, при котором высокочастотная энергия применяется на всем протяжении процесса сушки, но затрачивается только на создание небольшого градиента температур внутри материала $t_ц - t_п = 2 \div 3°$ С, а испарение влаги и нагрев древесины производятся конвективным способом. Полупромышленные испытания и расчеты, произведенные авторами, показали, что в этом случае один генератор ГС-48 может обслужить несколько сушильных камер, а материал — древесина толщиной 50—62 *мм* — может высыхать в 1,5—2 раза быстрее, чем при обычной конвективной сушке.

Эффект ускорения от комбинированной высокочастотно-конвективной сушки по методу Б. А. Поснова и Н. А. Першанова можно показать на следующем примере.

Предположим, что при конвективной сушке древесины градиент влажности $\Delta u_1 = 6\%$, коэффициент термовлагопроводности $\delta_1 = 1$ %/*град*, а $\Delta t = -2°$ С, при комбинированной сушке $\Delta u_2 = \Delta u_1$; $\delta_1 = \delta_2$ и $\Delta t_2 = +2°$ С.

Определим, во сколько раз увеличится при этом интенсивность сушки.

$$q' = a'\gamma_0 \nabla u_1 + a'\gamma_0 \delta_1 \nabla t =$$

$$= a'\gamma_0 \nabla u_1 \left(1 + \delta \frac{\nabla t_1}{\nabla a_1}\right);$$

$$\frac{q'_2}{q'_1} = \frac{a'\gamma_0 \nabla u_2}{a'\gamma_0 \nabla u_1} \frac{\left(1 + \delta_2 \frac{\Delta t_2}{\Delta u_2}\right)}{\left(1 + \delta_1 \frac{\Delta t_1}{\Delta u_1}\right)};$$

$$\frac{q'_2}{q'_1} = \frac{1 + \delta_2 \frac{\Delta t_2}{\Delta u_2}}{1 + \delta_1 \frac{\Delta t_1}{\Delta u_1}} = \frac{1 + 1 \cdot \left(\frac{2}{6}\right)}{1 + 1 \cdot \left(-\frac{2}{6}\right)} = \frac{\frac{8}{6}}{\frac{4}{6}} = 2,$$

т. е. при $\Delta t = +2°$ С интенсивность сушки увеличится вдвое.

Лабораторные исследования П. Д. Лебедева и А. А. Лисенкова в МЭИ показывают, что еще больший экономический эффект при значительной производительности может дать использование комбинированной конвейерной радиационно-высокочастотной сушилки, особенно для различных трудносохнущих материалов. В этом случае интенсификация осуществляется за счет действия градиента температур или давлений.

Радиационно-высокочастотная сушка конструктивно отличается от обычной высокочастотной тем, что в ней осуществляется нагрев электродов от излучателей, находящихся во избежание искрового пробоя на некотором расстоянии, или тем, что электроды чередуются с излучающими панелями.

Радиационно-высокочастотный способ подвода тепла позволяет, так же как и комбинированный конвективно-высокочастотный способ подвода тепла, значительно (в несколько раз) сократить расход электроэнергии, которая тратится в этом случае только на создание положительного перепада температур в сушимом материале, испарение же происходит за счет подвода дешевой тепловой энергии от горячих газов или от генератора лучистой энергии, обогреваемого горячими

газами. Значительная экономия получается и в том случае, если генератором лучистой энергии являются зеркальные лампы.

Широкое распространение в сушильной технике получают и другие комбинированные способы подвода тепла: радиационно-контактный, конвективно-радиационный и др., которые позволяют значительно интенсифицировать процесс сушки, очень точно управлять им и не только сохранять все ценные качества сушимых материалов, но и улучшать их. Весьма перспективным являются совмещение в одном агрегате процесса сушки с другими технологическими процессами, например сушки и помола или измельчения материала, что имеет важное значение при пневмосушке материалов, сушке и обжиге, сушке и вулканизации (резиновых изделий), сушке и фильтрации, а также комплексное применение различных типов сушилок, например вальце-барабанной формующей и цилиндрической и т. п.

ГЛАВА ОДИННАДЦАТАЯ

ОБОРУДОВАНИЕ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

11-1. Транспортные устройства

Для облегчения труда обслуживающего персонала, увеличения производительности и снижения себестоимости сушки в сушильных установках применяются механизированные транспортные устройства для перемещения сушимых материалов как в самой сушильной камере, так и в сушильном цехе.

Большое применение для транспортировки сыпучих и кусковых материалов в сушильных установках имеют ленточные и цепные транспортеры.

Ленточный транспортер представляет собой бесконечную ленту, огибающую два концевых барабана, из которых один вращается от приводного двигателя и сообщает ленте движение. Этот барабан называется приводным или головным. Второй концевой барабан имеет приспособление для натяжения ленты и называется натяжным или хвостовым.

Ширина ленты транспортера определяется по данным табл. 11-1 с учетом объемной производительности ленты V_0 при скорости 1 *м/сек*, рассчитываемой по формуле

$$V_0 = \frac{\beta B}{\gamma u} \ м^3/ч, \qquad (11\text{-}1)$$

где B — весовая производительность ленты, *т/ч*;

γ — насыпной вес материала, *т/м*^{3};

u — скорость ленты, *м/сек*;

β — коэффициент запаса, зависящий от наклона ленты.

Угол наклона, *град*	0—10	11—15	16—18	19—22
β	1,0	1,05	1,10	1,15

Для прорезиненных лент принимают следующие углы наклона для различных материалов, *град*:

Сухой песок	15
Уголь, орешек, дробленая руда	18
Влажный песок, опилки, торф	22

Чтобы исключить осыпание материала с бортов ленты, ширину ленты принимают не менее 500 *мм* для угольной мелочи и мелкодробленого угля, 650 *мм* — для рядового угля, 800 *мм* — для фрезерного торфа и 1 000 *мм* — для кускового торфа.

Потребная мощность на валу приводного барабана ленточного транспортера при роликовых опорах на шарикоподшипниках без сбрасывающего устройства определяется по формуле

$$N = \frac{7{,}4kLu + 2BL + 37BH|}{10\,000 \cdot 1{,}36} \ квт, \qquad (11\text{-}2)$$

где L — длина транспортера между центрами концевых барабанов, *м*;

u — скорость ленты, *м/сек*;

H — высота подъема по вертикали между центрами концевых барабанов, *м*;

k — коэффициент, зависящий от ширины ленты, принимаемый по табл. 11-1.

Для коротких транспортеров полученную по формуле (11-2) мощность рекомендуется увеличить в зависимости от длины на величину ΔN.

L, м	30—45	15—30	15
ΔN,%	5	10	20

По сравнению с другими видами транспортеров для горизонтального транспорта при небольшом наклоне ленточные транспортеры обладают существенными преимуществами: они просты по своему устройству, обслуживание их не затруднительно, они требуют незначительного расхода энергии, ход их бесшумен. Применение ленточных транспортеров с прорезиненной лентой ограничивается пределами температуры транспортируемого материала и окружающей среды (+65 и —25° С) или особыми свойствами материала.

Для перемещения материалов при высокой температуре применяют металлические пластинчатые транспортеры и транспортеры с металлической сетчатой лентой. Пластинчатый транспортер состоит из двух бесконечных цепей, несущих пластины. На концах пластинчатого транспортера устанавливаются цепные звездочки (приводные и натяжные). Пластинчатый транспортер имеет ходовые ролики, катящиеся по направляющим рельсам, смонтированным на станине транспортера.

Пластинчатые транспортеры сложнее и дороже ленточных.

При транспортировке сыпучих материалов на небольшие расстояния большое распространение получили скребковые транспортеры.

Недостатком этих транспортеров являются измельчение транспортируемого материала и большой расход энергии на привод, достоинством — простота конструкции.

Угол наклона, при котором может происходить перемещение материала такими транспортерами, принимается до 45°. Прием и сбрасывание материала производятся в любой точке транспортера.

Для подъема сыпучих и кусковых материалов в вертикальном или близком к вертикальному направлении служат ковшовые элеваторы.

Подлежащий транспортированию материал засыпается через особую воронку в башмак элеватора, зачерпывается движущимися ковшами со дна башмака, переносится вверх и при переходе ковшей через верхний барабан насыпается в отводящий желоб.

Транспортные устройства, осуществляющие подачу материала в вертикальном и горизонтальном направлениях, носят название конвейеров.

В сушильных установках при поточном методе производства широкое распространение получили подвесные круговые конвейеры для штучных материалов. По двум рельсам из угловой стали или по нижней полке двутавровой балки катятся тележки на роликах. К осям роликов прикреплены подвески, к которым подвешены полки

Таблица 11-1

Зависимость ширины ленты от объемной производительности V_0 м³/ч

Наименование показателя	Ширина ленты, мм					
	500	650	800	1 000	1 200	1 400
Объемная производительность ленты при $u = 1$ м/сек, м³/ч						
лента желобчатая . . .	80	125	200	315	420	625
„ плоская	40	63	100	157,5	225	315
Пределы скорости ленты, м/сек:						
максимальной	1,6	1,6	2,0	2,5	2,5	2,5
минимальной	0,8	0,8	1,0	1,25	1,25	1,6
Значение коэффициента k	32	40	52	70	85	100

Обычно на топливоподачах скорость лент принимают равной 1,25 — 1,6 м/сек.

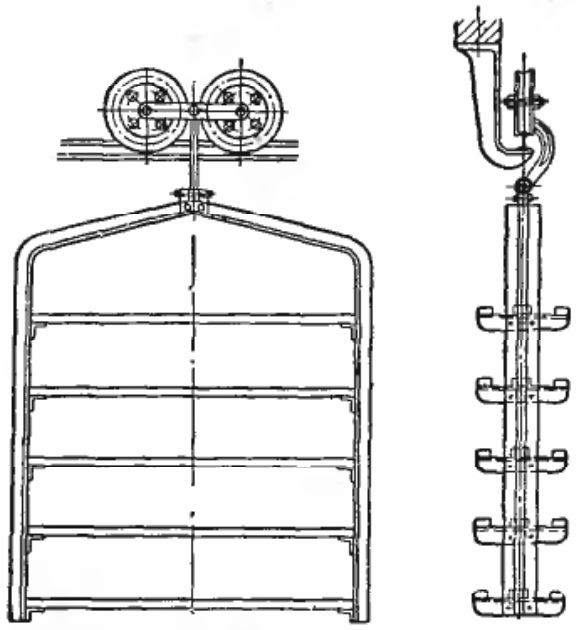


Рис. 11-1. Монорельсовая конвейерная вагонетка.

или другие устройства для транспортирования материалов. Все подвески связаны общей бесконечной цепью, которая огибает приводные и поворотные звездочки. Такие конвейеры могут перемещать материалы в вертикальной и горизонтальной плоскостях и дают возможность обслуживать одним конвейером все помещения, занятые последовательными операциями поточного производства, даже если эти помещения расположены на разных этажах и в разных зданиях. Последнее является большим преимуществом подвесных конвейеров. Кроме того, они не занимают места на полу помещений, проходя всюду под потолком и только у обслуживаемых агрегатов опускаясь до необходимой высоты. Такие конвейеры с успехом применяются на производствах, где обрабатываемые предметы нетяжеловесны, негромоздки и рабочий без особого труда может на ходу загружать и разгружать конвейер.

Скорость конвейеров этого типа обычно составляет от 0,1 до 0,4 *м/сек*. Существуют также и автоматические устройства для разгрузки конвейеров. На рис. 11-1 показана конвейерная монорельсовая вагонетка для кирпича.

Для перемещения на небольшие расстояния (до 20—30 *м*) мелкокусковых материалов, допускающих измельчение, применяются шнеки. Общий вид шнека изображен на рис. 11-2. Рабочим органом в шнеке является винтообразно изогнутая полоса, прикрепленная к валу, вращающемуся вокруг своей оси в желобе.

Сила тяжести материала препятствует винту увлекать его за собой во вращательное движение, вследствие чего материал получает поступательное движение по желобу, подобно гайке, навинчивающейся на вращающийся винт. Достоинством шнека является простота устройства и эксплуатации, недостатком — относительно большой расход энергии на привод.

В последние годы в сушильных установках для мелкокусковых материалов получил распространение пневматический транспорт. При сравнении пневматического транспорта с разными видами механического следует отметить, что хотя транспортировка материала пневматическим способом на 1 *т/м* обходится в отдельных случаях несколько дороже, чем механическим, пневматический транспорт все же имеет много преимуществ перед механическим: а) независимость от рельефа местности; б) большая производительность; в) удобство и простота

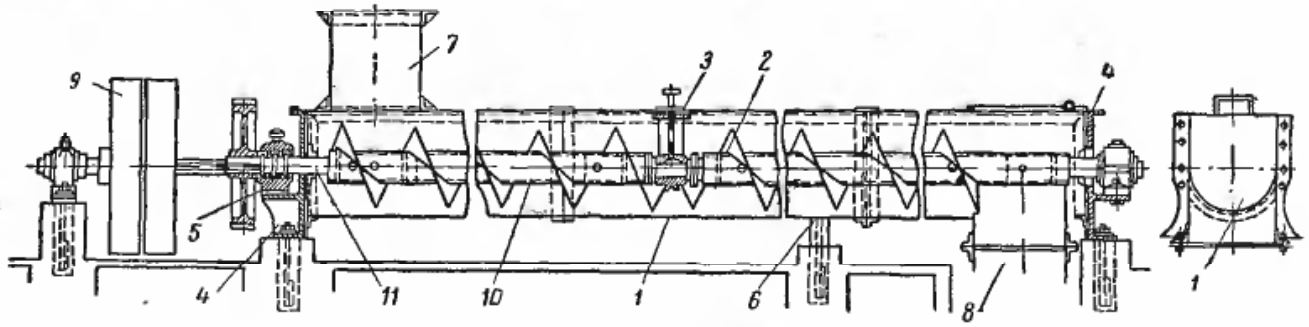


Рис. 11-2. Общий вид шнека.

1 — желоб с крышкой; *2* — винт; *3* — промежуточный подвесной подшипник; *4* — концевые стойки; *5* — упорный подшипник; *6* — опоры для желоба; *7* — загрузочный патрубок; *8* — разгрузочный патрубок; *9* — привод; *10* — трубчатый вал; *11* — сплошной вал (цапфа).

обслуживания; г) гигиеничность (особенно существенно во вредных производствах); д) возможность транспортирования на большие расстояния посредством одного транспортирующего агрегата; е) высокая степень автоматизации.

Существенным преимуществом пневматического транспорта является и то обстоятельство, что трубопроводы проходят в рабочих помещениях обычно под потолком или ниже пола и отнимают сравнительно мало места в рабочих помещениях.

Пневматические транспортные установки бывают всасывающими, нагнетательными и смешанными.

Всасывающие пневматические установки обычно применяются, когда материал нужно транспортировать из нескольких точек к одному пункту его разгрузки, нагнетательные, наоборот, — когда материал нужно транспортировать от одного пункта загрузки к одному или нескольким пунктам разгрузки. Смешанные установки применяются при транспортировании значительных количеств материала на большие расстояния, причем они позволяют подавать его из разных мест загрузки в места его выгрузки. На рис. 11-3 показана схема смешанной (всасывающе-нагнетательной) пневматической установки. Действует она следующим образом. Воздушный компрессор *1* создает в воздуховоде *3* разрежение, благодаря чему атмосферный воздух с большой скоростью устремляется во всасывающие сопла *2*, погруженные в материал, подлежащий транспортированию, и увлекает его за собой. В циклоне *4* и фильтре *5* материал через шлюзовые затворы *6* попадает в нагнетательный трубопровод *3*, по которому он подается к разгрузочным сепараторам *4* и фильтрам *5*.

Основные рекомендации для расчета пневмотранспорта даны в § 11-5 «Вентиляторы».

Для загрузки и выгрузки сушимого материала из камерных или коридорных сушилок, имеющих общий фронт, применяются траверзные тележки. Траверзная тележка (около фронта сушил) перемещается в направлении, перпендикулярном к передвижению вагонеток в камере.

В последние годы получил большое развитие безрельсовый механический транспорт в виде электро- и автотележек и автопогрузчиков; этот вид транспортного оборудования во многих отношениях представляет удобства при организации внутрицехового и межцехового транспорта. К таким удобствам относятся: возможность доставки материалов по кратчайшему направлению; легкость и простота устройства разъездов, устраняющих пробки и скопление материалов в одном месте; высокая маневренность.

Из разновидностей безрельсового транспорта получили значительное распространение электротележки с неподвижной и подъемной платформами, а также автопогрузчики с вилочным захватом и другим сменным оборудованием.

Электротележки (рис. 11-4) приводятся в движение тяговым электродвигателем, получающим энергию от установленной на тележке аккумуляторной батареи.

Грузовые площадки выполняются с неподвижной и подвижной платформой. В последнем случае привозимые грузы укладываются на специальные низкие подставки

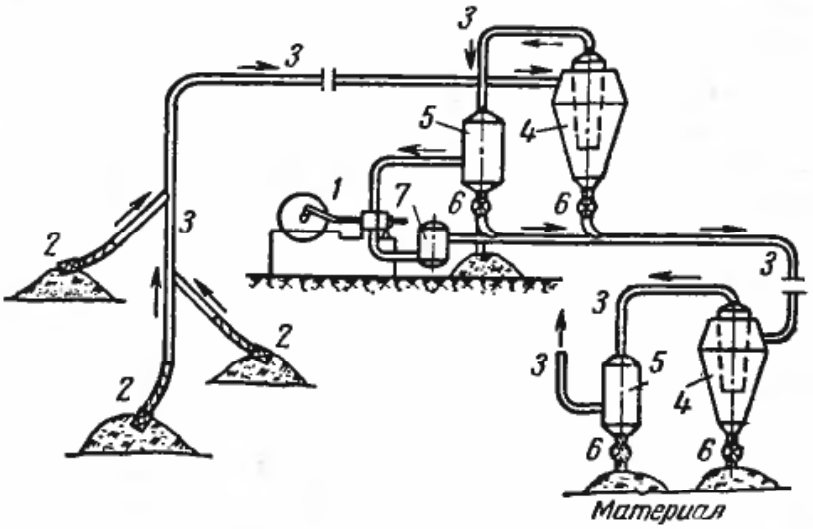


Рис. 11-3. Схема смешанной (всасывающе-нагнетательной) пневматической установки.

1 — воздушный компрессор; *2* — всасывающие сопла; *3* — воздуховод; *4* — циклон; *5* — фильтр; *6* — шлюзовые затворы; *7* — воздушный ресивер.

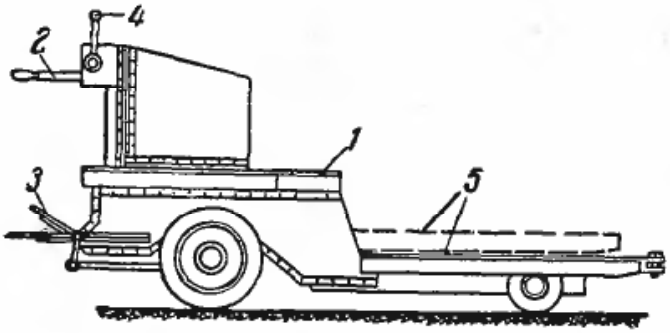


Рис. 11-4. Электротележка с подъемной платформой.

1 — рама; *2* — рулевое управление; *3* — тормозное управление; *4* — рукоятка контроллера; *5* — грузовая подъемная платформа.

(скиды). Электротележка подается под скид, подъемом платформы груз поднимается над полом и транспортируется вместе со скидом к месту назначения. По приезде на место платформа опускается, скид ставится на пол, а электротележка отправляется в новый рейс. Таким образом, в электротележках с подъемной платформой экономится время на погрузку и разгрузку ее, благодаря чему повышается коэффициент использования.

11-2. Пылеулавливающие устройства

При сушке сыпучих мелкозернистых материалов в барабанных, пневматических, сушилках с кипящим слоем и т. п. или жидкостей в распыливающих сушилках унос мелких частиц этих материалов сушильным агентом из сушилки может составлять значительную величину (от 2 до 30 *г/м*³ сушильного агента). Количество уноса зависит от рода сушимого материала, скорости сушильного агента, размеров частиц материала и конструкции сушилки.

Если сушилка работает на смеси топочных газов с воздухом, то топочные газы будут также загрязнены уносом, состоящим из твердых частиц несгоревшего топлива и летучей золы, выносимых продуктами сгорания из топки; этот унос может также составлять значительную величину (от 10 до 30 *г/м*³ газа). По величине пылинок (дисперсности) условно принята следующая классификация пыли: мелкая пыль с размерами частиц до 100 *мк*, средняя — до 200 *мк* и крупная — больше 200 *мк*.

Мелкую пыль, содержащуюся в сушильном агенте, можно также подразделить на: пыль с величиной частиц больше 10 *мк*, которые в неподвижном воздухе оседают с возрастающей скоростью и не диффундируют; пылевые облака с величиной частиц от 0,1 до 10 *мк*, которые в неподвижном воздухе оседают с постоянной скоростью и также не диффундируют, и дымы с размерами частиц от 0,01 до 0,1 *мк*, которым свойственно броуновское движение и которые в неподвижном воздухе не оседают, а непрерывно диффундируют.

Пыль различных веществ может быть взрывоопасной, ядовитой, химически активной, несмачиваемой и т. п. Например, при концентрации мучной пыли 35 *г* или угольной 30 *г* в 1 *м*³ воздуха смесь взрывоопасна.

Удельный вес минеральной пыли — песка, глины, шамота, гипса — составляет в среднем 2,6 *кг/дм*³, удельный вес органической пыли — шерсти, табака, угля и пр. в среднем 1,6 *кг/дм*³.

Степень очистки воздуха или его смеси с топочными газами в пылеочистных устройствах (эффективность очистки) определяется по формуле

$$\eta_0 = \frac{a_1 - a_2}{a_1} \cdot 100\%, \qquad (11\text{-}3)$$

где a_1 и a_2 — концентрации пыли до и после очистки, *мг/м*³.

Однако степень очистки пылеуловителя, подсчитанная по формуле (11-3), не является достаточной для оценки качества пылеулавливающего аппарата. Качество пылеуловителя, улавливающего 70 или 80% мелкой пыли, может быть выше, чем пылеуловителя, улавливающего 95% крупной пыли. Для объективной сравнительной оценки различных типов пылеуловителей следует степень очистки подсчитывать и по отдельным фракциям.

При установке двух пылеуловителей, имеющих соответственно степень очистки η_1 и η_2, общая степень очистки будет:

$$\eta_0 = \eta_1 + \eta_2 - \eta_1\eta_2. \qquad (11\text{-}4)$$

При сравнении двух пылеотделителей пользуются не значением η_0, а величиной $1-\eta_0$; так, если один пылеотделитель задерживает 90% пыли, а другой — 95%, то он считается лучше первого не на 5%, а в $\frac{100-90}{100-95}=2$ раза.

Унос сушильным агентом материала из сушилки уменьшает производительность сушилки и во многих случаях недопустим по санитарным условиям. Зола и частички несгоревшего топлива в сушильном агенте, оседая на поверхности, могут загрязнять сушимое изделие настолько, что сделают его непригодным к употреблению (чай, пшеница, хлопок, анилиновые красители, мел и др.). Поэтому в сушильных установках широко применяются различные пылеулавливающие устройства.

Пылеулавливающие устройства выбирают в зависимости от необходимой степени очистки газа, величины пылинок, свойств пыли (сухая, волокнистая, липкая, гигроскопическая и т. п.), начального пылесодержания, температуры очищаемого воздуха, ценности пыли и т. п.

Пылеулавливающие аппараты, применяемые в сушильных установках, можно разделить на следующие группы:

1. Пылеосадительные камеры, в которых преобладающее значение в процессе пылеотделения имеет сила тяжести частиц пыли.

2. Центробежные пылеотделители: циклоны, мультициклоны и другие аппараты, работа которых основана на использовании сил инерции — выделении частиц пыли при изменении направления газового потока.

3. Мокрые пылеотделители, принцип отделения которых основан на смачивании частиц материала жидкостью и уносе их потоком жидкости.

4. Электрофильтры, принцип работы которых основан на выделении пыли из воздуха, за счет сообщения частицам пыли электрического заряда в поле высокого напряжения.

5. Матерчатые фильтры, принцип действия которых основан на задерживании частиц пыли, размеры которых меньше размеров пор ткани.

Каждый пылеуловитель имеет свои границы применения в зависимости от крупности частиц основной массы пыли. Циклоны отделяют главным образом пылинки размером 100 *мк* и выше, пылеуловительные камеры — 10 *мк* и выше, матерчатые фильтры — 0,3 и выше, а электрофильтры — 0,1 *мк* и выше.

Циклоны и другие обеспыливающие устройства, осаждающие главным образом пылинки размером выше 100 *мк*, относятся к аппаратам для грубой очистки газов. Аппараты, улавливающие пылинки размером меньше 10 *мк*, относят к пылеуловителям для тонкой очистки газа.

Пылеосадительные камеры. Такие камеры имеют сечения, значительно превосходящие сечения присоединенных к ним газопроводов. Частицы, попадая вместе с газом в камеру, начинают двигаться с меньшей скоростью в горизонтальном направлении и под действием силы тяжести оседают в коллектор для пыли.

Для того чтобы твердые частицы оседали, необходимо соблюдать условие

$$v < \frac{A}{H} v_{вит}, \qquad (11\text{-}5)$$

где v — скорость движения частицы в осадительной камере в горизонтальном направлении, *м/сек*;

$\frac{A}{H}$ — отношение длины осадительной камеры к ее высоте (газ движется в направлении длины);

$v_{вит}$ — скорость витания частицы, равная скорости падения частицы под действием силы тяжести, которую определяют по формулам (6-10) и (6-11).

Производительность осадительной камеры

$$V = 3\,600BHv \ м^3/ч, \qquad (11\text{-}6)$$

где B — ширина камеры, *м*.

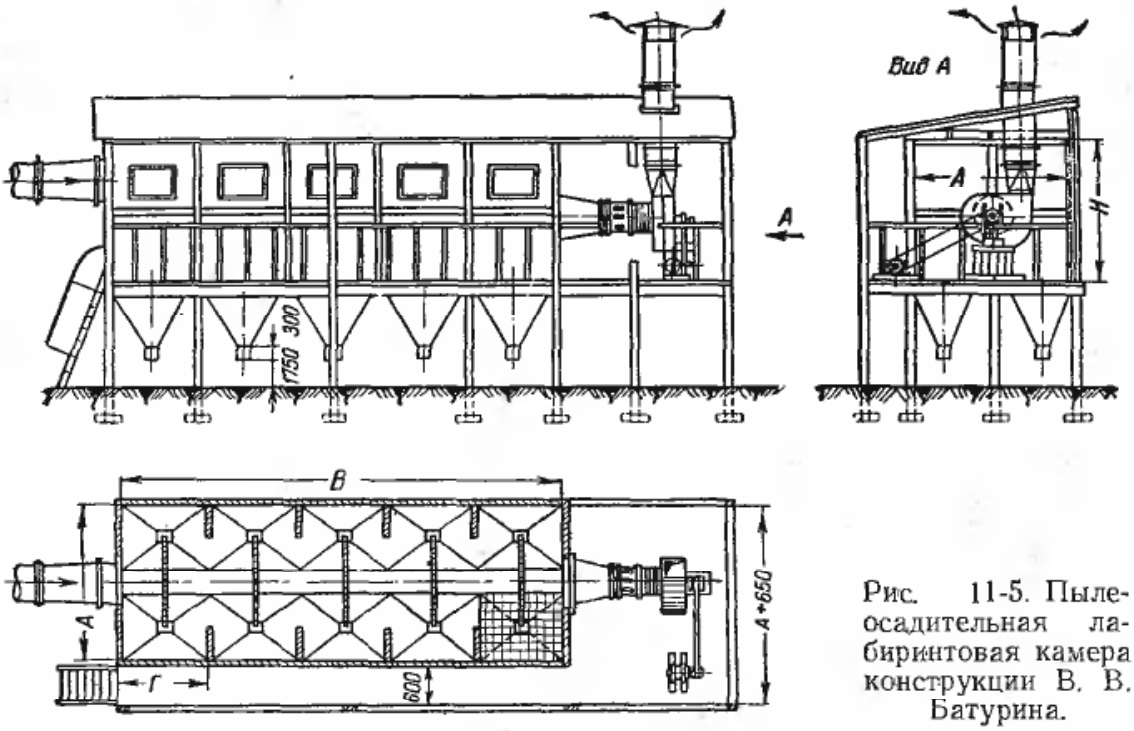


Рис. 11-5. Пылеосадительная лабиринтовая камера конструкции В. В. Батурина.

Эффект очистки в пылеосадительной камере может быть повышен за счет устройства перегородок или лабиринтов.

На рис. 11-5 показана пылеосадочная лабиринтовая камера конструкции В. В. Батурина.

Соотношение размеров в этой камере принято следующее: поперечное сечение

$$F = AH = \frac{V}{1\,200}\ м^2,$$

где V — расход газа, $м^3/ч$:

$$H = 1{,}1 \div 1{,}2A;\ B = 3A;\ F = \frac{B}{5}.$$

Скорость газа во входном отверстии $f = 6—8$ *м/сек*, в проходах между перегородками составляет 0,5—1 *м/сек*.

Камера имеет следующую характеристику: $\eta = 0{,}85 \div 0{,}90$; $\xi = 2{,}5$; $\Delta P = 10$ *кГ/м²*; подсос газа в камеру — до 10%. Пылеосадительные камеры применяются для грубой очистки газа от сухой пыли. Достоинством их является незначительный удельный расход электроэнергии, недостатком — промоздкость установки.

Сухие пылеулавливающие аппараты — циклоны

Для улавливания уноса в сушильных установках наибольшее распространение получили циклоны ввиду их простоты и дешевизны. Процесс движения газа и выделения пыли в циклоне можно представить следующим образом. Запыленный газовый поток со скоростью v *м/сек* поступает в цилиндрическую часть циклона через входной патрубок.

Входной патрубок расположен по касательной к цилиндрической части циклона, поэтому газ приобретает вращательное движение у стенок и направляется по винтовой линии в сторону вершины конуса. Пыль, движущаяся с газом вдоль стенки конуса, достигая пылеотводящего патрубка, проходит у его стенок в пылевой бункер или золоспускную трубу, где она после затухания вихревого движения осаждается под действием силы тяжести. Газ, вынесший пыль в пылеотводящий патрубок, возвращается по оси патрубка по направлению к выхлопной трубе. Если принять, что все частицы газа вращаются в циклоне с постоянной угловой скоростью, то статическое давление будет неодинаково по сечению циклона. Минимум давления будет иметь место в центре циклона, давление будет увеличиваться по направлению к стенке. Разность давлений в центре и на периферии циклона определяется скоростью вращения газа в нем и может достигать значительной величины. Возможны случаи, когда давление по оси меньше атмосферного, и тог-

да через пылеотводящий патрубок подсасывается воздух. Подсос воздуха в размере 10—15% количества очищаемого газа может свести к нулю эффект работы аппарата.

При подсосе в спускной системе возникает движение воздуха навстречу осыпающейся пыли и часть уловленной пыли выносится центральным вихрем в выхлопную трубу. Неплотности, имеющиеся в какой-либо точке пылеспускной системы, резко ухудшают степень очистки газа.

Скорость газа во входном патрубке циклона выбирается в пределах от 15 до 20 *м/сек*, скорость движения в выхлопной трубе — от 3 до 8 *м/сек*.

Из существующих типов циклонов наилучшие показатели по степени очистки, улавливания золы из отходящих газов и сухой пыли из воздуха и по условиям работы пылеспускной системы дают циклоны конструкции НИОГАЗ серии ЦН-15 (рис. 11-6 и 11-7).

Циклоны меньшего диаметра имеют больший коэффициент очистки, поэтому рекомендуется вместо одного большого циклона брать несколько циклонов меньшего диаметра, объединяя их в группу, но обычно не более восьми.

Для сбора пыли, осажденной в циклонах, под циклоном или под группой циклонов устанавливается бункер.

Согласно нормали НИОГАЗ общим типом является циклон ЦН-15 с углом наклона входного патрубка 15°. При габаритных ограничениях по высоте разработан тип циклона ЦН-15У, укороченного по сравнению с ЦН-15 при прочих равных условиях. Он дает несколько меньший коэффициент очистки.

В качестве первой ступени очистки в случае больших концентраций пыли, состоящей из крупных частиц, можно использовать высокопроизводительный циклон типа ЦН-24. Для улавливания мелких частиц (диаметром 5—10 *мк*) разработан циклон ЦН-11 повышенной эффективности с углом наклона крышки и входного патрубка 11°.

Гидравлическое сопротивление циклона рассчитывают по уравнению

$$\Delta p = \zeta \frac{v_y^2 \gamma}{2g} \; кГ/м^2, \qquad (11\text{-}7)$$

где v_y — условная скорость газа, *м/сек*;

ζ — коэффициент сопротивления циклона;

γ — удельный вес газа, проходящего через циклон, *кг/м³*.

Условная скорость газа равна:

$$v_y = \frac{4V}{\pi D^2} \; м/сек, \qquad (11\text{-}8)$$

где V — расход газа, проходящего через циклон, *м³/сек*;

D — диаметр циклона, *м*.

Значения коэффициентов гидравлического сопротивления для циклонов НИОГАЗ:

ЦН-24	ЦН-15	ЦН-15У	ЦН-11
$\zeta = 60$	105	110	180

Степень улавливания пыли в циклоне зависит, помимо свойств пыли, от диаметра циклона, а также от скорости газа v_y, т. е. от отношения $\Delta p/\gamma$ [в соответствии с формулой (11-7)].

По практическим данным для циклонов НИОГАЗ величина $\Delta p/\gamma$ должна находиться в пределах 65—75 *м*.

На рис. 11-6 показана зависимость степени очистки или улавливания от диаметра циклона D при различных диаметрах частиц пыли d. График составлен для пыли удельного веса 2 300 *кг/м³* при $\frac{\Delta p}{\gamma} = 75$ *м*.

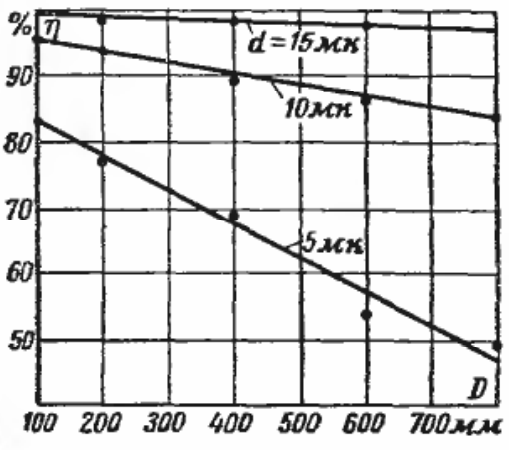


Рис. 11-6. Степень улавливания пыли в циклоне ЦН-15.

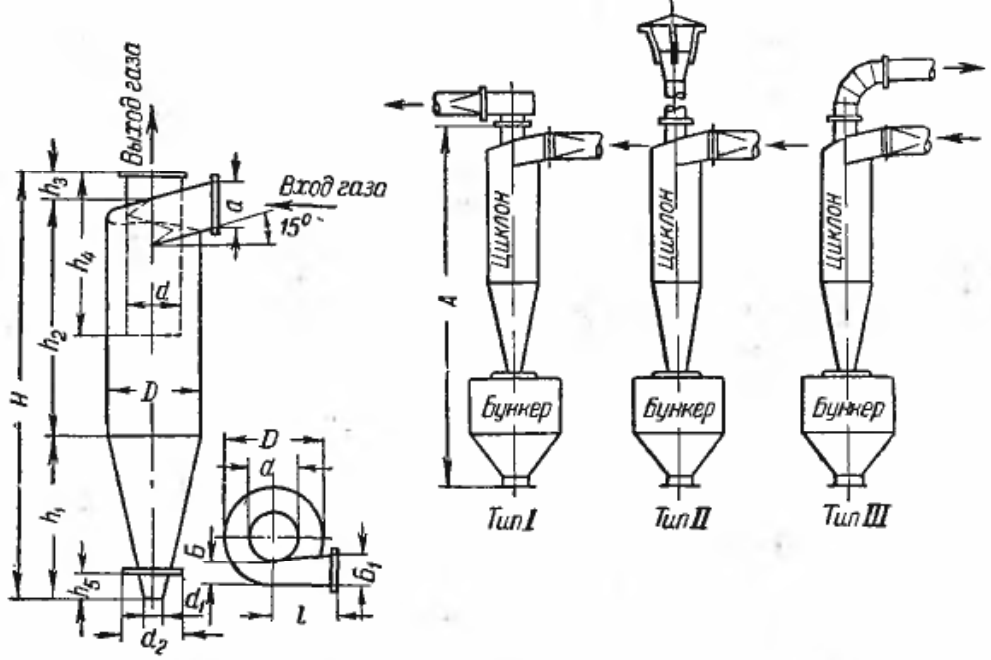


Рис. 11-7. Конструктивные размеры циклонов НИИОГАЗ серии ЦН-15 (*мм*).

Приняв определенное значение гидравлического сопротивления циклона, можно определить его диаметр по формуле

$$D = 536\sqrt[4]{\frac{V^2\gamma\zeta}{\Delta p}}. \qquad (11\text{-}9)$$

Рассчитав диаметр циклона, остальные его размеры определяют по нормалям. Конструктивные размеры циклонов НИИОГАЗ серии ЦН-15 приводятся на рис. 11-7 и в табл. 11-2.

Батарейные циклоны. Экспериментально доказано, что степень очистки газа при прочих равных условиях увеличивается с уменьшением диаметра циклона. Увеличение степени очистки газа при уменьшении размера циклона навело конструкторов на мысль искать более удачных компоновок циклонов малых размеров в батареи. В результате этого появились так называемые батарейные циклоны для очистки газов от пыли с раз-

Таблица 11-2

Конструктивные размеры циклонов НИИОГАЗ серии ЦН-15 *мм* (рис. 11-6)

D	A	d	d_1	d_2	H	h_1	h_2	h_3	h_4	h_5	a	Б	$Б_1$	l	δ	Вес, *кг*
100	820	60	40	105	492	200	232	60	212	32	66	20	29	90	2	3,7
150	1 190	90	60	155	720	300	345	75	297	48	99	30	41	110	2	7,5
200	1 560	120	60	160	918	400	458	60	354	48	132	40	52	120	2	12,5
250	1 930	150	75	180	1 149	500	574	75	444	60	165	50	65	150	3	22,3
300	2 300	180	90	210	1 377	600	687	90	531	72	198	60	78	180	3	37,0
350	2 670	210	105	250	1 605	700	800	105	618	84	231	70	91	210	3	49,0
400	3 040	240	120	280	1 833	800	913	120	705	96	264	80	104	240	3	65,2
450	3 410	270	135	310	2 061	900	1 026	135	792	108	297	90	117	270	3	82,3
500	3 780	300	150	325	2 289	1 000	1 139	150	879	120	330	100	130	300	3	100,7
550	4 150	330	165	350	2 520	1 100	1 255	165	972	132	363	110	143	330	5	197,0
600	4 520	360	180	365	2 750	1 200	1 370	180	1 060	144	396	120	156	360	5	231,0
650	4 890	390	195	400	2 980	1 300	1 485	195	1 146	156	429	130	169	390	5	275,0
700	5 260	420	210	410	3 210	1 400	1 600	210	1 235	168	462	140	182	420	5	320,0
750	5 630	450	225	450	3 435	1 500	1 710	225	1 320	180	495	150	195	450	5	354,0
800	6 000	480	240	470	3 665	1 600	1 825	240	1 405	192	528	168	208	480	5	412,4

Примечания: 1. Для D, d и d_1 даны внутренние размеры.

2. Рабочие чертежи циклонов типа ЦН-15 разработаны институтом „Гипрогазоочистка", см. серию ЦН, ч. III, вып. 1952 г.

3. Тип I — выпуск воздуха через улитку, тип II — то же через трубу вверх, тип III — то же через отвод в бок.

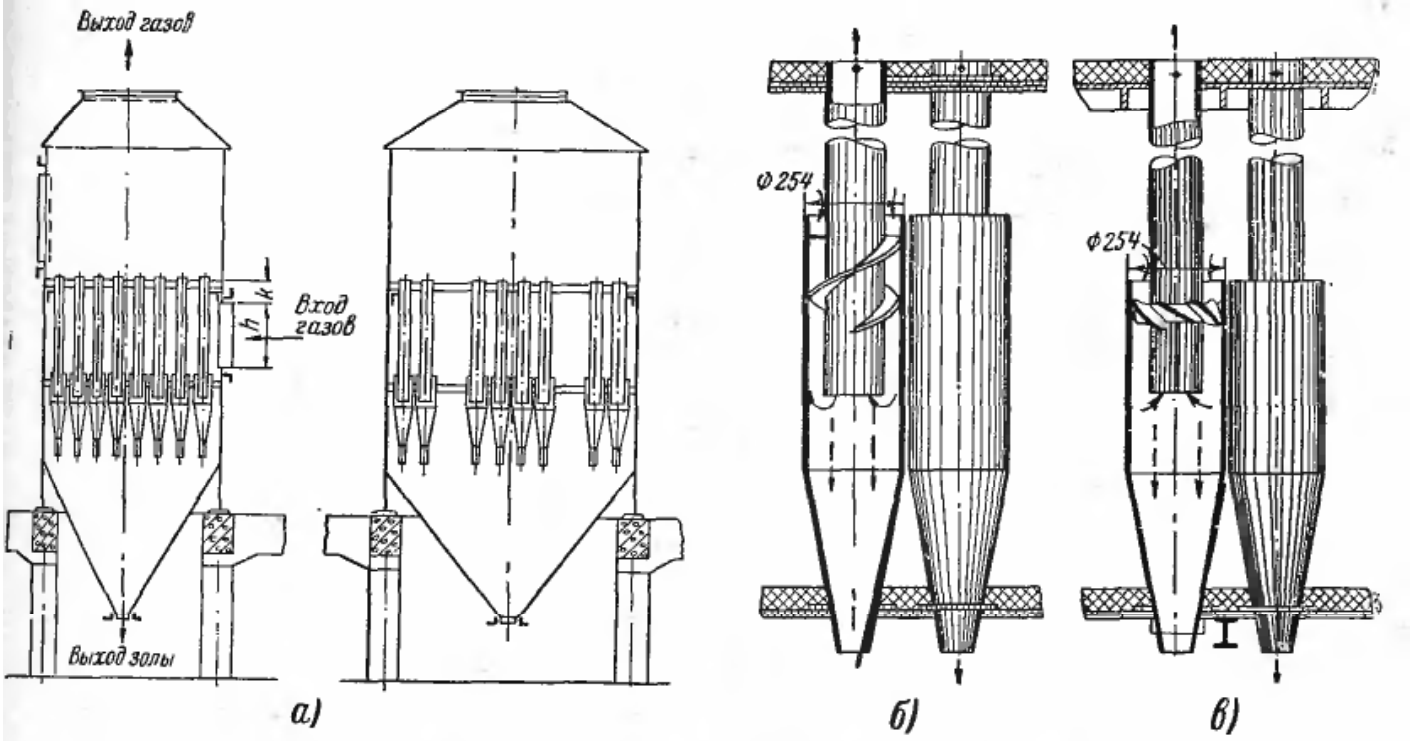


Рис. 11-8. Общий вид и элементы батарейного циклона.
а — общий вид; *б* и *в* — элементы циклона с винтообразной и восьмилопастной розеткой.

мерами частиц 10 *мк* и выше; схема компоновки представлена на рис. 11-8.

Количество элементов в каждой батарее устанавливается не более 120. Эти элементы изготовляются диаметром 100, 150 и 250 *мм* с направляющими аппаратами типа «Винт» или «Розетка». Чем меньше диаметр элементов, тем выше степень очистки газов.

Число циклонных элементов в батарее определяется по формуле

$$n = 0{,}287 \frac{V}{D^2} \sqrt{\frac{\zeta\gamma}{\Delta p}}, \quad (11\text{-}10)$$

где V — объем рабочих газов, *м³/сек*;
D — диаметр циклонного элемента, *м*;
Δp — сопротивление циклона, *мм вод. ст.*;
ζ — коэффициент гидравлического сопротивления циклона, принимаемый по нормалям;

например, для элемента циклона диаметром 250 *мм* с направляющим аппаратом типа „Винт“ $\zeta = 85$;
γ — удельный вес частиц, *кг/м³*.

Гидравлическое сопротивление батарейного циклона обычно составляет при номинальной натрузке 50—75 *мм вод. ст.* Коэффициент очистки равен 65—80%. При снижении скорости газов работа батарейного циклона ухудшается. Характеристика работы циклонных элементов представлена в табл. 11-3.

Таблица 11-3

Характеристика циклонных элементов с розеточным направляющим аппаратом в случае улавливания слабослеживающейся пыли с удельным весом 2 300 *кг/м³* при $\frac{\Delta P}{\gamma} = 75$ *м*

Диаметр элемента, *мм*	Наибольшая допускаемая запыленность газов, *г/м³*	Степень улавливания пыли, %, при диаметре частиц			Коэффициент гидравлического сопротивления ξ при угле наклона лопастей	
		5 *мк*	10 *мк*	15 *мк*	25°	30°
250	75	72	84	93	90	65
150	35	78	88	95		
100	15	82	91	96		

Жалюзийные пылеуловители

Жалюзийный пылеуловитель показан на рис. 11-9. На пути запыленного потока, движущегося в прямоугольном канале, устанавливается металлическая жалюзийная решетка с углом наклона лопаток 30°. Направление движения потока изменяется, а частички пыли, встречая на пути решетку, под действием центробежной силы отбрасываются к стенкам канала и направляются вместе с некоторым количеством га-

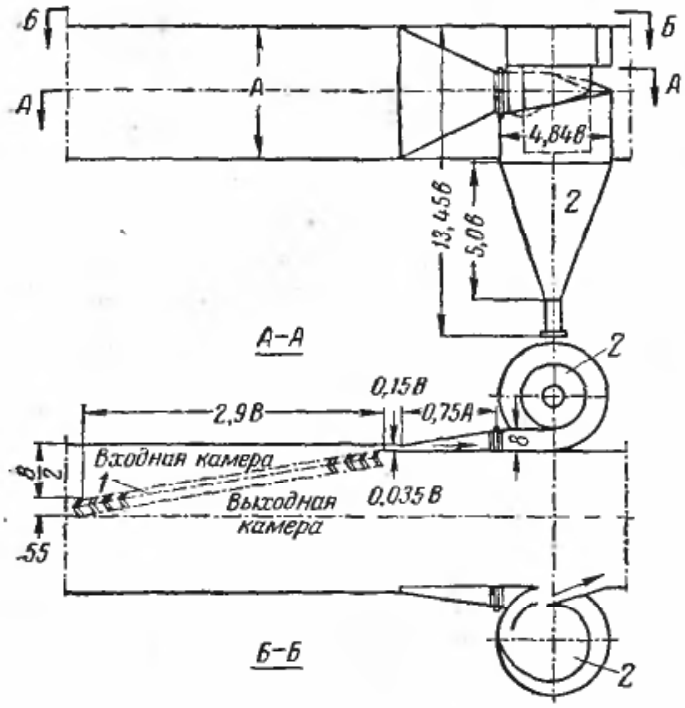


Рис. 11-9. Жалюзийный пылеуловитель.
1 — жалюзийная решетка; *2* — циклоны.

за (около 10% всего количества) в небольшие циклоны. Очищенный от пыли основной поток газа (90%) и очищенный от пыли в малых циклонах газ (10%) выбрасываются затем в атмосферу. Скорость газового потока перед решеткой 12—15 *м/сек*; к. п. д. пылеуловителя достигает 75%. Достоинствами жалюзийного пылеуловителя являются его компактность и возможность установки в горизонтальных и вертикальных газоходах.

В последние годы появились и проверяются в работе конструкции центробежных жалюзийных золоуловителей с вращающимся ротором.

Матерчатые рукавные фильтры

Матерчатые фильтры применяют для улавливания мелкой пыли в сухом состоянии, когда температура уходящего сушильного агента не превышает для рукавов из хлопчатобумажных тканей 90° С, а для рукавов из шерсти — 125° С; отходящий агент сушки не должен содержать окислов серы SO_3 и SO_2.

Матерчатые фильтры задерживают те частицы пыли, размеры которых меньше, чем поры ткани Устройство и схема работы фильтра показаны на рис. 11-10. Запыленный газ попадает через воздуховод *1* в приемный бункер *2*, из которого он поступает в матерчатые рукава *4*. Очищенный газ поступает через клапан поворотной заслонки в воздуховод *8* и выбрасывается вентилятором наружу.

Ввиду того что через некоторое время матерчатые рукава забиваются пылью, фильтр периодически очищается путем встряхивания рукавов и продувки их чистым воздухом. Встряхивающий механизм расположен в верхней части камеры. Продувка воздухом производится периодически в следующем порядке. Поворотные заслонки ме-

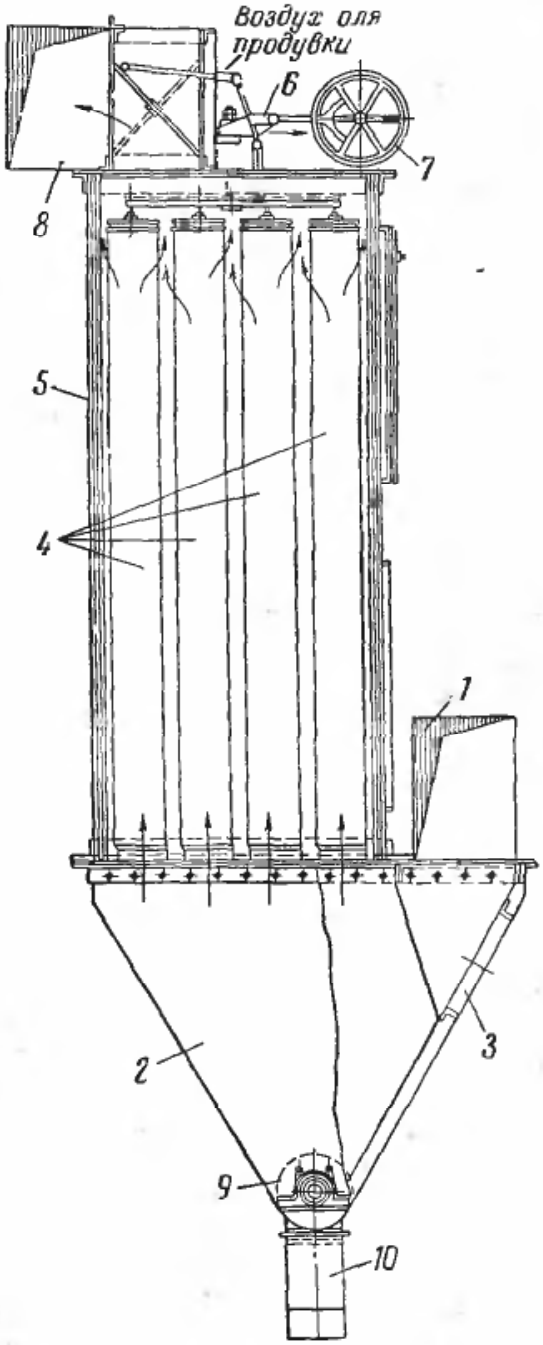


Рис. 11-10. Матерчатый рукавный фильтр.
1 — воздуховод запыленного воздуха; *2* — бункер; *3* — лаз бункера; *4* — матерчатые рукава; *5* — кожух; *6* — встряхивающе-продувочный механизм; *7* — шкив встряхивающе-продувочного механизма; *8* — воздуховод очищенного воздуха; *9* — шнек; *10* — течка и затвор.

Таблица 11-4

Значения коэффициентов k, a и n

Наименование ткани	Наименование пыли	k	a	n
Ткань шерстянка	От пескоструйного аппарата	$791 \cdot 10^{-7}$	$5{,}03 \cdot 10^{-3}$	1,012
Саржа полушерстяная	То же	$1\,980 \cdot 10^{-7}$	$5{,}34 \cdot 10^{-3}$	1,11
Бязь суровая	» »	$915 \cdot 10^{-7}$	$3{,}24 \cdot 10^{-3}$	1,17
Байка шерстяная	» »	$1\,195 \cdot 10^{-7}$	$4{,}97 \cdot 10^{-3}$	1,10
» хлопчатобумажная	» »	$2\,450 \cdot 10^{-7}$	$7{,}56 \cdot 10^{-3}$	1,14

ханически поворачиваются, занимают положение, указанное пунктиром, и сообщают фильтр с продувочным каналом, через который поступает наружный воздух под давлением 80—120 *мм вод. ст.*, подаваемый специальным вентилятором. Падающая из рукавов пыль попадает в бункер, затем в пылевой шнек *9* и удаляется через затвор *10*. Через шнек удаляется также и продувочный воздух. Имеются и другие, более сложные конструкции рукавных фильтров.

При температурах газа ниже точки росы происходит замазывание фильтра; для устранения этого применяют ввод горячего воздуха, повышающего температуру на 10—20° С выше точки росы. Расход энергии на матерчатый фильтр составляет от 2 до 5 *квт* на 10 000 *м³/ч* газа. Рукава фильтра требуют смены не реже чем 1 раз в год.

Сопротивление рукавов матерчатого фильтра

$$\Delta p = (kz + a) B^n \text{ мм вод. ст.}, \qquad (11\text{-}11)$$

где B — удельная нагрузка фильтра, $м^3/ч$;

z — запыленность ткани, $г/м^2$;

k, a, n — коэффициенты, приведенные в табл. 11-4.

Пылеуловительные аппараты с водяной пленкой. Для более полного улавливания пыли в ряде случаев после циклонов устанавливаются различного рода устройства, в которых пыль улавливается с помощью завесы из распыленной жидкости или обычной воды.

В этих аппаратах частицы пыли, коснувшись водяной пленки, прилипают к ней и в зависимости от свойств материала смачиваются жидкостью, погружаются в нее или остаются на поверхности. Силы прилипания частицы к пленке настолько велики, что она, как правило, не может оторваться под воздействием газового потока. Улавливание плохо смачиваемых частиц в мокрых уловителях происходит хуже, чем хорошо смачиваемых жидкостью. Объясняется это тем, что плохо смачиваемые частицы остаются на поверхности жидкости, покрывая ее как бы твердой пленкой, от которой отражаются остальные частицы. При небольшой концентрации пыли в газе или быстрой смене жидкой пленки отличие в улавливании частиц, обладающих различной способностью смачиваться водой, оказывается весьма незначительным.

При охлаждении очищаемого газа ниже температуры точки росы возможны конденсация водяных паров на поверхности частиц пыли, увеличение веса частиц, а следовательно, улучшение процесса очистки газа.

Скорость газа в пылеуловителях, орошаемых соплами, не должна превышать 1—1,5 *м/сек* во избежание повышенного выноса брызг из пылеуловителя. Устанавливать такие пылеуловители, даже при малых скоростях газов, можно лишь после вентиляторов или дымососов. Следовательно, эти пылеуловители не предохраняют дымососы или вентиляторы от абразивного износа золой или пылью.

Широкому применению пылеуловителей с водяной пленкой отчасти препятствует также наблюдающаяся коррозия аппаратуры.

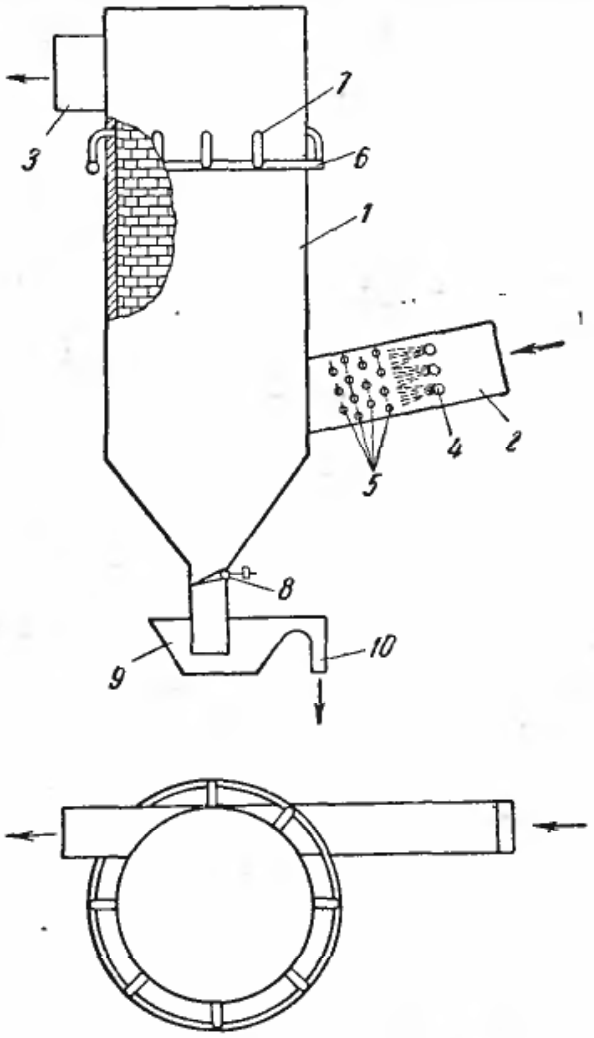


Рис. 11-11. Центробежный скруббер ВТИ.
1 — корпус скруббера; *2* — входной патрубок; *3* — выходной патрубок; *4* — смывные сопла; *5* — прутковая решетка; *6* — водяной коллектор; *7* — оросительные сопла; *8* — клапан-мигалка; *9* — гидравлический затвор; *10* — патрубок для удаления гидрозоловой смеси.

Современные методы защиты от коррозии вполне надежно предохраняют металл от разрушения, поэтому опасения разрушения аппаратов и коммуникаций от коррозии не должны служить основанием для отказа от применения этих пылеуловителей в тех случаях, когда это бывает целесообразно.

На рис. 11-11 представлен центробежный скруббер ВТИ, в котором газы поступают тангенциально через нижний патрубок и вступают в тепло- и массообмен с распыливаемой форсунками жидкостью, создающей вверху завесу, стекая по стенкам цилиндра.

Степень очистки газа в центробежном скруббере зависит от диаметра его цилиндрической части. Так, например, в скруббере диаметром 1 *м* степень очистки достигает 85—87%, при диаметре 0,5 *м* — 95%, а в скрубберах меньшего размера — 98%. Сопротивление такого центробежного скруббера значительно меньше сопротивления сухих центробежных пылеуловителей.

Максимальная скорость газа $\omega_{макс}$, отнесенная к полному сечению скруббера, во избежание образования брызг в этом скруббере не должна превышать 6 *м/сек*, а максимальная скорость газа во входном патрубке — 23,5 *м/сек*.

Внутренний диаметр скруббера D принимают 1,2—1,3 *м*.

Сопротивление скруббера при максимальной нагрузке составляет:

$$\Delta p = \frac{\zeta \gamma_0 \omega^2_{макс}}{2g\left(1+\frac{t_1}{273}\right)} = 2{,}39\frac{\omega^2_{макс}}{1+\frac{t_1}{273}}\ кГ/м^2, \quad (11\text{-}12)$$

где t_1 — температура газов, поступающих в скруббер, °С;

γ_0 — 1,32 — удельный вес газов, *кг/нм*³;

ζ — 35,5 — коэффициент гидравлического сопротивления скруббера.

Удельный расход воды на орошение скруббера (диаметром 1,2—1,3 *м*) при начальной запыленности не более 25 *г/нм*³ принимается 0,13 *л/нм*³ очищаемого газа.

Число сопел на один скруббер принимается равным шести.

ω — скорость истечения воды из сопел; $\omega = 3{,}5 \div 4$ *м/сек*.

Напор воды перед соплами p при заданной скорости истечения из сопла и коэффициенте гидравлического сопротивления $\psi = 0{,}1$

$$p = \frac{1{,}1\omega^2}{20g}\ атм. \quad (11\text{-}13)$$

Полный расход воды G по заданному максимальному расходу газов, известной их температуре t_1 и удельному расходу воды $G_{уд}$ составляет:

$$G = \frac{3{,}6 G_{уд} V_{макс}}{1+\frac{t_1}{273}}. \quad (11\text{-}14)$$

Температура газов, выходящих из скруббера, может быть ориентировочно подсчитана по формуле

$$t_2 = 0{,}6t_1 + 0{,}4\vartheta°\,С,$$

где t_1 — температура газов перед скруббером, °С;
ϑ — температура мокрого термометра, °С.

Объем скруббера

$$V_{ск} = \frac{Q_{ск}}{\alpha_v \Delta t}, \qquad (11\text{-}15)$$

где $Q_{ск}$ — количество тепла, затрачиваемого на нагрев раствора и испарение из него жидкости, *ккал/ч*;
α_v — объемный коэффициент теплообмена, *ккал/м³·ч·град*;
Δt — средняя разность температур газа и раствора, °С.

Количество тепла $Q_{ск}$, которое может быть использовано для нагрева или предварительного сгущения раствора,

$$Q_{ск} = L(I_1 - I_2) - Q_5 \text{ ккал/ч}, \qquad (11\text{-}16)$$

где I_1 и I_2 — начальная и конечная энтальпии газа, *ккал/кг*;
Q_5 — потери тепла в окружающую среду, *ккал/ч*.

Средняя разность температур

$$\Delta t = \frac{t_1 - t_2}{\ln \frac{t_1 - t_м}{t_2 - t_м}}, \qquad (11\text{-}17)$$

где t_1 и t_2 — начальная и конечная температуры газов, °С;
$t_м$ — средняя температура мокрого термометра, °С.

Объемный коэффициент теплообмена по формуле М. В. Лыкова[1]

$$\alpha_v = 8{,}9A^{0{,}366}(\gamma v)^{0{,}6} \text{ ккал/м}^3\cdot\text{ч}\cdot\text{град}, \qquad (11\text{-}18)$$

где A — плотность орошения *кг/м²·ч*;
γv — весовая скорость газов по сечению скруббера, *кг/м²·сек*.

Формула получена при изменении плотности орошения от 500 до 4000 *кг/м²·ч*, давлении перед форсунками 2—8 *ат* и скорости газов в скруббере от 0,3 до 1,5 *м/сек*.

[1] М. В. Лыков, «Химическая промышленность», 1962, № 5.

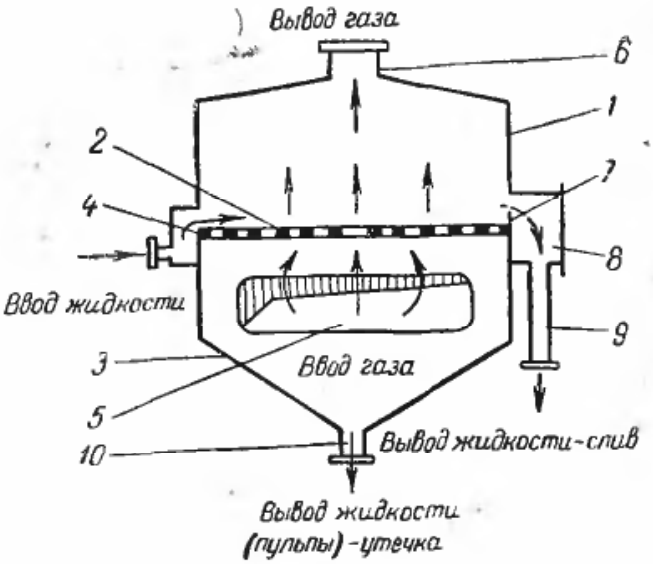


Рис. 11-12. Принципиальная схема однополочного пенного аппарата.

1 — корпус; *2* — решетка; *3* — бункер; *4* — приемная коробка; *5* — диффузор; *6* — патрубок для вывода газа; *7* — порог; *8* — сливная коробка; *9* — трубопровод для слива жидкости; *10* — штуцер для стока жидкости или пульпы.

Рабочая высота скруббера

$$H = \frac{4V_{ск}}{\pi D_{ск}^2}. \qquad (11\text{-}19)$$

Под рабочей высотой скруббера понимается расстояние между местом ввода газов и форсунками.

Пенные газопромыватели. Для улавливания гидрофобной плохо смачиваемой (апатитовой, нефелиновой и т. п.) пыли получили применение пенные аппараты. Принципиальная схема однополочного пенного аппарата приведена на рис. 11-12 и многополочного — на рис. 11-13 [Л. 22]. Скорость газа в полном сечении аппарата является основным фактором, от которого зависит хорошее пенообразование жидкости, обеспечивающее высокое (до 99%) улавливание пыли. Верхним пределом допустимой скорости газа является такая его скорость, при которой резко усиливается унос воды в виде брызг. По экспериментальным данным она соответствует скорости набегающего потока газа на решетку порядка 2,7—3,5 *м/сек* и зависит от диаметра отверстий решетки, увеличиваясь с уменьшением диаметра отверстий.

Нижним пределом скорости газа для пенного аппарата является такая скорость, при которой сильно уменьшается пенообразование,

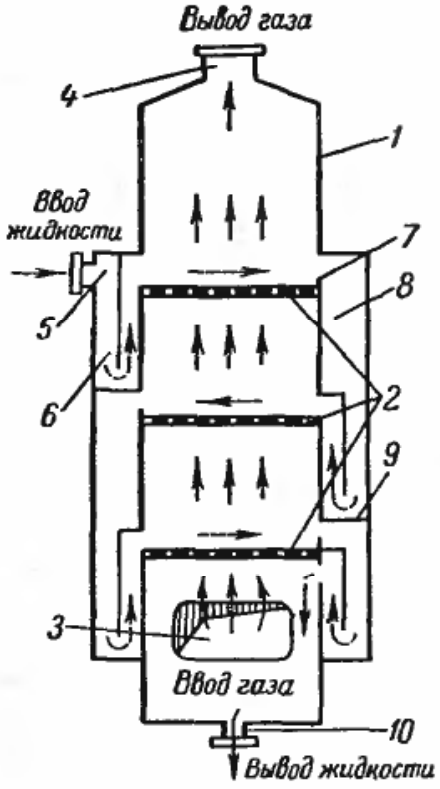


Рис. 11-13. Принципиальная схема многополочного пенного аппарата.

1 — корпус; *2* — решетки; *3* — диффузор для ввода газа; *4* — штуцер для вывода газа; *5* — штуцер для ввода жидкости; *6* — приемная коробка; *7* — порог; *8* — сливная коробка; *9* — гидравлический затвор; *10* — штуцер для вывода жидкости.

вследствие того что значительная часть жидкости сливается через отверстия решетки. Нижним пределом расчетной скорости можно считать 1 *м/сек*. Обычно принимают скорость порядка 2—2,5 *м/сек*. Для сохранения достаточной равномерности пенообразования по всей решетке необходимо, чтобы через ее отверстия протекало не более 50% подаваемой воды. Расход воды в газопромывателе складывается из расходов на утечку и на слив с решетки.

Количество воды, поступающей в аппарат, определяется из уравнения материального баланса.

Степень очистки газа η в пенных аппаратах может составлять 95—99%.

При заданной степени очистки η концентрация пыли в газе после газопромывателя, отнесенная к объему газа перед аппаратом V_0, приведенному к нормальным условиям,

$$C_{вых} = C_{вх}(1 - \eta). \quad (11\text{-}20)$$

Количество улавливаемой пыли

$$G_{ул} = V_0(C_{вх} - C_{вых}). \quad (11\text{-}21)$$

Для обеспечения нормальной работы газопромывателя скорости газа v_0 в крупных отверстиях решеток следует выбирать в пределах 8—13 *м/сек*, а для решеток с более мелкими отверстиями — в пределах 7—10 *м/сек* в зависимости от исходной запыленности газа, возможных колебаний газовой нагрузки и других условий. Высота порога на сливе с решетки устанавливается из расчета создания слоя пены перед сливом 60—100 *мм* (в зависимости от заданной степени очистки).

Высоту слоя пены на решетке H определяют по формуле

$$H = v_0 h_0 \text{ мм}, \quad (11\text{-}22)$$

где v_0 — относительный удельный объем пены;

h_0 — высота исходного слоя воды.

В обычных условиях работы пенных газопромывателей при h_0 от 10 до 30 *мм* значения v_0 можно брать в зависимости от скорости газа v по следующим усредненным данным:

v	1,0	1,5	2,0	2,5	3,0 *м/сек*
v_0	3,5	4,5	5,5	6,2	7,1 *м/сек*

Высота исходного слоя жидкости на решетке h_0 связана с интенсивностью потока на сливе i и высотой порога $h_п$ эмпирической зависимостью

$$h_0 = \varphi\sqrt[3]{i^2} + \psi h_п, \quad (11\text{-}23)$$

где φ — коэффициент, характеризующий водослив; для производственных расчетов с достаточной точностью можно принять $\varphi = 3$;

ψ — степень подпора жидкости порогом, которая может значительно изменяться в зависимости от условий пенообразования; для условий, близких к рабочим условиям газопромывателей, $\psi = 0{,}4$.

Таким образом, высоту порога можно рассчитать по формуле

$$h_п = 2{,}5h_0 - 7{,}5\sqrt[3]{i^2}. \quad (11\text{-}24)$$

Высота газопромывателя складывается из над и подрешеточной высоты h_1 и h_2 и высоты бункера $h_б$,

которые определяются конструктивно: h_1 — в зависимости от брызгообразования и размеров брызгоуловителя; h_2 — в зависимости от конструкции подвода газа; h_6 — в зависимости от свойств суспензии.

Электрофильтры. Электрофильтры осаждают пыль в сухом виде, имеют высокий к. п. д. (степень очистки до 98%), незначительный расход электроэнергии и малое гидравлическое сопротивление, однако широкому применению электрофильтров препятствует их высокая стоимость.

Принцип действия электрофильтра основан на ионизации молекул газа, заряде образовавшимися ионами взвешенных в газе частиц и перемещении последних в электрическом поле к осадительным электродам. Содержащий взвешенные частицы газ пропускается через неоднородное электрическое поле постоянного напряжения, создаваемое двумя разноименно заряженными электродами с большой разностью потенциалов. Одним из электродов может являться провод, вторым — окружающая его труба, внутри которой движется газ, подлежащий очистке. Применяются также пластинчатые электроды. В зоне, прилегающей к электроду с малой поверхностью, градиент потенциала максимален, и здесь при определенной величине напряжения получается коронный разряд (явление неполного пробоя). В зоне короны образуется огромное количество ионов и электронов. Двигаясь под действием сил поля, а также участвуя в беспорядочном движении газовых молекул, они сталкиваются со взвешенными пылинками и капельками и сообщают им свой заряд. Те из частиц, заряд которых противоположен по знаку заряду коронирующего электрода, движутся к нему и разряжаются. Частицы же, несущие одноименный заряд, наоборот, отталкиваются от него и устремляются к противоположному электроду, на котором они осаждаются, выходя, таким образом, из потока газа.

Работа электрофильтра возможна только при питании системы током постоянного напряжения, для чего необходимо специальное выпрямительное устройство.

Неоднородность электрического поля достигается, как уже отмечено, значительной разностью поверхностей электродов.

Результат действия различных факторов, влияющих на осаждение частиц в газе, оценивается степенью очистки газа в электрофильтре. Для идеального трубчатого электрофильтра степень очистки можно выразить так:

$$\eta = 1 - e^{-\frac{2vL}{Rv_r}}, \qquad (11\text{-}25)$$

где v — скорость движения пылинок под влиянием поля к стенке осадительного электрода;
R — радиус трубы,
v_r — скорость газа в трубе;
L — длина трубы.

Это выражение получено в предположении, что поверхность осадительного электрода чистая, размеры частиц пыли одинаковые, форма частиц сферическая; силы сцепления частиц вследствие этого равны нулю, и улавливание частиц производится в воздухе при нормальных условиях.

Из выражения (11-25) следует, что степень очистки газа в электрофильтре не зависит от концентрации пыли в газе [1], что количество уловленной пыли будет тем бóльшим, чем больше длина электрофильтра, напряженность поля в нем, скорость газа и радиус труб электрофильтра.

Электрофильтры питаются выпрямленным пульсирующим током высокого напряжения. Электрический агрегат, служащий для питания, обычно состоит из высоковольтного трансформатора, механического выпрямителя и распределительного щита с устройством для регулирования высокого напряжения. Напряжение первичной обмотки трансформатора регулируется в пределах 120—380 *в*, чему на стороне высокого напряжения соответ-

[1] В действительности при увеличении концентрации пыли в газе наблюдается ухудшение работы электрофильтра.

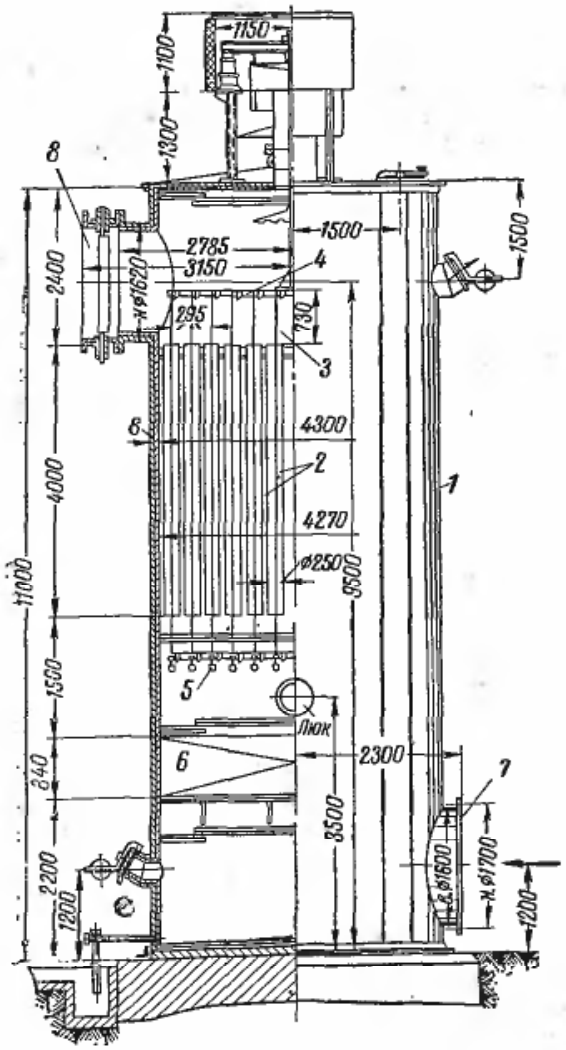


Рис. 11-14. Трубчатый электрофильтр треста «Газоочистка».

ствует изменение напряжения от 28 000 до 90 000 *в*.

На действительное протекание процесса электрической газоочистки влияют температура газа, его влажность, состав и характер взвешенных примесей. Повышение температуры влияет на работу фильтра не благоприятно, так как при этом затрудняется зарядка частиц и при достижении некоторой температуры электрическая газоочистка становится неэффективной.

На рис. 11-14 показан вертикальный трубчатый электрофильтр треста «Газоочистка» для очистки газа от пыли. Он представляет собой вертикальную цилиндрическую камеру *1*, сваренную из листовой стали. Внутри камеры подвешиваются на трубной решетке стальные цельнотянутые трубы *2* диаметром 250/267 *мм* и длиной 4 000 *мм*, которые служат осадительными электродами. По оси каждой трубы натянута нихромовая проволока *3* диаметром 2 *мм*, являющаяся коронирующим электродом. Верхний конец коронирующего провода крепится к верхней раме *4*, а к нижнему подвешен груз *5*, служащий для натяжения провода. В нижней части камеры помещается хордовая насадка *6*, служащая для равномерного распределения газа по осадительным трубам.

Газ входит в электрофильтр снизу через патрубок *7*, распределяется по осадительным трубам и выходит через верхний патрубок *8*.

При количестве труб, равном 124, производительность электрофильтра при допустимой скорости газа 1 *м/сек* составляет 22 000 *м*^{3}/*ч* рабочего газа при температуре, равной 80—90° С. Мощность, потребная для электрофильтра, составляет 15 *квт*. Степень очистки при нормальной работе доходит до 95—98%.

11-3. Воздухоподогреватели и увлажнительные установки

Паровые воздухоподогреватели. В паровых воздухоподогревателях воздух обычно подогревают не выше, чем до 120° С, используя для этой цели пар давлением 4—6 *ати*. Подогреватели, устанавливаемые в сушильной камере, в большинстве случаев выполняются из гладких стальных или чугунных ребристых труб. Эти трубы соединяют последовательно или параллельно; располагают их в шахматном или коридорном порядке, образуя из них подогревательные системы. Достоинством подогревателей, расположенных непосредственно в сушильной камере, является их незначительное гидравлическое сопротивление со стороны воздуха, недостатком — громоздкость и повышенный расход металла. Недостатком подогревателей из гладких стальных труб по сравнению с ребристыми чугунными трубами является их коррозия, в случае если они применяются в сушилках, в которых осуществляется сушка во влажном воздухе, и особенно, когда сушимый материал выделяет газы, агрессивно действующие на металл. Коррозия наблюдается также во время

остановок сушильных камер на ремонт и в периоды пуска камер, когда эксплуатационный персонал, пуская пар на увлажнение воздуха, запаздывает подавать пар в подогреватели.

В некоторых сушильных установках применяют располагаемые вне рабочей камеры сушилки — компактные, ребристые, пластинчатые подогреватели Госсантехстроя. Греющий пар в этих подогревателях конденсируется в стальных трубках, к которым с внешней стороны для увеличения их теплопроизводительности припаяны прямоугольные пластины. Кроме пластинчатых подогревателей, применяются подогреватели с насаженными и припаянными к трубкам шайбами или навитой на трубке лентой. Достоинством пластинчатых, шайбовых и ленточных подогревателей по сравнению с подогревателями из гладких или чугунных ребристых труб является их компактность, недостатками—большое гидравлическое сопротивление со стороны воздуха, а следовательно, и потребность в большом расходе электроэнергии на привод вентилятора, особенно значительная, если последовательно по воздуху включается несколько таких подогревателей.

В эксплуатационных условиях ребристые пластинчатые подогреватели часто засоряются пылью; при этом увеличивается их гидравлическое сопротивление, уменьшается производительность вентилятора и самой сушилки. Поэтому такие подогреватели в проектируемых сушильных установках применять не следует, а надо стараться во всех случаях разместить в рабочей камере сушилки подогреватели из ребристых или гладких труб.

Ко всем паровым подогревателям для обеспечения их нормальной и экономичной работы (в отношении расхода пара) подключаются конденсатоотводчики, которые автоматически выпускают из паровых подогревателей конденсат в конденсатопроводы. Для паропроводов и конденсатопроводов диаметром меньше 75 *мм* допускается применение бесшовных и сварных труб по ГОСТ. Все соединения труб должны быть сварными, за исключением мест присоединения арматуры, где могут быть применены фланцевые соединения. Прокладки фланцевых соединений паропроводов следует изготовлять из паранита; для сальников должна применяться асбестовая набивка. Применение картонных набивок запрещается. Вентили и задвижки паропроводов и конденсатопроводов должны иметь надписи с номерами согласно схеме трубопроводов и инструкций, четкие указатели направления и степени открытия, дистанционное управление — в случае недоступности вентилей и задвижек — для непосредственного управления с площадок обслуживания. Типы, устройство и расчет теплообменных аппаратов и конденсатоотводчиков приводятся в курсе «Теплообменные аппараты» [Л. 10].

Газовые воздухоподогреватели. Газовые или огневые подогреватели применяются в сушильных установках в том случае, если требуется подогреть воздух до температуры порядка 200—300° С, а смесь дымовых газов с воздухом как сушильный агент неприменима, так как содержит летучую золу, которая может осаждаться на сушимом материале (например, лакокрасочных изделиях).

В сушильных установках применяют газовые металлические подогреватели рекуперативного типа, в которых теплообмен между дымовыми газами и воздухом происходит через теплопроводные стенки, и металлические регенеративные, в которых дымовые газы и воздух попеременно соприкасаются с одной и той же металлической поверхностью нагрева. Рекуперативные подогреватели из огнеупорных кирпичей не нашли применения, так как они имеют низкий коэффициент теплопередачи, большие гидравлические сопротивления и даже при маленьких разностях давлений в них происходит значительное перетекание дымовых газов в воздух или наоборот.

В сушильных установках приме-

няются стальные трубчатые и пластинчатые, а также чугунные игольчатые, ребристые и плоские огневые — газовые подогреватели воздуха.

Недостатками металлических огневых — газовых подогревателей — являются прогорание, которое происходит при их перегреве выше допустимой температуры вследствие загрязнения поверхности нагрева сажей или золой, и, кроме того, перетекание дымовых газов в воздух или наоборот при нарушении неплотностей в трубках или металлических пластинах вследствие отсутствия или недостаточной компенсации температурных напряжений.

Пластинчатые воздухоподогреватели в сушильных установках применяются редко, и лишь при незначительном подогреве воздуха и умеренных начальных температурах газов. Наиболее рациональным типом газового воздухоподогревателя для сушильных установок следует считать стальной трубчатый воздухоподогреватель, пригодный в зависимости от марки стали для подогрева воздуха до температур 300—400° С.

Нормальная углеродистая сталь по своей недостаточной огнеупорности допустима для рабочих температур металла не свыше 500—550° С. Для более высоких температур используются легированные стали с повышенным содержанием силиция, хрома, алюминия, никеля.

Температура стенки подогревателя из обычной углеродистой стали не должна превышать для трубчатого 350—450° С и для пластинчатого 300—350° С. Максимальная температура дымовых газов не должна превышать 600° С.

Трубчатые подогреватели имеют бóльшую герметичность, пластинчатые более компактны.

При нагреве холодного воздуха со стороны газов на стенке подогревателя может возникнуть конденсация, что может привести к коррозии поверхности подогревателя, особенно активной при сжигании сернистых топлив. Для устранения этого применяют рециркуляцию дымовых газов, подогрев воздуха или в первой зоне устанавливают подогреватель из нержавеющей стали. При сгорании сернистых топлив вместо стальных применяются различные конструкции чугунных подогревателей, допускающих нагрев стенок со стороны газа до 600° С. Максимальная температура дымовых газов не должна превышать 900° С. При работе топок на газе в качестве подогревателя воздуха могут найти применение игольчатые воздухоподогреватели Стальпроекта с плоскими наружными и внутренними иглами.

Преимуществами игольчатого подогревателя являются относительная компактность поверхности нагрева, развитой с газовой и воздушной стороны с помощью игл, недостатками — трудности очистки от летучей золы и сажи игольчатой поверхности нагрева и недостаточная газоплотность из-за наличия большого количества стыков отдельных элементов, требующих тщательного уплотнения.

Газовые подогреватели воздуха обычно имеют индивидуальную топку, продукты сгорания которой подогревают воздух в подогревателе. Топки для газовых — огневых подогревателей выполняются обычно без искроуловительных устройств — циклонов; вследствие этого при работе на зольных топливах подогреватель требует частой чистки. Если температура дымовых газов велика, ее снижают путем подмешивания воздуха к дымовым газам.

Недостатком газовых — огневых подогревателей является их низкий к. п. д., так как в большинстве случаев они работают от отдельной топки, а вследствие того что стенки рекуператора не выдерживают высоких температур, приходится разбавлять дымовые газы воздухом; при этом чем больше воздуха подается, тем больше увеличиваются потери с уходящими газами. Количество воздуха, разбавляющего дымовые газы, можно уменьшить, если применить рециркуляцию отработанных дымовых газов и тем самым повысить к. п. д. подогревателя. С повышением производительности рециркуляционного дымососа, т. е.

увеличением кратности циркуляции, будет увеличиваться к. п. д. подогревателя и уменьшаться занос трубок золой, но одновременно будет возрастать и расход энергии на дымосос. Целесообразность применения рециркуляции и ее оптимальную кратность можно определить только технико-экономическим расчетом с учетом капитальных затрат и всех эксплуатационных расходов.

На рис. 11-15 показаны схемы газоподогревательных установок. Буквы и цифры на схемах соответствует параметрам точек на *Id*-диаграмме на этом рисунке. Процесс подогрева воздуха в подогревателе для той или другой схемы на *Id*-диаграмме изображается линией *AB*. Для первой схемы (рис. 11-15,*а*) без рециркуляции точка M_2 соответствует параметрам смеси воздуха с дымовыми газами из топки. Расход воздуха на 1 *кг* этих дымовых газов соответствует отношению отрезков $\frac{EM_2}{AM_2}$; процесс охлаждения дымовых газов в подогревателе изображается линией M_2N_3 (рис. 11-15,*в*).

Для второй схемы (рис. 11-15,*б*) точка M_1 соответствует параметрам смеси воздуха (A) с дымовыми газами из топки (точка E). Расход воздуха на 1 *кг* этих дымовых газов соответствует отношению отрезков $\frac{EM_1}{AM_1} < \frac{EM_2}{AM_2}$; процесс рециркуляции соответствует линии M_1N_5; количество рециркулирующих газов, приходящееся на 1 *кг* выхлопываемых дымовых газов в трубу, соответствует отношению отрезков $\frac{M_1R_4}{M_1N_5}$. Чем выше это отношение, тем меньше расход холодного воздуха, но тем больше и расход электроэнергии на вентилятор.

Теоретический к. п. д. огневого подогревателя воздуха можно определить по формуле

$$\eta_к = \frac{(I_M - I_N)\cdot 100}{I_M}, \qquad (11\text{-}26)$$

где I_M — энтальпия газов перед камерой смешения, соответствующая на *Id*-диаграмме точкам M_2 без рециркуляции и M_1 с рециркуляцией;

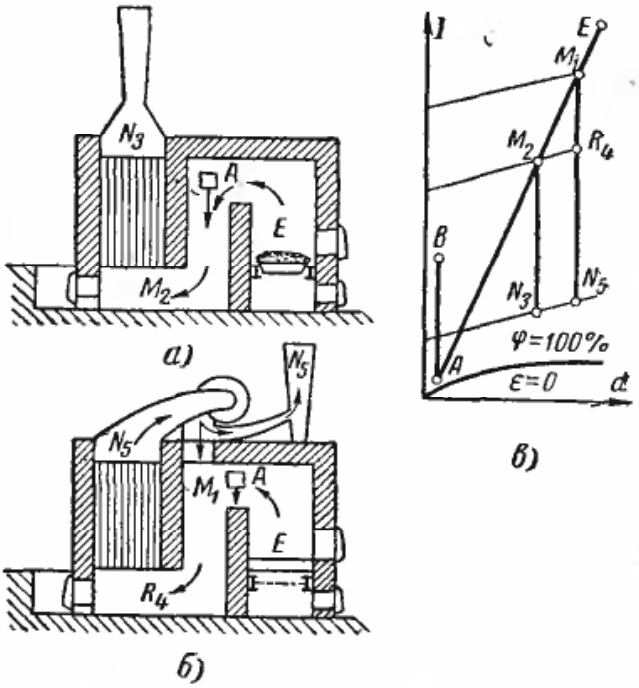


Рис. 11-15. Схемы установки газовоздушного подогревателя (рекуператора).

а — без рециркуляции дымовых газов; *б* — с рециркуляцией дымовых газов; *в* — процессы на *Id*-диаграмме.

I_N — энтальпия газов на выходе из воздухоподогревателя.

Уравнение (11-26) показывает, что к. п. д. огневого подогревателя увеличивается с повышением M_1 над M_2.

Пример 11-1. Сравнить работу воздушного трубчатого подогревателя на дымовую трубу и с рециркуляцией дымовых газов, как это показано на рис. 11-15,*а* и 11-15,*б*. Производительность подогревателя 500 000 *ккал/ч*. Температура газов на выходе из топки $t_1=1\,100°$ С; $I_1=397$ *ккал/ч*. В первом случае дымовые газы смешиваются с наружным воздухом $t_0=20°$ С и $I_0=10$ *ккал/кг* сухого воздуха, а смесь топочных газов с воздухом перед воздухоподогревателем имеет $t_2=700°$ С и $I_{M2}=230$ *ккал/кг* сухого воздуха; газ после калорифера имеет $t_3=180°$ С и $I_{N3}=82{,}5$ *ккал/кг* сухого воздуха. Во втором случае топочные газы смешиваются с отработавшими газами с $t_5=180°$ С и $I_{N5}=105$ *ккал/кг* сухого воздуха (процесс в воздухоподогревателе идет по линии $d=\text{const}$). Гидравлическое сопротивление топки и подогревателя принять равным 31 мм вод. ст. без рециркуляции и 62 мм вод ст. при рециркуляции.

Процесс на *Id*-диаграмме (рис. 11-15,*в*) для первого случая изобразится линией EAM_2N_3, а для второго случая — EAM_1 и $M_1N_5R_4N_5$.

Теоретический к. п. д. подогревателя в первом случае

$$\eta_п = \frac{I_{M_2} - I_{N_3}}{I_{M_2}} = \frac{230 - 82{,}5}{230} = 0{,}64.$$

Расход тепла в топке в этом случае составит:

$$Q_т = \frac{Q_п}{\eta_п} = \frac{500\,000}{0{,}64} = 780\,000 \text{ ккал/ч}.$$

Количество газов, циркулирующих в подогревателе,

$$L_2 = \frac{Q_т}{I_{M_2}} = \frac{780\,000}{230} = 3\,400 \text{ кг/ч}.$$

Потери с уходящими газами в этом варианте будут равны:

$$Q_2' = 3\,400 \cdot 82{,}5 = 280\,000 \text{ ккал/ч},$$

или

$$Q_2' = 780\,000 - 500\,000 = 280\,000 \text{ ккал/ч}.$$

Теоретический к. п. д. подогревателя во втором случае

$$\eta_к'' = \frac{I_{M_1} - I_{N_5}}{I_{M_1}} = \frac{397 - 105}{397} = 0{,}735.$$

Расход тепла в топке во втором случае

$$Q_т'' = \frac{Q_п}{\eta_п} = \frac{500\,000}{0{,}735} = 680\,000 \text{ ккал/ч}.$$

Количество газов, циркулирующих в воздухоподогревателе,

$$L_2'' = \frac{680\,000}{260} = 2\,620 \text{ кг/ч}.$$

Количество газов, подаваемых из топки,

$$L_т = \frac{680\,000}{397} = 1\,715 \text{ кг/ч}.$$

Потери с уходящими газами

$$L_т I_5 = 1\,715 \cdot 105 = 180\,000 \text{ ккал/ч},$$

или

$$Q_т'' - Q_п = 680\,000 - 500\,000 = 180\,000 \text{ ккал/ч}.$$

Высота трубы для естественной тяги для первого случая составит:

$$L_{тр} \geqslant \frac{H}{\gamma_{нар} - \gamma_{ср}} = \frac{31}{1{,}17 - 0{,}77} = 77{,}5 \text{ м},$$

где $\gamma_{нар}$ — удельный вес наружного воздуха при 20° С, кг/м³;

$\gamma_{ср}$ — удельный вес смеси газов при $t_{ср} = 170°$ С, кг/м³.

Нерациональность установки трубы высотой 77,5 м для такой установки очевидна, поэтому для этого варианта устанавливаем дымосос.

Мощность электродвигателя для этого дымососа

$$N' = \frac{LH}{3\,600 \cdot 102 \eta_в \gamma_г} = \frac{3\,400 \cdot 31}{3\,600 \cdot 102 \cdot 0{,}5 \cdot 0{,}75} = 0{,}76 \text{ квт},$$

где $\gamma_г$ — удельный вес газов при $t = 180°$ С;

$I_{N_8} = 82{,}5$ ккал/кг сухого воздуха.

Мощность электродвигателя во втором случае (рециркуляции газов)

$$N'' = \frac{2\,600 \cdot 62}{3\,600 \cdot 102 \cdot 0{,}5 \cdot 0{,}75} = 1{,}18 \text{ квт}.$$

Экономия в расходе топлива для варианта с рециркуляцией дымовых газов по сравнению с первым вариантом:

в расходе тепла

$$\Delta Q_т = 780\,000 - 680\,000 = 100\,000 \text{ ккал/ч};$$

в расходе условного топлива для получения газов

$$\Delta B = \frac{\Delta Q_т}{\eta_т Q_н^р} = \frac{100\,000}{0{,}735 \cdot 7\,000} = 20 \text{ кг/ч};$$

в расходе условного топлива на привод вентиляторов

$$B_2 = \frac{(N' - N'') \cdot 860}{\eta_м \eta_{эл.ст} Q_н^р} = \frac{(1{,}18 - 0{,}76) \cdot 860}{0{,}96 \cdot 0{,}25 \cdot 7\,000} = 0{,}27 \text{ кг/ч}.$$

Годовая экономия в топливе при работе установки 5 000 ч в год

$$B = (20 - 0{,}27) \cdot 5\,000 = 97\,000 \text{ кг}, \text{ или } 97 \text{ т}.$$

Увлажнительные установки. При сушке древесины, кожи, лубоволокнистых и других материалов вследствие неравномерного распределения влажности по объему материала возникают механические напряжения, которые могут привести к его короблению или растрескиванию.

Для снятия этих напряжений применяют главным образом увлажнение материалов.

Существуют два основных метода увлажнения материалов: путем сорбции влаги из воздуха и при непосредственном соприкосновении его с жидкой фазой.

При сорбировании из воздуха влага конденсируется лишь в тончайших капиллярах; при оводнении в жидкой фазе происходит всасыва-

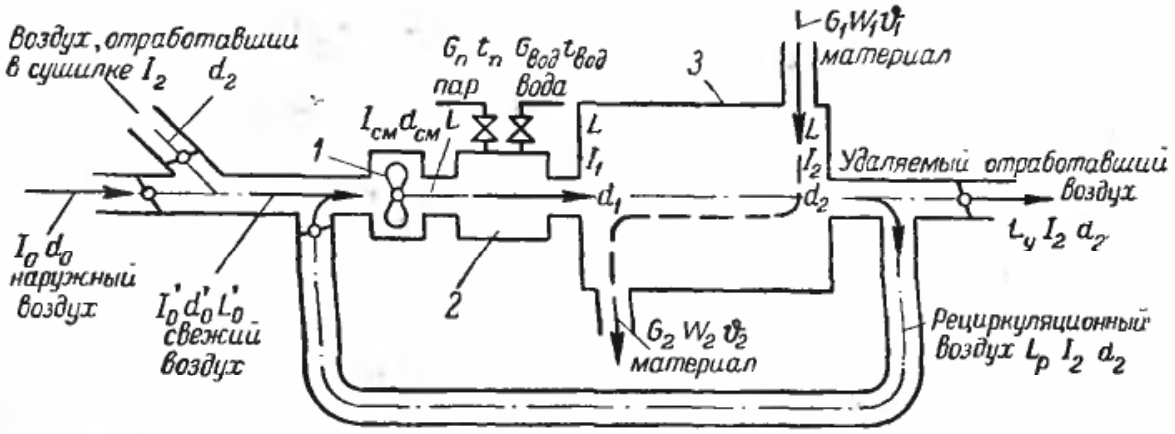


Рис. 11-16. Расчетная схема установки для увлажнения материала.
1 — вентилятор; *2* — устройство для увлажнения воздуха; *3* — камера для увлажнения материала.

ние влаги в первую очередь в наиболее крупные капилляры.

При увлажнении, например, соприкосновением с жидкой фазой кожи в первую очередь заполняются ее крупные капилляры, объем которых в 10 раз больше, чем мелких. В мелкие капилляры может проникнуть приблизительно одна десятая часть этой влаги. Однако опыт показывает, что на изменение механический свойств кожи влияет только влага, заполняющая мелкие капилляры, влага же крупных капилляров является балластной, ненужной. Эта балластная влага вызывает необходимость повторной сушки, которая нередко влечет за собой ухудшение качества готовой продукции.

Поэтому на практике получил применение сорбционный метод увлажнения материалов, при котором влага проникает сразу в мелкие капилляры. В таком случае отсутствует необходимость последующей отлежки для равномерности увлажнения, тогда как для равномерного распределения влаги при оводнении в жидкой среде (для подошвенной кожи, например) нужны сутки для отлежки после сушки до увлажнения и 2 суток после увлажнения до следующей операции.

Исследования показывают, что большинство капиллярно-пористых материалов обладают наибольшим объемом равновеликих капилляров Массовое явление капиллярной конденсации наблюдается обычно при высокой относительной влажности воздуха 97%.

Поэтому увлажнение материалов производится воздухом высокой относительной влажности (до 90—97%) при температуре обычно 40—60° С.

Увлажнительная установка (рис. 11-16) состоит из камеры для увлажнения материала и устройства для увлажнения воздуха (газа). Увлажнительная установка устраивается обычно с рециркуляцией воздуха.

Для поддержания высокой влажности в увлажнительной камере необходимо бороться со значительными присосами воздуха и утечками из нее паровоздушной смеси.

Некоторое количество холодного воздуха в жаркое время года бывает необходимо подмешать к рециркуляционному для установления требуемой температуры в увлажнительной камере.

Водяные пары воздуха, конденсируясь в материале, выделяют скрытую теплоту парообразования. Кроме того, при поглощении адсорбционно связанной влаги выделяется теплота сорбции ($q_с$ *ккал/кг*).

Количество тепла, вносимого агентом увлажнения в час, согласно схеме на рис. 11-16 составляет:

$$Q_а = W_а i_а = L_у (I_2 - I_0') + Q_3 + Q_4 + Q_5 - W (q_с - \vartheta_2), \quad (11\text{-}27)$$

откуда количество рециркулирующего воздуха

$$L_у = L_0' = \frac{W_а i_а - [(Q_3 + Q_4 + Q_5) - W (q_с - \vartheta_2)]}{I_2 - I_0'}, \quad (11\text{-}28)$$

где Q_3, Q_4, Q_5 — потери тепла с материалом, транспортом и во внешнюю среду;

W — количество влаги, сорбируемой материалом, *кг/ч*;

i_a — энтальпия агента увлажнения, *ккал/кг*; для пара $i_a = i_п$;

q_c — выделяемая материалом теплота адсорбции на 1 *кг*; для лубоволокнистых материалов $q_c \approx$ ≈ 60 *ккал/кг*.

Остальные обозначения в уравнениях (11-27) и (11-28) указаны на рис. 11-16.

Из выражения (11-28) при условии $W_a\ i_a > (Q_3 + Q_4 + Q_5) - W(q_c - \vartheta_2)$ видно, что с уменьшением i_a величина L_y также уменьшается, а с уменьшением L_y уменьшается количество требуемого пара, так как

$$W_a = W + 0{,}001 L_y (d_2 - d_0') \text{ кг/ч}. \quad (11\text{-}29)$$

Анализ работы увлажнительных установок дан И. М. Фальковским [Л. 29], который указывает, что при увлажнении воздуха одним только паром следует применять пар достаточно влажный, так как с уменьшением энтальпии пара снижается количество требуемого свежего воздуха ($L_0' = L_y$) и вместе с тем уменьшается количество пара (W), требуемого для увлажнения.

Применение одной только воды для увлажнения воздуха возможно, если тепловые потери в увлажнительной установке небольшие: в общей сумме не больше энтальпии подогретой воды (80—90 *ккал/кг* сорбируемой материалом влаги). При более значительных тепловых потерях, имеющих обычно место на практике, следует рекомендовать смешанное увлажнение — паром и водой.

Применение отработавшего воздуха сушилки для целей увлажнения материала показывает, что при этом можно получить воздух, требуемый для увлажнения параметров только путем дополнительной его обработки (охлаждением и увлажнением). В таком случае снижаются тепловые затраты, что следует иметь в виду в тех случаях, когда увлажнительные установки требуют значительных тепловых затрат.

11-4. Топки для сушилок

Основным отличием топок сушильных установок от топок паровых котлов является то, что в них может иметь место более низкая температура горения топлива. Максимальная температура сушильного агента редко превышает 900—1 000° С. С целью защитить стенки топки от действия высоких температур и улучшить горение коэффициент избытка воздуха в них при сжигании твердого топлива принимают равным 2—2,5, а затем топочные газы разбавляют воздухом или циркулирующей в сушилке смесью до требуемой температуры.

В котельных топках с повышением коэффициента избытка воздуха увеличиваются потери с уходящими газами; в топках сушильных установок топочные газы приходится специально разбавлять воздухом. Увеличение коэффициента избытка воздуха в топке практически не сказывается на к. п. д. всей сушильной установки, а величина коэффициента избытка воздуха определяется только минимально возможной устойчивой температурой горения топлива в топке.

Основное требование, которое предъявляется к топочным устройствам сушильных установок, состоит в том, чтобы в топке происходило полное сгорание топлива без наличия сажи, а продукты сгорания содержали минимальное количество частичек золы, которые должны почти полностью улавливаться в пылеосадительных камерах или циклонах. Исходя из этих условий, при расчете размеров топок для сушильных установок тепловое напряжение колосниковой решетки и тепловое напряжение объема топочного пространства принимают ниже, чем для топок котельных установок. В табл. 11-5 и 11-6 указаны реко-

Таблица 11-5

Тепловые напряжения для топочного пространства в топках для сушилок

Вид топлива	Q/V, тыс.ккал/м³·ч
Доменный газ	200—300
Генераторный и природный газы	200—250
Мазут	200—300
Торф, дрова	200—250
Каменные угли с большим содержанием летучих	250—300
Антрациты и тощие угли	250—300
Подмосковный уголь	150—200
Опилки и другие отходы лесопиления, шелуха, костра, лузга и т. д.	150—200
Пыль подмосковного угля	150—250
Топливо с содержанием летучих 35% в шахтно-мельничных топках	150—200
То же с содержанием летучих 16—35%	200—250

Таблица 11-6

Тепловое напряжение колосниковой решетки в топках для сушилок

Типы топок и вид топлива	Q/R, тыс.ккал/м²·ч
I. Ручные колосниковые решетки горизонтальные:	
а) Дрова и кусковой торф до влажности 50%	600—800
б) Бурые угли типа подмосковных	500—700
в) Каменные тощие угли (слой 125 *мм*)	500—600
г) Антрацит АС (слой 80 *мм*)	480—600
д) Антрацит АШ	400—500
е) ПЖ	550—675
ж) Челябинские и кизеловские угли	500—600
з) Печорские угли	600—700
II. Наклонные колосниковые решетки:	
а) Опилки и отходы лесопиления	300—500
б) Шелуха, лузга и костра	200—350
III. Шахтные топки:	
Дрова, торф	720—1 200

мендуемые $\frac{Q}{V}$ и $\frac{Q}{R}$ для топок сушильных установок.

Конструкции топок зависят от вида сжигаемого топлива.

Наиболее простым и компактными в конструктивном отношении являются топочные устройства для сжигания жидкого или газообразного топлива. В этом случае устройство состоит только из топочной камеры, в которой устанавливаются одна или несколько форсунок или горелок.

На рис. 11-17 показана металлическая топка (теплогенератор ТГ-800 ВИЭСХ), теплопроизводительность которой при сжигании 80 *кг/ч* нефти или дизельного топлива может составлять 800 000 *ккал/ч*. В ней подогревается 40 000 *м³/ч* воздуха до 150° С для сушки травы.

Топка автоматизирована и имеет вес около 2 *т*. Такие металлические топки могут применяться при сжигании жидкого топлива или высококалорийного газа. Они более компактны, имеют меньший вес, чем кирпичные, и более надежны и удобны для передвижных сушилок (рис. 5-5).

При сжигании низкокалорийных газов для разогрева кирпичной топки в момент ее пуска устанавливается небольшая растопочная камера с колосниковой решеткой, как это показано на рис. 11-18. Растопка производится дровами или другим твердым топливом.

Сжигание жидкого и газообразного топлив в топках сушильных установок обеспечивает ряд преимуществ по сравнению с сжиганием твердого топлива, например продукты сгорания не загрязнены летучей золой. Благодаря этому исключается необходимость установки искрооса дительных камер или каких-либо других обеспыливающих устройств. Топочное устройство получается простым и компактным, облегчается его эксплуатация, улучшаются санитарные условия, легко регулируется и автоматизируется работа топки.

Простыми являются и топочные устройства для сжигания твердого

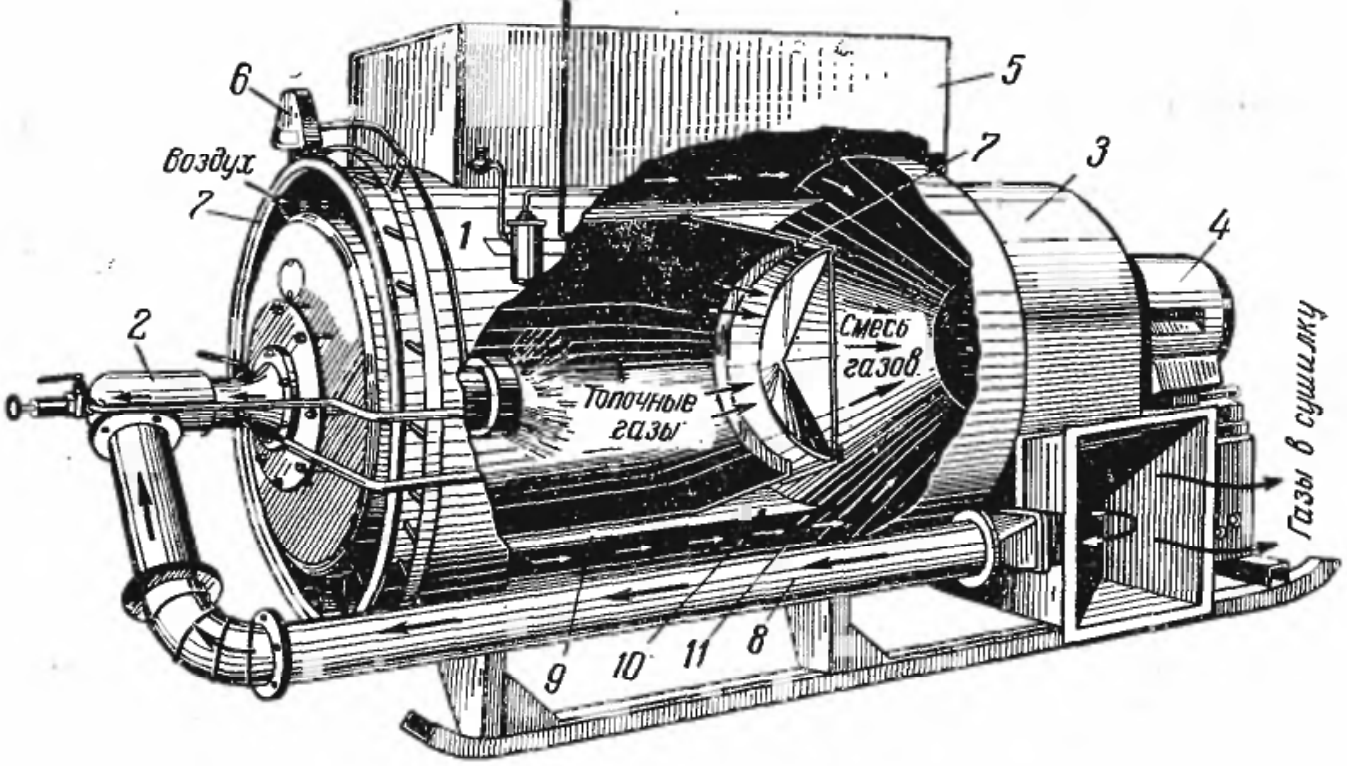


Рис. 11-17. Металлическая топка — теплогенератор ТГ-800 ВИЭСХ.

1 — топочная камера; *2* — горелка; *3* — вентилятор; *4* — электродвигатель; *5* — топливный насос; *6* — регулятор температуры; *7* — жалюзи; *8* — воздуховод к горелке; *9* — внутренняя стенка топки; *10* — экранирующая стенка; *11* — наружная стенка топки.

топлива, если сушимый материал не боится загрязнения, так как в этом случае применяют простые топки с колосниковой решеткой и небольшой пылеосадительной камерой. Для материалов, не допускающих загрязнения, топки для твердого топлива снабжаются пылеосадительными камерами, за которыми может еще последовательно включаться циклон или другое пылеосадительное устройство, так как унос золы из топок может составлять значительную величину.

Для приближенных расчетов можно считать, что унос золы вместе с несгоревшими частицами топлива составляет при ручных топках до 20—30% содержания золы в топливе, для цепных решеток — до 20%, а при пылевидном сжигании топлива — до 60—80%; остальное количество золы остается в топке и удаляется при ее чистке.

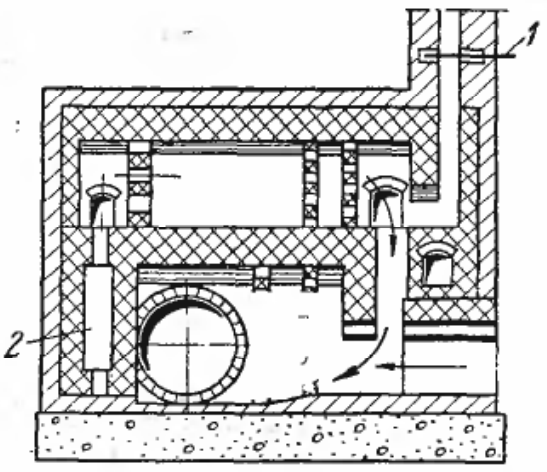


Рис. 11-18. Топка для сжигания низкокалорийного газа с растопочной камерой.

При слоевом сжигании топлива унос значительно увеличивается во время шуровок топки.

Большое распространение для сушилок получили полугенераторные — полугазовые топки. Для полугенераторного процесса необходимо, чтобы слой топлива на колосниковой решетке был большей высоты, чем при полном сгорании топлива на решетке: например, при донецком антраците толщина слоя в простой топке составляет примерно 100—150 *мм*, а в полугазовой — 300—400 *мм*. Для бурого и каменных углей, а также древесных отбросов толщина слоя топлива в полугазовых топках составляет 400—800 *мм*. В полугазовой топке протекают те же процессы, что и в газогенераторе, но менее организованно, поэтому теплотворная способность полугаза составляет обычно 600—900 *ккал/нм*^{3} вместо 1 000 — 1 500 *ккал/нм*^{3} в газогенераторах.

На рис. 11-19 приведена бесколосниковая шахтная полугазовая

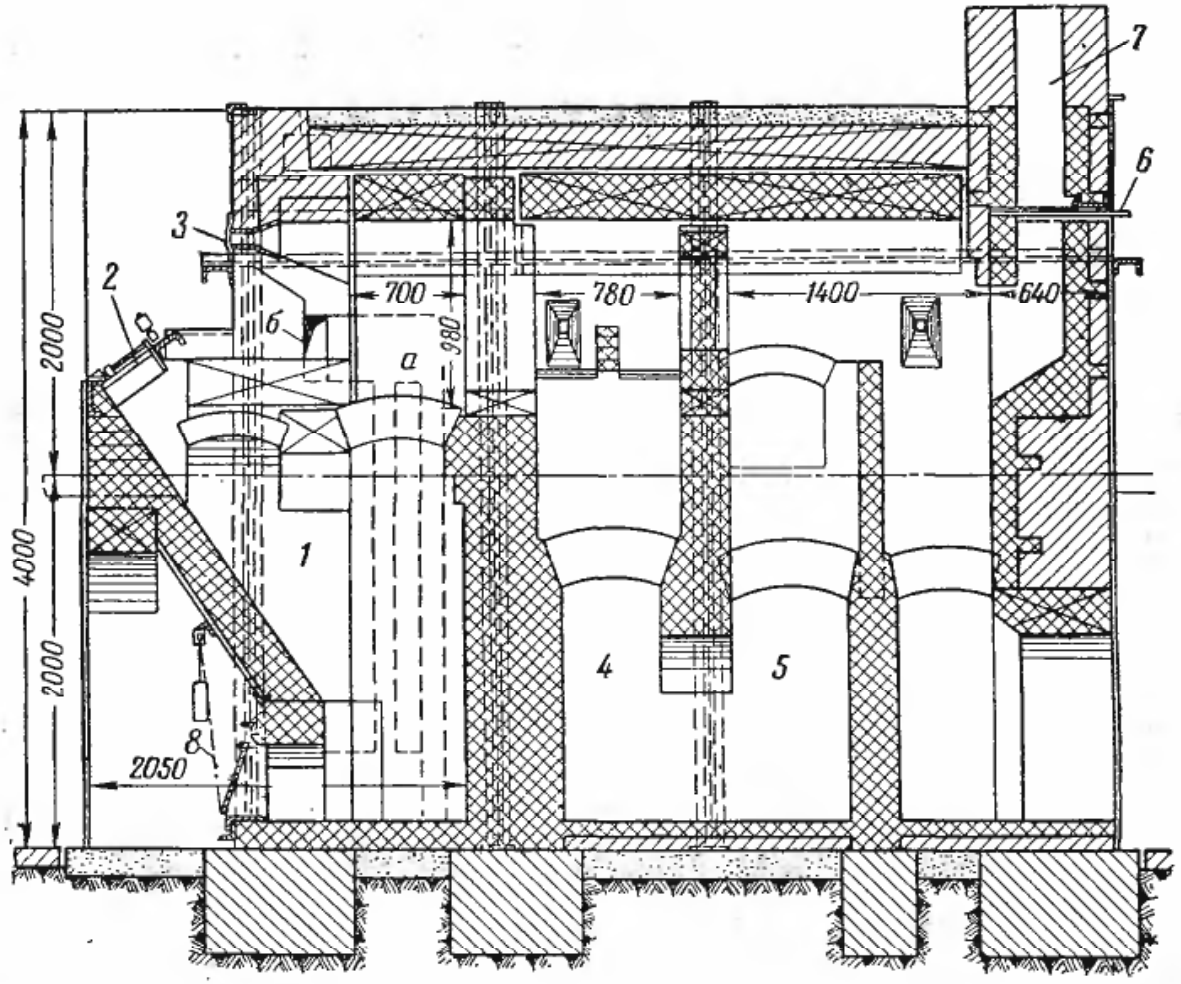


Рис. 11-19. Бесколосниковая шахтная полугазовая топка системы Грум-Гржимайло с с искрогасительными камерами.

1 — полугазовая топка; *2* — загрузочная дверца; *3* — гляделка; *4* и *5* — искроосадительные камеры; *5* — шибер; *7* — растопочная труба; *8* — поддувная дверка

топка системы проф. Грум-Гржимайло, широко применяемая при сжигании древесных отбросов в лесосушилках, работающих на дымовых газах.

Первичный воздух подается внизу через слой шлака, вторичный — над гребешками *а* через канал *б*.

Горящий слой топлива в бесколосниковых топках лежит на слое шлака, который периодически удаляется через нижнюю дверку. Шлак гасится в водяной ванне. Сепарация осуществляется только искроотделительными камерами. Смешение топочных газов с рециркулирующей в сушилке смесью и свежим воздухом производится в смесительной камере. Рабочая смесь из смесительной камеры подсасывается центробежным вентилятором и подается в сушильную камеру. Практика эксплуатации таких топок на древесных отбросах показала, что при полугенераторном сжигании топлива достаточно пылеосадительных камер для получения чистых продуктов сгорания без наличия искр и летучей золы. Пожарная безопасность сушилок на топочных газах зависит от содержания CO_2 в газовой смеси, поступающей в сушилку: чем больше количество CO_2, тем меньше возможность возникновения пожара в сушилке.

На рис. 11-20 показана полугазовая топка ВТИ с наклонной колосниковой решеткой. Эта топка предназначена для сжигания бурых углей и других многозольных сортов топлив. Сжигание такого топлива на горизонтальной решетке потребовало бы слишком частой чистки и шуровки топки, а следовательно, большой затраты труда при эксплуатации.

За топкой устроены две искроосадительные камеры *2* и *3* и цилиндрический циклон *4*, выполненные из огнеупорного кирпича. Под решетку через дутьевые отверстия подается лишь часть действительно

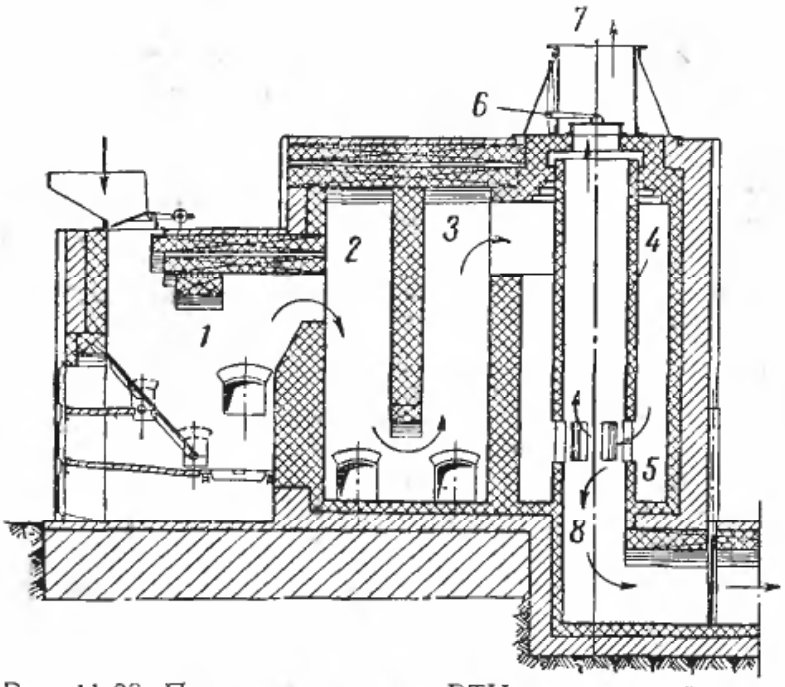


Рис. 11-20. Полугазовая топка ВТИ с наклонной колосниковой решеткой.

1 — топка; *2* и *3* — осадительные камеры; *4* — искроотделитель-циклон; *5* — карманы для улавливания золы; *6* — шибер; *7* — растопочная труба; *8* — выход очищенного газа к сушилке.

необходимого воздуха для сжигания топлива; остальное количество воздуха для сжигания образующегося полугаза подается над слоем топлива. Это значительно уменьшает скорость воздуха в слое и унос из топки искр и золы. В циклоне, как и в искроосадительных камерах, сепарируются только топочные газы, что значительно облегчает работу этих устройств. Смешение топочных газов с рециркулирующей в топке смесью и разбавление их свежим воздухом производятся после циклона.

Экспериментальная проверка показала, что к. п. д. очистки дымовых газов при последовательной работе двух искроотделительных камер и огнеупорного циклона составляет до 75%.

Во время растопки топочные газы выпускаются в растопочную трубу *7* при открытом клапане *6*; после растопки клапан *6* закрывается, и топочные газы направляются к сушилке через канал *8*. При расчете полугазовых топок размеры колосниковой решетки определяются по нормам для простых топок. Свободное пространство топки играет роль коллектора и чаще всего определяется конструктивными соображениями. Полугазовый процесс можно рассчитывать упрощенным и более точным способом.

При значительном расходе топлива топки имеют механизированную загрузку топлива и механические решетки. На рис. 11-21 представлена топка с полумеханической решеткой б. завода «Комега».

В настоящее время в сушильной технике начинают также получать применение компактные циклонные топки, обеспечивающие значительные интенсивности сжигания топлива. При сжигании зольных топлив они имеют жидкое шлакоудаление. В некоторых случаях для целей сушки материалов, не боящихся загрязнения, используют отходящие газы от печей, и котлов, загрязненные сажей и золой.

Имеются конструкции комбинированных топочно-котельных агрегатов, которые дают более чистые дымовые газы. Конструкция одного из таких агрегатов показана на рис. 11-22.

11-5. Вентиляторы

Для перемещения воздуха в сушильных установках применяются центробежные и осевые вентиляторы.

Выбор типа вентилятора зависит от конструктивных особенностей су-

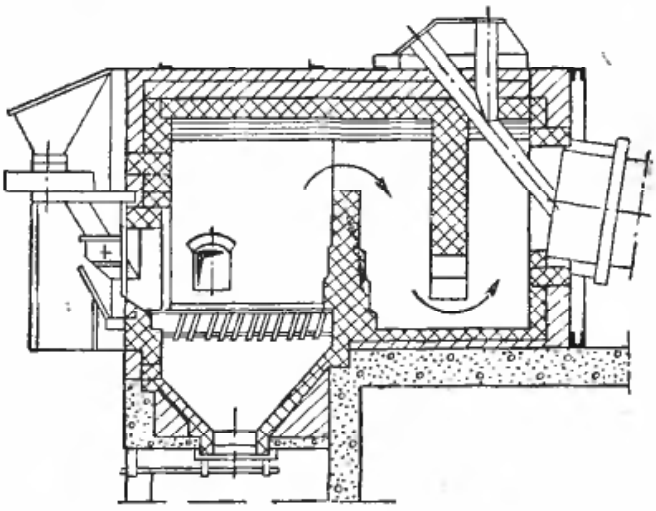


Рис. 11-21. Топка с полумеханической решеткой.

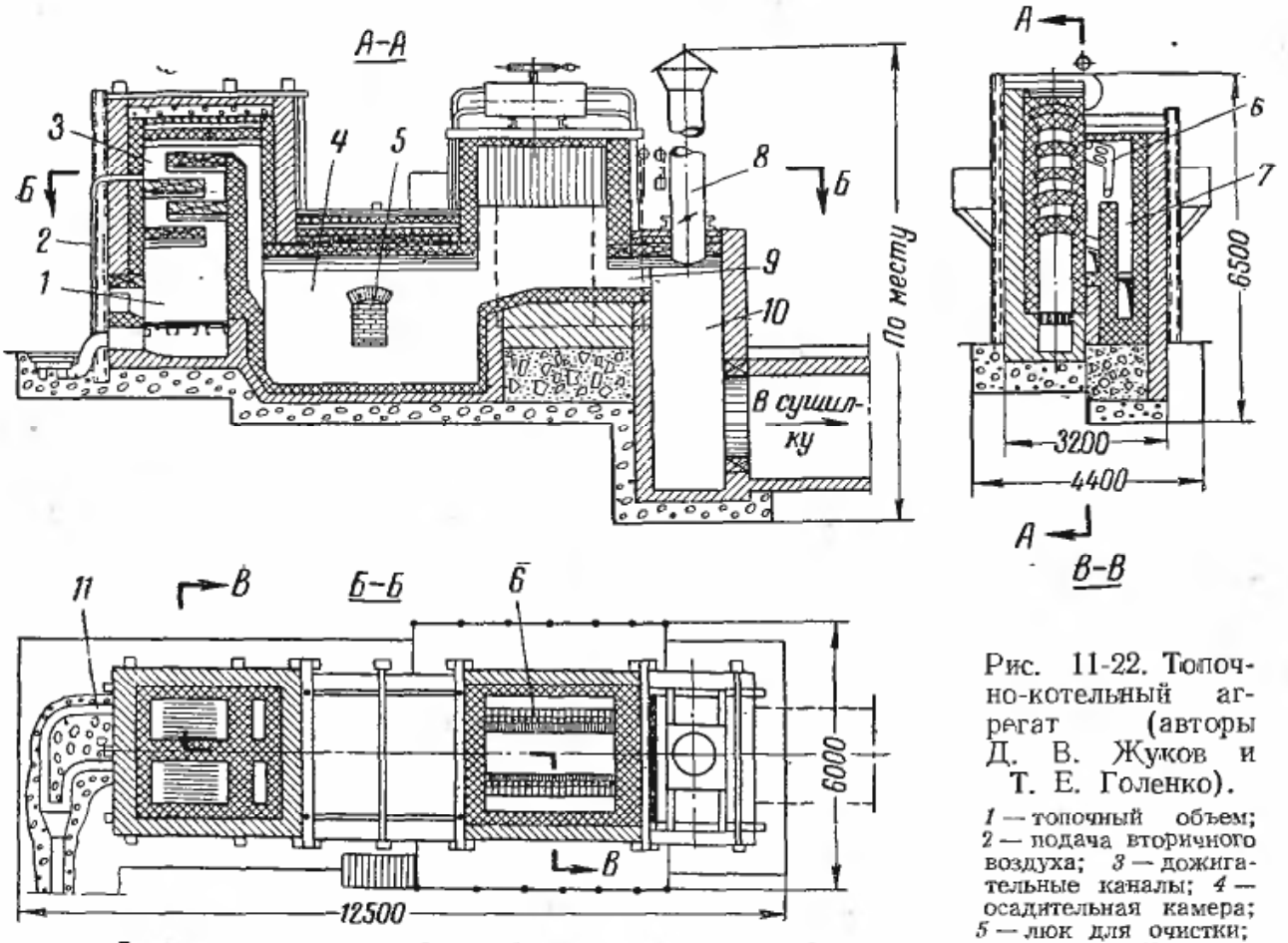


Рис. 11-22. Топочно-котельный агрегат (авторы Д. В. Жуков и Т. Е. Голенко).

1 — топочный объем; *2* — подача вторичного воздуха; *3* — дожигательные каналы; *4* — осадительная камера; *5* — люк для очистки; *6* — котел; *7* — вытяжные каналы; *8* — труба холодного воздуха; *9* — канал горячих газов; *10* — смесительная камера; *11* — каналы к нагнетательному вентилятору сушил.

шильного агрегата, сопротивления его вентиляционной системы (*H мм вод. ст.*), количества перемещающего сушильного агента (*V м³/ч*), а также его температуры и влажности (*t* и φ). При выборе типа вентилятора определяющее значение должен иметь к. п. д. вентилятора.

Центробежные вентиляторы бывают низкого давления, создающие напор до 100 *кГ/м²*, среднего — от 100 до 300 *гГ/м²* и высокого — от 300 до 1 500 *кГ/м²*. Вентиляторы высокого давления применяются в пневматических сушилках с кипящим слоем. По направлению вращения ротора или колеса центробежные вентиляторы делятся на вентиляторы правого вращения — с колесом, вращающимся по часовой стрелке, и на вентиляторы левого вращения — с колесом, вращаю-

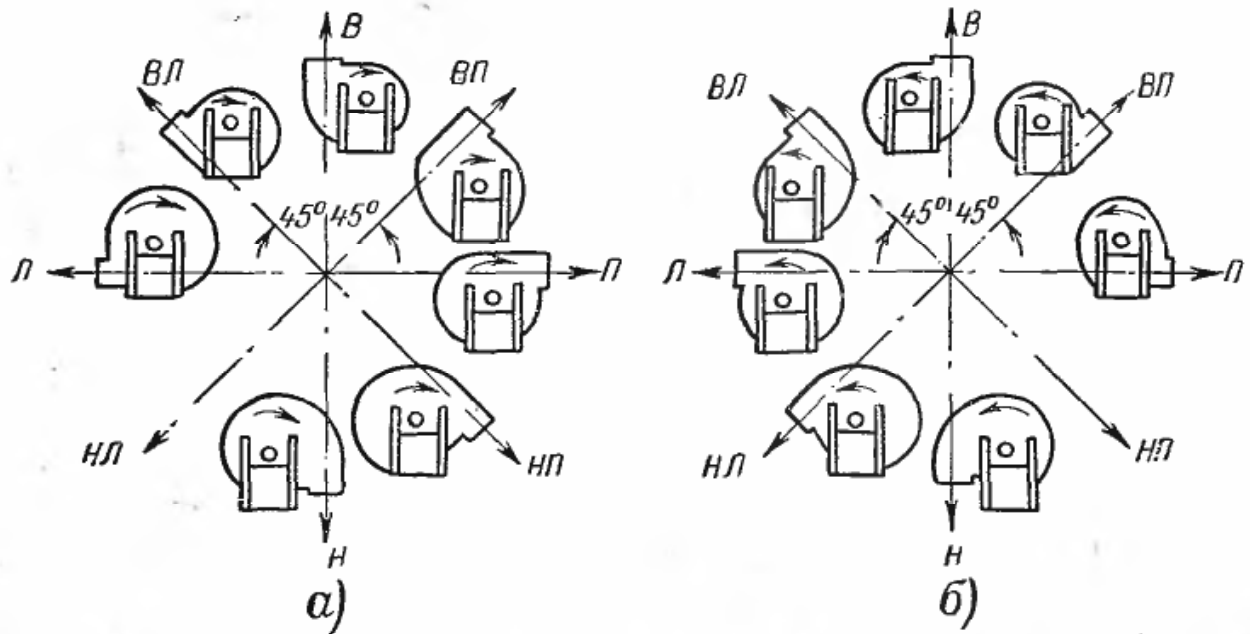


Рис. 11-23. Типы центробежных вентиляторов (вид со стороны шкива).

а — правого вращения; *б* — левого вращения.

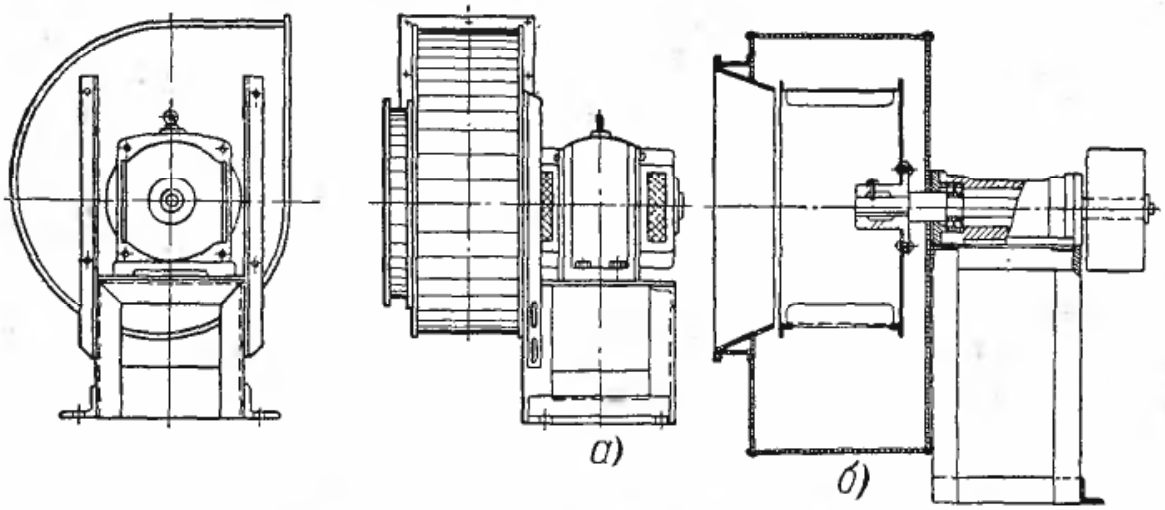


Рис. 11-24. Центробежные вентиляторы.
а — электровентилятор; *б* — вентилятор со шкивом.

щимся против часовой стрелки, если как в том, так и в другом случаях смотреть на вентилятор со стороны привода.

Вентиляторы изготовляются с различным положением кожуха (рис. 11-23). Центробежные вентиляторы делятся на электровентиляторы и на вентиляторы со шкивом (рис. 11-24). Конструктивное исполнение вентиляторов показано на рис. 11-25.

В вентиляционной технике получили большое применение центробежные вентиляторы системы С. А. Рысина (со штампованными колесами). Эти вентиляторы проще в изготовлении, более компактны и по своим характеристикам превосходят громоздкие и более дорогие вентиляторы типа «Сирокко».

Рабочее колесо вентиляторов типа «Сирокко» низкого давления имеет лопатки, которые соединяются с его диском и передним кольцом при помощи заклепок. Для условий жесткости колеса имеют от четырех до восьми тяг, которые ухудшают аэродинамическую характеристику вентилятора и снижают его к. п. д. Поэтому производство этих вентиляторов, особенно номеров выше 4-го, прекращено на многих наших машиностроительных заводах.

Номер вентилятора низкого давления соответствует диаметру ротора в дециметрах; например, у вентилятора № 5 диаметр ротора 5 *дм*, или 500 *мм*. Диаметр ротора у вентиляторов среднего давления больше на 10%, чем у вентиляторов низкого давления.

Центробежный вентилятор характеризуется давлением, типом и размером (например, вентилятор низкого давления типа А № 8). Производительность вентилятора ($м^3/ч$)

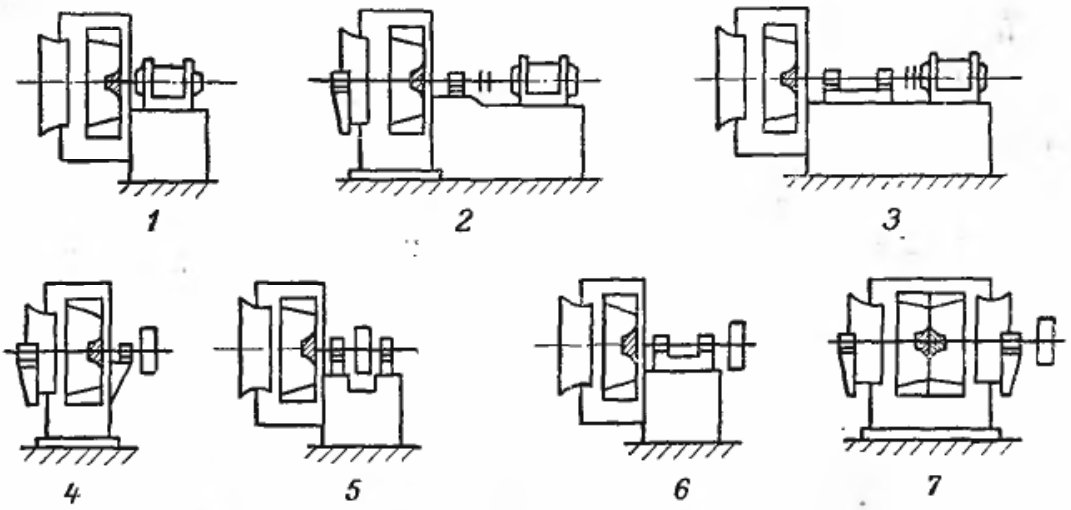


Рис. 11-25. Конструктивные схемы исполнения центробежных вентиляторов.
1, 2, 3 — с электродвигателем; *4, 5, 6, 7* — со шкивом как для плоской, так и для клиноременной передачи.

Таблица 11-7

Основные данные о центробежных вентиляторах

Тип (серия)	Число лопастей или лопаток	Максимальное давление, *кг/м²*	Допускаемая окружная скорость колеса, *м/сек*	Схема исполнения	Номер вентилятора	Положение кожуха (рис. 11-23)
Ц9-57 (ЦАГИ) СТД-57	32	200	42	I	3,4	Л, ВЛ, В, ВП, П, НП
				II	3, 4, 5, 6, 8	Т, ВЛ, В, ВП, П, Н
				III	16	Л, В, П
				IV	5, 6, 8	Л, ВЛ, В, ВП, П, НП
Ц9-55	32	200	42	II	8	Л, ВЛ, В, ВП, П, НП
				II	10, 12	Л, В, П
				III	8	Л, ВЛ, В, ВП, П, НП
Ц9-55	32	280	50	II	4, 5, 6, 8, 10	Л, ВЛ, В, ВП, П, НП
ЭВР	От 22 до 44	130	40	I	3, 4, 5, 6	Л, В, П
ВР	От 22 до 44	180	40	II	3, 4, 5, 6	Л, В, П
ВРН	12	100	50	II	8, 10, 12, 14, 16	Л, В, П,
ВРС	36	220	40	II	8, 10, 12,	Л, ВЛ, В
ЦП7-40	6	350	70	II	5, 6, 8	ВП, П, НП

Примечание. Центробежные вентиляторы ЦП7-10 разработаны институтом ВНИИСТО взамен пылевых вентиляторов типа ВПР. Они предназначаются для перемещения древесной стружки, песка, зерна, абразивной и металлической пыли, хлопка и т. п

и создаваемый им напор или разрежение (*мм вод. ст.*) зависят от окружной скорости ротора. Для каждого вентилятора существуют оптимальные значения производительности и напора, при которых к. п. д. вентилятора имеет максимальное значение, а также предельная или допускаемая окружная скорость колеса (*м/сек*) из условия его механической прочности и величины создаваемого механического и аэродинамического шума.

В табл. 11-7 приведены основные данные о центробежных вентиляторах.

Подбор вентиляторов производят с помощью безразмерных или индивидуальных характеристик — диаграмм. На рис. 11-26 дана диаграмма для подбора центробежных вентиляторов низкого давления системы «Сирокко», а на рис. 11-27 — вентиляторов системы Рысина — ВРВ.

Окружная скорость ротора вентилятора.

$$u = \frac{\pi D n \cdot 10^{-1}}{60} \; м/сек, \qquad (11\text{-}30)$$

где D — диаметр ротора, *дм*;

n — число оборотов в минуту.

Число оборотов ротора вентилятора в минуту

$$n = \frac{600u}{\pi D} = 191\,\frac{u}{D} = \frac{A}{D}\,. \qquad (11\text{-}31)$$

Число оборотов и окружные скорости u ротора определяются на рис. 11-26 по кривым линиям, идущим слева направо. Если величину A (на диаграмме) разделить на номер вентилятора, то частное даст число его оборотов. Для определения окружной скорости ротора число A делится на 191.

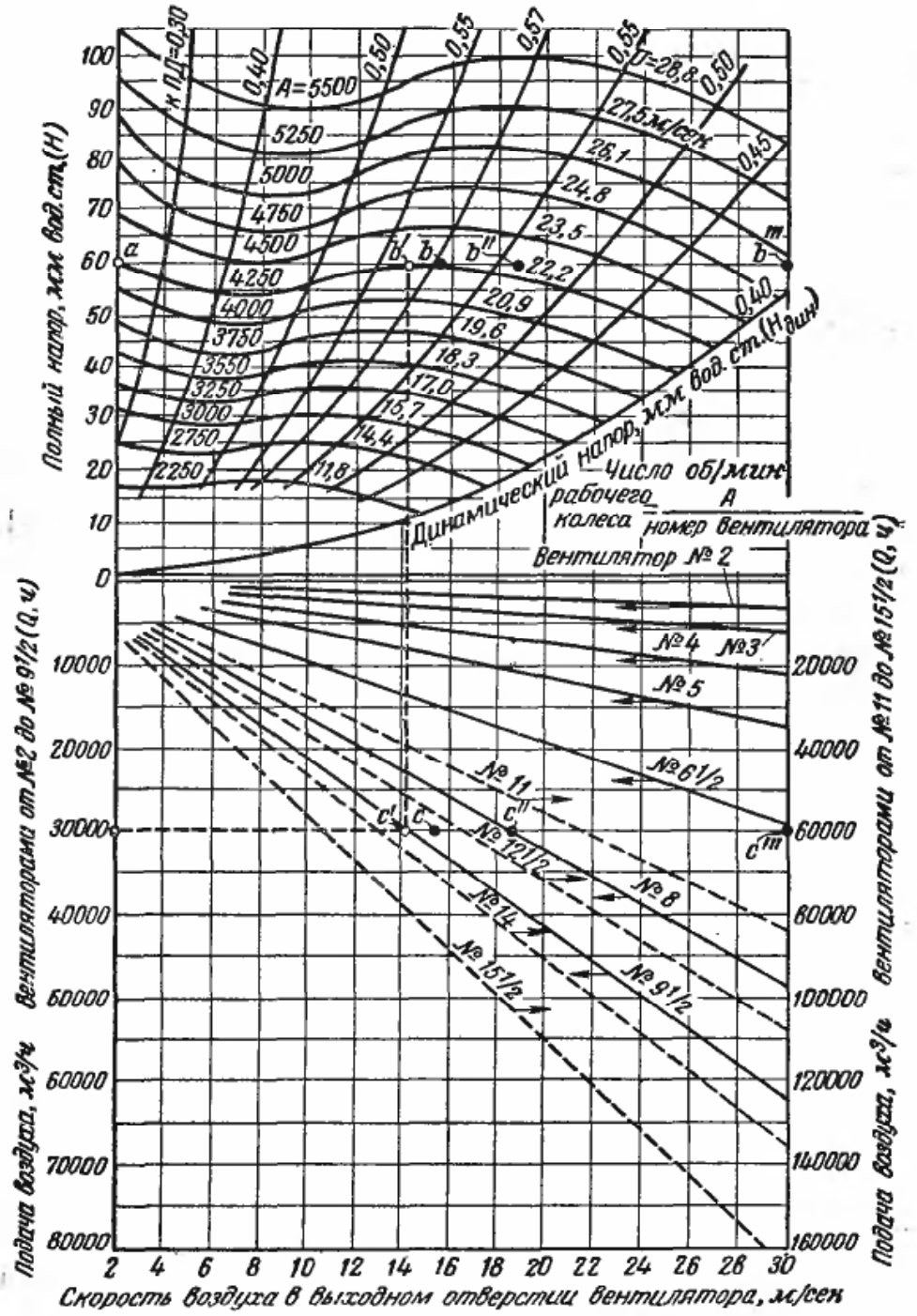


Рис. 11-26. Обезличенная номограмма для подбора центробежного вентилятора низкого давления системы «Сирокко» по ГОСТ 90033-40.

Наибольшие допускаемые окружные скорости ротора составляют для вентиляторов низкого давления 30 *м/сек* и для вентиляторов среднего давления 50 *м/сек*, что соответствует числам A = 5 720 и 9 550.

Номограммы составлены для стандартных параметров воздуха [1] и удельного веса его 1,2 *кг/м*³. Если вентилятор перемещает более легкий воздух, то напор на диаграмме нужно взять больший соответственно отношению их удельных весов, т. е.

$$H^x = H^s \frac{\gamma_x}{\gamma_s}, \qquad (11\text{-}32)$$

где H^s — напор вентилятора при стандартном удельном весе воздуха $\gamma_в = 1{,}2$ *кг/м*³;

γ_x и γ_s — удельные веса воздуха при реальных и стандартных условиях, *кг/м*³.

Осевые вентиляторы ЦАГИ (Центрального аэрогидродинамического института) (рис. 11-28) во многих случаях дают более высокий

[1] Стандартным называют воздух при $t = 20°$ С, давления 760 *мм рт. ст.* и относительной влажности 50%.

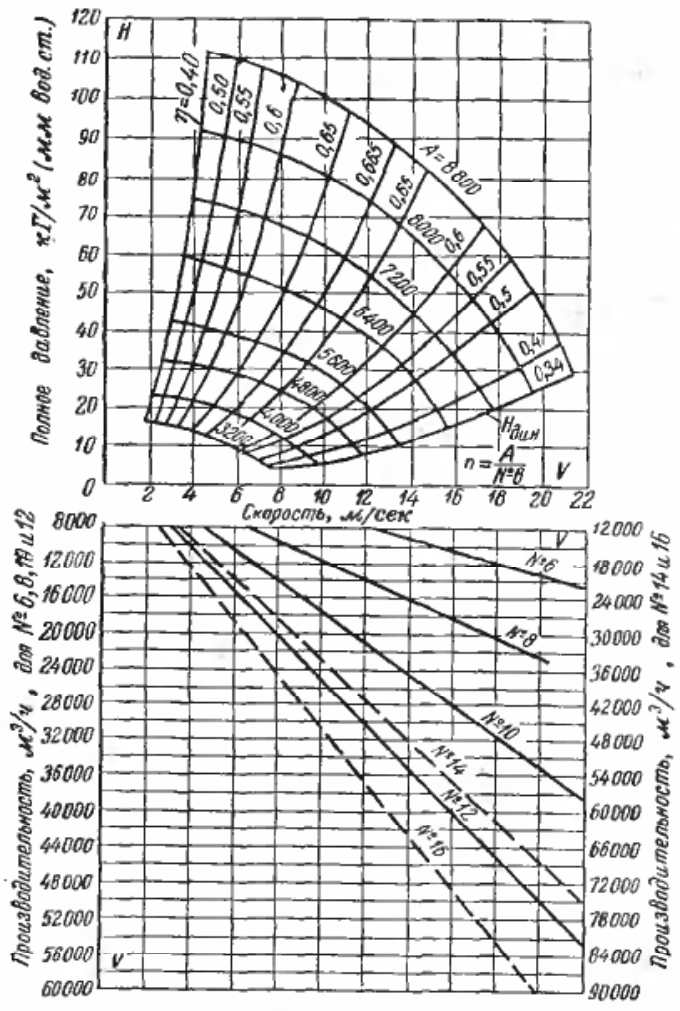


Рис. 11-27. Обезличенная номограмма для подбора центробежных вентиляторов серии ВРВ.

к. п. д., чем центробежные вентиляторы, более просты в изготовлении, требуют меньшего расхода металла, дешевле. Они компактны и часто располагаются внутри сушильной камеры.

В сушильных установках обычно применяют низконапорные осевые вентиляторы серии У (с упрощенной формой лопасти). Вентиляторы этой серии имеют относительный диаметр втулки (ее диаметр по отношению к диаметру колеса вентилятора) от 0,4 до 0,6. Лопасти выполняются из тонкой листовой стали.

Вентиляторы серии У имеют от 2 до 16 лопастей; чем меньше лопастей, тем ниже создаваемый вентилятором напор. Одновременно с числом лопастей увеличивается относительный диаметр втулки (до 0,6).

Обычно в сушилках применяют шести- и восьмилопастные вентиляторы серии У с относительным диаметром втулки 0,5 и постоянной шириной лопастей. Вращение колеса будет правильным только при движении лопастей тупыми кромками и одновременно плоскими их сторонами вперед.

Для реверсивного движения воздуха может быть применен тот же тип вентилятора, но со сварными лопастями, повернутыми через одну на 180°.

Реверсивный вентилятор серии У имеет примерно на 10% меньшую производительность, на 15—20% меньший напор; максимальный к. п. д. его будет 0,56 (а у нереверсивного 0,6—0,90). Однако он оди-

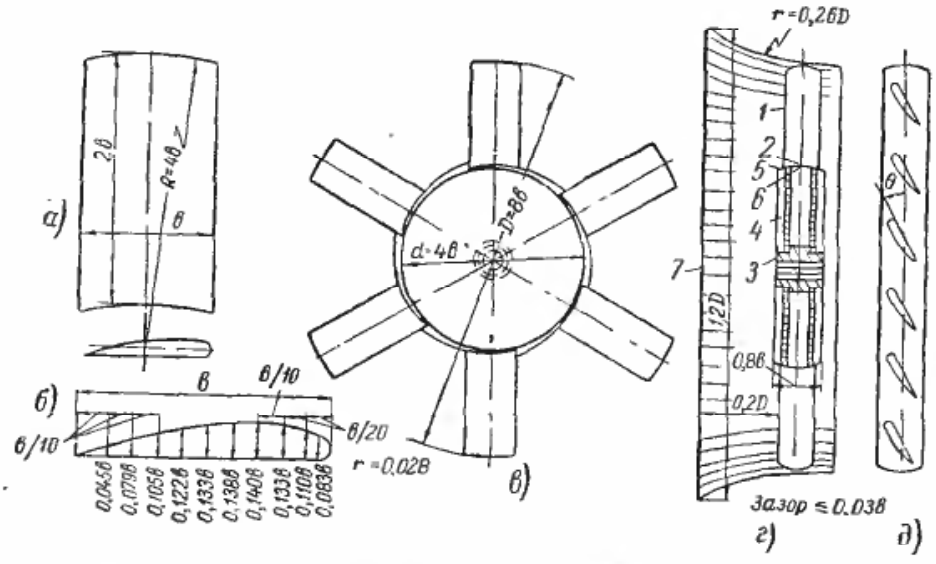


Рис. 11-28. Вентилятор серии У.

а — лопасть вентилятора; *б* — профиль лопасти; *в* — колесо; *г* — поперечный разрез колеса; *д* — развертка посадки лопасти (под углом 0°); *1* — обшивка лопасти; *2* — днище лопасти; *3* — ступица; *4* — диски; *5* — обод втулки; *6* — шпилька для втулки для правильной посадки лопастей; *7* — коллектор.

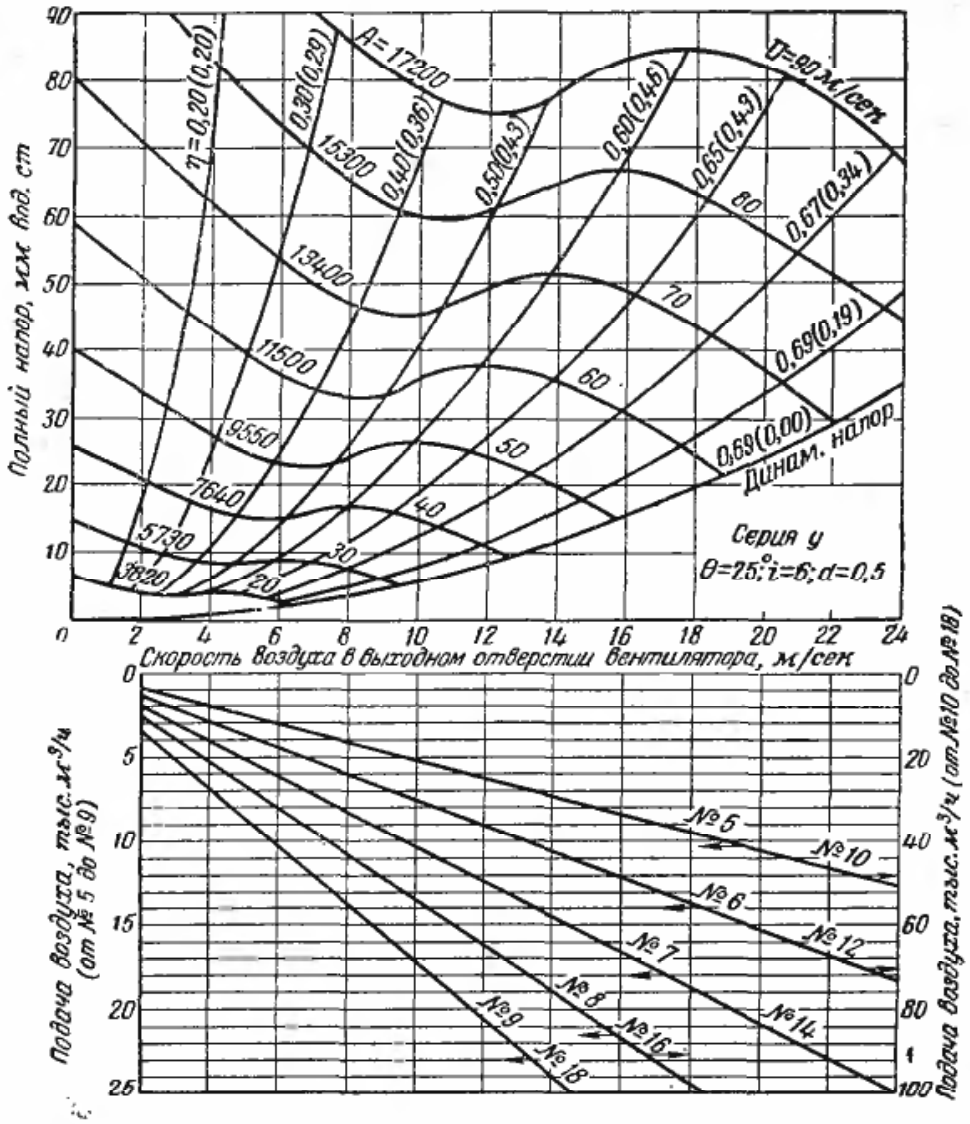


Рис. 11-29. Характеристика осевого шестилопастного вентилятора серии У при $d=0,5$ и угле установки лопастей $\Theta=25°$ (по Г. А. Бычкову).

наково удовлетворительно будет работать при вращении в обоих направлениях, подавая воздух в ту или другую сторону.

Обычно лопасти устанавливаются под углом 10—35°. Для облегчения подбора шестилопастных вентиляторов серии У с относительным диаметром втулки 0,5 и углом установки лопастей 25° на рис. 11-29 приведена приближенная характеристика, пересчитанная И. В. Кречетовым по данным Г. А. Бычкова. Характеристика дана применительно к удельному весу воздуха 1,2, при испытании вентилятора с входным коллектором и зазором между колесом и кожухом до 3% ширины лопасти (или 1,5% ее длины). В случае установки без коллектора к. п. д. вентилятора уменьшается примерно на 10%, создаваемый напор — на 15—30%, также понижается производительность.

ЦАГИ разработаны весьма простые осевые вентиляторы серии МЦ не с толстыми полыми, а с тонкими (2—3 *мм*) лопастями из листового железа, привариваемыми к диску. Лопасти этого вентилятора сужаются к концу и закручиваются по форме пропеллера. Они изгибаются по болванке и могут привариваться к диску, так же как и у вентилятора серии У, под разными углами. Для подбора вентилятора серии МЦ можно пользоваться характеристиками, приведенными на рис. 11-29 при угле 25°, уменьшив, однако, величины к. п. д. Максимальные к. п. д. при углах 15 и 25° будут 0,48 и 0,57 вместо соответствующих к. п. д. 0,6 и 0,69 у вентиляторов серии У. Реверсивные вентиляторы этой серии дают низкий к. п. д. (0,3 при угле 20°), и поэтому их следует использовать только как прямоточные.

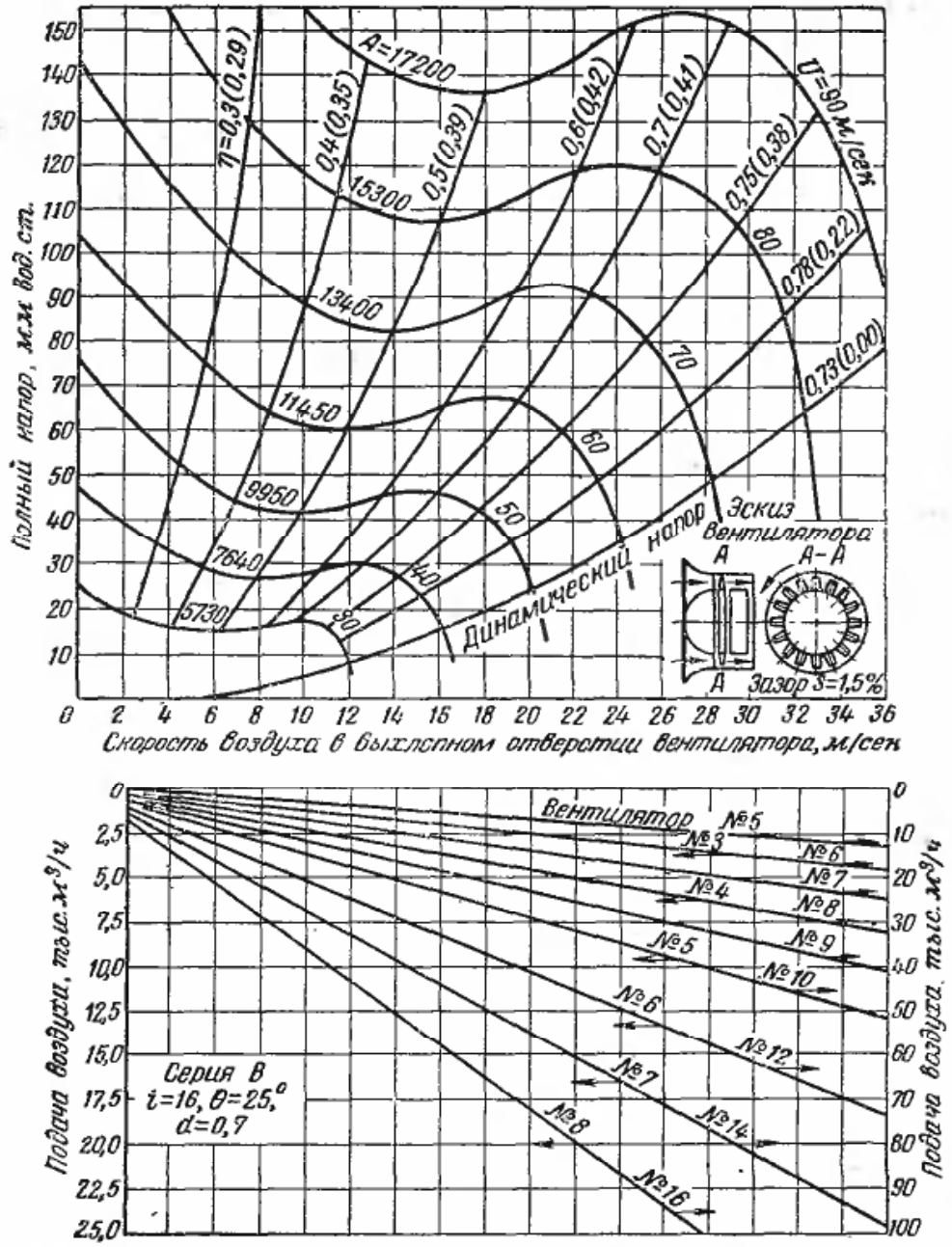


Рис. 11-30. Характеристика вентилятора серии В при числе лопастей 16, угле установки лопастей $\Theta=25°$ и относительном диаметре втулки 0,7 (по Г. А. Бычкову).

Кроме осевых вентиляторов серий У и МЦ, имеются специальные реверсивные вентиляторы ЦАГИ с поворотными лопастями.

В эжекционных сушилках, где требуется напор больше 50 *мм вод. ст.*, рационально применять осевые высоконапорные вентиляторы ЦАГИ серии В, характеризующиеся большим относительным диаметром втулки (0,6—0,75) и применением широких, суживающихся к концу не закручивающихся лопастей в количестве 8, 12 и 16 шт. На рис. 11-30 дана характеристика 16-лопастного вентилятора серии В. Для повышения к. п. д. эти вентиляторы имеют направляющий аппарат. Вентиляторы серий У и В проектируются обычно правого вращения. Вращение осевого вентилятора будет правым, если он, вращаясь по часовой стрелке, создает поток воздуха, направленный на наблюдателя.

При установке в сушилке на одном длинном валу нескольких осевых реверсивных вентиляторов число оборотов вала не должно быть более 600 в минуту, а в целях облегчения ремонта желательно применение соединительных муфт.

При проектировании системы воздуховодов необходимо за счет удлинений диффузоров уменьшать угол раствора их, доводя его до 15—20°.

При наличии подпора за диффузором (например, перед по-

догревателями) угол этот может быть несколько увеличен.

Для обеспечения равномерного распределения воздуха по длине камер целесообразно предусматривать направляющие щитки. Мощность, необходимая для перемещения воздуха или газа,

$$N = \frac{klW\Delta p_{\text{п}}}{3\,600 \cdot 102\gamma\eta_{\text{в}}\eta_{\text{пр}}}\ квт, \qquad (11\text{-}33)$$

где l — расход воздуха на 1 *кг* испаренной влаги, *м³/кг*;

W — количество испаренной влаги, *кг/ч*;

k — коэффициент запаса; принимается для ременной передачи 1,1, а для связи вентилятора с электродвигателем при помощи жесткой муфты 1,2.

$\Delta p_{\text{п}}$ — полное сопротивление сушильной установки, *мм вод. ст.*;

γ — удельный вес перемещаемого воздуха или газа, *кг/м³*;

$\eta_{\text{в}}$, $\eta_{\text{пр}}$ — к. п. д. вентилятора или дымососа и привода.

Полное сопротивление сушильной установки определяется по формуле

$$\Delta p_{\text{п}} = \Delta p_{\text{с}} + v_0^2 \frac{\gamma}{2g}, \qquad (11\text{-}34)$$

где $\Delta p_{\text{с}}$ — сумма сопротивлений системы (статическое давление), *мм вод. ст.*;

v_0 — скорость в выходном отверстии вентилятора, *м/сек*.

Коэффициент запаса учитывает перегрузку электродвигателя в момент пуска. При разгоне вентилятора перегрузка может составлять от 15 до 50%; меньшие значения соответствуют пуску центробежного вентилятора при закрытой задвижке. Для случая непосредственного присоединения вентилятора к электродвигателю при помощи жесткой муфты коэффициент запаса имеет большое значение, так как при ременной передаче перегрузка электродвигателя в пусковой момент уменьшается за счет скольжения ремня.

При наличии запыленного воздуха или газа работа вентилятора характеризуется следующими соотношениями:

$$V_{\text{см}} = V_{\text{в}};\ H_{\text{см}} = H_{\text{в}};\ \eta_{\text{см}} = \frac{\eta_{\text{в}}}{1+\mu};$$

$$N_{\text{см}} = N_{\text{в}}(1+\mu), \qquad (11\text{-}35)$$

где μ — концентрация пыли в газе, *кг/кг* (индексы „см“ и „в“ относятся к смеси и воздуху).

При пневматической сушке материалов скорость воздуха в трубопроводе выбирают в 1,5—2,0 раза больше скорости витания наиболее крупных транспортируемых частиц.

При пневмотранспорте, где ставится задача только перемещения мелкозернистого материала, скорость газов берут на 20—30% больше скорости витания наиболее тяжелых частиц, которые необходимо транспортировать. Скорость витания для частиц, имеющих форму шара, в пневматических устройствах определяют по формулам (6-5) и (6-7) или по приближенной формуле

$$v_{\text{вит}} = 4{,}65\sqrt{\frac{\gamma_{\text{м}} d}{\gamma_{\text{с}}}}, \qquad (11\text{-}36)$$

где $\gamma_{\text{м}}$ — удельный вес материала, *кг/м³*;

$\gamma_{\text{с}}$ — удельный вес среды, *кг/м³*;

d — диаметр шара, *м*.

При транспортировании частиц нешарообразной формы вместо d необходимо вводить в эту формулу d', т. е. диаметр шара, эквивалентный объему частицы материала:

$$d' = 1{,}24\sqrt[3]{A}\ мм,$$

где A — объем перемещаемой (наибольшей) частицы, *мм³*.

При определении d для частиц неправильной формы берется половина объема, равновеликого объему шарообразной частицы. Более точные расчетные условия для пневмотранспорта различных частиц устанавливаются на основе опытных данных.

Расход воздуха для транспортирования материала

$$V = \frac{\mu G}{\gamma_{\text{в}}}\ м^3/ч, \qquad (11\text{-}37)$$

где G — количество транспортируемого материала, *кг*;

μ — концентрация транспортируемой смеси (отношение веса транспортируемого материала, *кг*, к весу транспортирующего его воздуха, *кг*);

$\gamma_в$ — удельный вес воздуха, *кг/м*³.

Расчет пневмосети ведут так же, как и обычной вентиляционной системы, но конечные величины сопротивления трению и местных потерь увеличивают на отношение удельного веса перемещаемой смеси (воздуха и материала) к удельному весу воздуха.

При больших значениях μ необходимо учитывать и геодезический напор (разность отметок вентилятора и места подачи транспортируемого материала).

Гидравлическое сопротивление трубы-сушилки складывается из сопротивления трения, сопротивления на разгон частиц материала в местах засыпки и после каждого поворота, на местные сопротивления и на динамические потери:

$$\Delta p_п = \Delta p_{тр} + \Delta p_р + \Delta p_м + v_0^2 \frac{\gamma}{2g}. \quad (11\text{-}38)$$

В этом уравнении v_0 — скорость в выходном отверстии вентилятора, *м/сек*; остальные обозначения имеют следующие ниже значения.

Сопротивление трения

$$\Delta p_{тр} = \frac{\lambda L}{D} \cdot \frac{v^2\gamma}{2g}(1+\mu), \quad (11\text{-}39)$$

где λ — коэффициент трения;

L — длина трубы, *м*;

D — диаметр трубы, *м*;

v — скорость газа, *м/сек*;

γ — удельный вес газа, *кг/см*³;

μ — концентрация, *кг/кг*.

Сопротивление на разгон частиц материала

$$\Delta p_р = \frac{v^2\gamma}{2g}(\psi\xi + k_р\mu), \quad (11\text{-}40)$$

где $\xi = 0{,}55$ — коэффициент местных сопротивлений;

ψ и $k_р$ — опытные коэффициенты:

$$\psi = 1{,}1 \div 1{,}2; \; k_р = 1{,}4.$$

Сопротивление при повороте

$$\Delta p_п = \frac{v^2\gamma}{2g}\xi(1 + k_п\mu), \quad (11\text{-}41)$$

где $\xi = 0{,}15$ — коэффициент местных сопротивлений;

$k_п = 2{,}3$ — опытный коэффициент.

Пример 11-2. Подобрать из имеющихся на складе центробежный вентилятор системы «Сирокко» для производительности 30 000 *м*³/*ч* воздуха с $\gamma = 1$ *кг/м*³ и при полном сопротивлении сушильной установки 50 *мм вод. ст.* Определить потребную мощность электродвигателя. Расчетный напор для воздуха будет равен $H = 50 \cdot 1{,}2 = 60$ *мм вод. ст.* Максимальный к. п. д. центробежных вентиляторов низкого давления составляет 0,57. Из точки *a* на рис. 11-26, соответствующей 60 *мм* полного напора, проводим линию до пересечения кривой к. п. д. 0,57, находим точку *b*. Однако перпендикуляр, опущенный из точки *b* на горизонталь в точку *c*, соответствующую производительности вентиляторов по левой шкале (от № 2 до № 9 ½), не совпадает с характеристикой производительности вентилятора, поэтому передвигаем точку *b* вправо до точки *b′* с таким расчетом, чтобы точка *c′* попала на характеристику вентилятора 9½; при этих условиях к. п. д. вентилятора составит 0,56. Можно было бы точку *b* сдвинуть вправо до совпадения с точкой *b″* с таким расчетом, чтобы перпендикуляр из точки *b″* попал в точку *c″*, и выбрать вентилятор № 8, но в этом случае к. п. д. вентилятора будет меньше и составит 0,54.

Учитывая, что вентилятор № 8 имеет меньшие размеры и дешевле вентилятора № 9½, а к. п. д. в данном случае изменяется незначительно, выбираем вентилятор № 8. Число оборотов вентилятора составит:

$$n = \frac{A}{8} = \frac{4\,300}{8} = 540 \text{ в минуту.}$$

Вентилятор будет иметь ременную передачу.

Если поставить условие, чтобы вентилятор был присоединен к электромотору при помощи жесткой муфты, то следует принять вентилятор № 6½ соответственно точкам *b‴* и *c‴*; при этом

$$n = \frac{4\,900}{6{,}5} = 760 \; об/мин.$$

Для этих чисел оборотов можно подобрать электродвигатель, но при этом к. п. д. вентилятора составит 0,41.

Окружные скорости:

для вентилятора № 8 $u = 22{,}5$ *м/сек*;

для вентилятора № 6½ $u = 26{,}1$ *м/сек*.

Мощность, потребляемая вентилятором № 8,

$$N = \frac{60 \cdot 30\,000}{3\,600 \cdot 102 \cdot 0{,}56} = 8{,}75 \; квт;$$

то же для вентилятора № $6^1/_2$:

$$N = \frac{60 \cdot 30\,000}{3\,600 \cdot 102 \cdot 0{,}41} = 12 \text{ квт.}$$

С учетом к. п. д. ременной передачи 0,95 и необходимого запаса 10—20% мощности для пускового момента и возможности перегрузок установочная мощность электродвигателя должна быть для вентилятора № $8^1/_2$

$$N = \frac{8{,}75 \cdot 1{,}10}{0{,}95} = 10{,}0 \text{ квт}$$

и для вентилятора № $6^1/_2$

$$N = 12 \cdot 1{,}2 = 15{,}5 \text{ квт.}$$

ГЛАВА ДВЕНАДЦАТАЯ

КОНТРОЛЬ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

При проектировании сушильной установки большое внимание должно уделяться выбору рациональной системы ее контроля. В тех случаях, когда по техническим условиям и технико-экономическим расчетам необходимо осуществить полную или частичную автоматизацию сушилки, проектирование системы контроля должно быть полностью увязано с системой автоматики с таким расчетом, чтобы, например, датчик температуры или давления давал соответствующие импульсы или воздействовал как на указывающий или регистрирующий прибор, так и на прибор автоматической системы регулирования или безопасности.

Кроме того, необходимо учитывать, что некоторые приборы автоматического контроля являются также указывающими или регистрирующими для данного контролируемого параметра, что необходимо учитывать при проектировании щита контрольно-измерительных приборов и автоматики.

Основными параметрами, контролируемыми в сушильной установке, являются: расход и температура топлива, сжигаемого в сушилке; расход, температура, влажность и скорость в сушильной камере сушильного агента, а также влажность и температура сушимого материала.

Приборы для контроля температуры и расхода газа подробно изучаются в соответствующем курсе контрольно-измерительных приборов, поэтому в данном курсе мы рассматриваем только некоторые особенности их применения в сушильных установках, уделив большее внимание скоростным методам определения влажности материала и сушильного агента.

12-1. Определение влажности материалов

Точное определение содержания влаги в материале, несмотря на кажущуюся простоту анализа, является весьма затруднительным. Объясняется это тем, что многие материалы при нагревании не только теряют влагу, но и претерпевают ряд химических изменений: они или окисляются, причем их вес возрастает, или разлагаются — происходит их сухая перегонка, что имеет следствием потерю веса.

Существует много методов определения влажности материалов. Простейшим методом является определение влажности высушиванием отдельных проб. Существуют методы определения содержания влаги путем обработки материала реагентами: дистилляция, экстракция, газометрические методы, а также получающие в настоящее время широкое применение различные электрофизические и радиоактивные методы.

При оценке методов определения содержания влаги приходится принимать во внимание не только степень точности полученных результатов, но и удобство выполнения анализа, его продолжительность и сложность применяемой аппаратуры, а также возможность применения данного метода для автоматического определения влажности материала в процессе сушки. В этом

отношении наибольшие перспективы имеют электрофизические методы.

1. Определение влажности высушиванием. Основным преимуществом этого метода являются простота проведения анализа и возможность осуществления массовых анализов. Обычно определение влажности высушиванием производят в сушильных шкафах с электрическим обогревом при атмосферном давлении; при этом материал высушивается в неподвижной среде (воздухе).

Такой метод имеет два существенных недостатка: во-первых, он требует значительного времени (иногда до 10—15 *ч*); во-вторых, при сушке в сушильном шкафу может удаляться не только влага, но и другие летучие вещества, в результате чего влагосодержание оказывается преувеличенным.

Относительная влажность воздуха в помещении также влияет на результаты анализа. С увеличением относительной влажности воздуха помещения точность определения влажности материала снижается.

Максимальная температура в шкафу обычно не превышает 250° С, а автоматическая регулировка производится в пределах от 80 до 250° С; точность регулировки ±3° С.

Для ускорения сушки пробы в сушильном шкафу применяют осушку воздуха и его принудительное движение. Осушка воздуха достигается, например, продувкой его через концентрированный раствор серной кислоты, а принудительное движение создается при помощи водоструйных насосов. Водоструйные насосы могут нагнетать или отсасывать воздух из сушильного шкафа. Лучше применять схему с нагнетанием воздуха насосом, так как при отсосе в сушильном шкафу будет создаваться разрежение и осушенный воздух будет разбавляться наружным, проникающим в сушильный шкаф через неплотности.

Для более быстрого и более точного определения влажности материала применяются вакуум-шкафы и вакуум-эксикаторы. Вакуум в них создается при помощи водоструйного или масляного насоса.

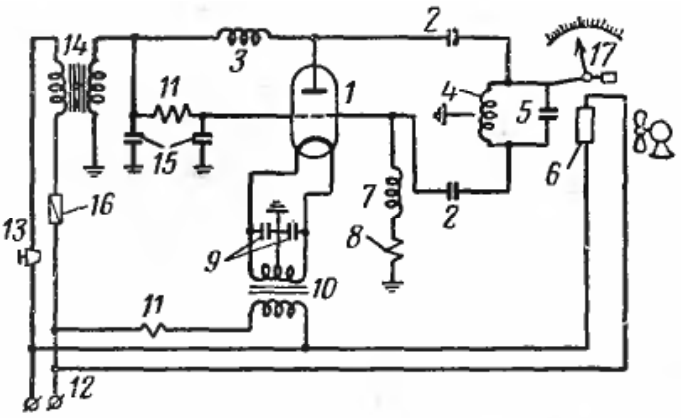


Рис. 12-1. Электрическая схема высокочастотного сушильного шкафа.

1 — генераторная лампа; *2* — анодный разделительный конденсатор; *3* — анодный дроссель высокой частоты; *4* — индуктивность колебательного контура; *5* — сушильный конденсатор; *6* — электроподогреватель с электровентилятором; *7* — дроссель высокой частоты; *8* — сопротивление утечки; *9* — блокировочный конденсатор; *10* — трансформатор накала; *11* — балластные сопротивления; *12* — зажимы питания; *13* — блокировочный выключатель; *14* — анодный трансформатор; *15* — блокировочные контакторы; *16* — предохранитель; *17* — автоматические весы.

Вакуумшкафы сложнее в эксплуатации и дороже.

Сравнительно быстро определение влажности материала можно осуществить высушиванием материала в высокочастотных сушильных шкафах (для древесины—10—20 *мин*). На рис. 12-1 приведена простая схема лампового генератора, предложенная в 1940 г. советским инженером Шпером, для высокочастотного сушильного шкафа, в котором определялась влажность образцов древесины.

2. Определение влажности путем обработки материала реагентами. Этот метод состоит в том, что навеска исследуемых материалов (кожи, муки, зерна или других) весом не менее 10 *г* помещается, как это показано на рис. 12-2, в колбу *1* емкостью 250 *см*³, в которую также наливается толуол. Колбу подогревают, и доводят толуол до температуры кипения (до 110—112° С). Содержащаяся в материале влага отгоняется вместе с парами толуола и по соединительной трубке поступает в трубку холодильника *2*. Смесь паров толуола и воды в холодильнике конденсируется и собирается в приемной трубке *3* емкостью 2 *см*³ с градуировкой через 0,02 *см*³.

Благодаря меньшему удельному весу толуола он собирается в верхней части, а вода как более тяжелая — в нижней части трубки *3*; по делениям определяются количества воды в кубических сантиметрах, выделившейся из материала.

Перегонку ведут 2 *ч*. Отсчеты полученного количества воды производят с точностью до 0,01 *см*³ через

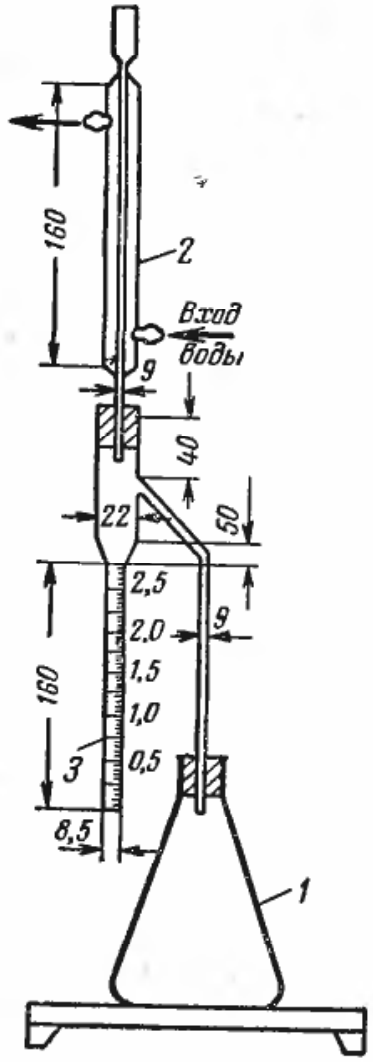


Рис. 12-2. Дистилляционный метод определения влажности материала.
1 — колба; *2* — холодильник; *3* — мерная трубка.

3 *мин* после того, как закончат перегонку; за это время толуол и вода успевают расслоиться. Вес воды, выраженный в процентах к весу абсолютно сухой навески, определяет влажность материала.

По сравнению с определением влажности материала в сушильном шкафу этот способ имеет ряд преимуществ: он может обеспечить большую точность определения влажности материала; продолжительность анализа составляет только 2 *ч* вместо 10—15 *ч*; не требуется регулирование температуры, так как толуол кипит при постоянной температуре.

Недостатками этого способа является относительная сложность анализа и ухода за прибором; кроме того, градуированная трубка стоит сравнительно дорого и часто бьется.

Кроме описанных методов, для определения влажности применяются методы определения влажности экстракцией и газометрический, однако все они являются лабораторными и неприменимы для систем автоматического контроля сушки.

3. Электрофизические и радиоактивные методы определения влажности материала. Преимуществом этих методов является быстрота определения влажности сушимых материалов или изделий, что делает возможным применение некоторых из них для автоматического регулирования процесса сушки. Неравномерность распределения влаги в сушимом материале и непостоянство электрофизических характеристик его являются причиной неточности таких методов.

Электрофизические методы могут быть основаны на зависимости удельного сопротивления ρ, диэлектрической проницаемости ε и тангенса угла потерь материала от его влажности (электрические влагомеры); основанные на использовании гигроскопических тел, помещаемых вблизи поверхности влажного материала, дающих возможность по их влажности косвенным путем судить о влажности материала (миниатюрные электрические гигрометры).

Радиоактивные методы основаны на свойстве ослабления (поглощения) бета-частиц, гамма-квантов или нейтронного пучка, замедлении быстрых нейтронов атомами водорода, содержащимися во влажном материале (радиоактивные влагомеры).

а) Метод электрического сопротивления является наиболее распространенным среди известных схем принятых влагомеров. Он

основан на том, что в большинстве случаев с уменьшением влаги в материале его активное сопротивление увеличивается. Для измерения активного сопротивления плоский материал зажимается между двумя металлическими электродами; сыпучие материалы засыпают в металлический стакан и спрессовывают; цилиндрическая поверхность стакана является одним электродом, а дно, изолированное от боковой поверхности, — вторым электродом; для дерева и глины применяют контактные вилки с заточенными концами. Активное сопротивление материала может быть замерено двумя способами: непосредственным замером сопротивления датчика и замером сопротивления по времени зарядки конденсатора (метод RC).

Трудности в осуществлении этих приборов с непосредственным замером сопротивления датчика возникают при переходе к пониженным влажностям материала порядка 12—7%, когда электрическое сопротивление материалов возрастает до нескольких десятков тысяч мегом ($\rho = 10^{10}$ *ом · см*$^{-1}$). Это вызывает необходимость применения в плечах измерительного моста постоянных высокоомных сопротивлений, электронных ламп и чувствительных гальванометров. Приборы работают в диапазоне 7—28% влажности с точностью порядка 1—2%.

Являясь хорошими лабораторными приборами, они все же мало пригодны для замеров в производственных условиях, так как они весьма чувствительны к сотрясениям, а настройка их сложна.

Влагомер ВИАМ для измерения влажности древесины основан на непосредственном измерении электрического сопротивления древесины. В исследуемую доску или деталь вкалывают две иглы от прибора на 0,2 ее толщины; иглы располагают так, чтобы ток проходил по направлению длины волокон древесины. К иглам подводят ток постоянного напряжения от батареи, и по величине сопротивления на шкале прибора оценивают влажность древесины на этом участке.

График зависимости тока или сопротивления от влажности материала устанавливается экспериментально. При тарировке прибора влажность исследуемого материала определяется каким-либо другим способом. Необходимым условием для надежных измерений этим методом является постоянство напряжения батареи питания.

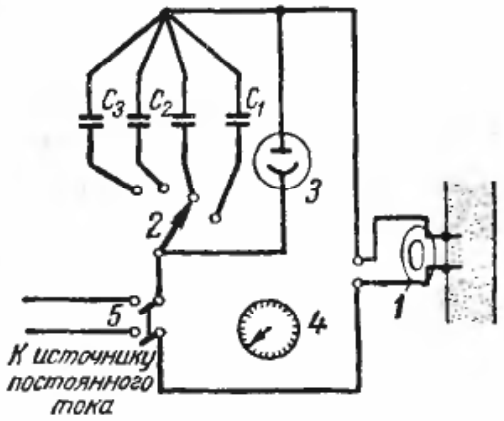


Рис. 12-3. Схема влагомера типа RC.

Электрические влагомеры с замером сопротивлений по времени зарядки конденсатора (метод RC) по опытам ЦНИИМОД (Б. А. Поснова, Л. В. Сахновского и В. П. Миронова) при определении влажности древесины дали благоприятные результаты.

На рис. 12-3 показана схема этого прибора. Он состоит из игольчатого датчика *1*, иглы которого вводятся в материал; группы диапазонных конденсаторов C_1 C_2 C_3 с переключателем *2*; неоновой лампы *3*, включенной параллельно с конденсатором; механизма *4* для отсчета времени от пуска до вспышки неоновой лампы (моторчик или счетчик) и блока питания постоянным током *5* от выпрямителя или генератора (индуктора) постоянного тока. Прибор может работать от сети и от индуктора, вращаемого вручную.

Сущность действия прибора такова. Ток, пройдя через материал R, заряжает один из диапазонных конденсаторов до тех пор, пока разность потенциалов на его обкладках не достигнет потенциала зажигания неоновой лампы. В этот момент в лампе происходит вспышка.

Время, протекающее от момента пуска до вспышки лампы, определяется следующим общеизвестным в электротехнике уравнением:

$$\tau = \ln\left(\frac{U}{U-E}\right) RC, \qquad (12\text{-}1)$$

где τ — время, *сек*;

U — напряжение источника тока, *в*;

E — потенциал зажигания неоновой лампы, *в*;

R — искомое сопротивление, *ом*;

C — емкость конденсатора, *ф*.

Как видно из уравнения (12-1), искомое сопротивление прямо пропорционально времени зарядки τ. Такая простая зависимость позволяет легко проградуировать прибор на влажность, если известна зависимость удельного сопротивления материала от влажности.

Преимущества рассмотренной схемы: ее простота, отсутствие чувствительных систем и специальной настройки, а также быстрота отсчета (не более 40—60 *сек*) и достаточная точность определения влажности (1—2% в диапазоне 7—28% для древесины). Недостатком прибора является необходимость наблюдения за моментом зажигания (вспышки) неоновой лампы.

б) Метод диэлектрического коэффициента или емкостный метод. При определении влажности материала методом измерения диэлектрического коэффицента его помещают между обкладками конденсатора и измеряют электроемкость конденсатора в условных единицах, которые на основании градуированной кривой переводятся в единицы влажности. Градуировка производится по значениям влажности исследуемого материала, полученным каким-либо другим способом. Чем больше влажность материала, тем больше его диэлектрический коэффициент, так как вода имеет чрезвычайно высокий диэлектрический коэффициент $\varepsilon = 81{,}7$ по сравнению с органическими веществами, имеющими диэлектрический коэффициент $\varepsilon = 5 \div 10$.

Диэлектрический коэффициент показывает, во сколько раз электроемкость заполненного материалом конденсатора больше электроемкости конденсатора, заполненного воздухом. Проводимость материала существенно влияет на результаты измерения; с целью уменьшения ее влияния в контуре, куда включается конденсатор, применяют ток высокой частоты.

Метод диэлектрического коэффициента вполне себя оправдывает в тех случаях, когда материал допускает осуществление надежного контакта с электродами прибора (например, для жидкостей).

В случае твердых тел (например, древесины) переходная емкость подвержена значительным колебаниям в зависимости от давления и степени шероховатости поверхности, что весьма сильно сказывается на точности показаний прибора и делает его мало пригодным для использования в производстве. А. А. Лапшин [Л. 9] детально рассмотрел различные типы влагомеров и считает, что для измерения влажности песка, глины, керамики, цемента, чая, табака и других близких по содержанию влаги материалов наиболее перспективны влагомеры, основанные на емкостном принципе.

в) Радиоактивные методы по сравнению с рассмотренными электрическими методами имеют следующие преимущества: бесконтактность измерения и его безынерционность, независимость от температуры материала и распределения влаги в нем, а также широкие пределы измерений влажности (от 0 до 100%).

Они меньше, чем электрические методы, зависят от состава материала. На результаты измерения могут оказывать, однако, влияние примеси (помимо воды), изменяющие плотность сухого материала, молекулы, содержащие атомы H (органические вещества и др.). Эти приборы в настоящее время получают применение для автоматического контроля степени отжима тканей, измерения влажности почвы и т. п.

12-2. Контроль за состоянием материала и равномерностью его сушки

Сушка материалов производится при различных режимах соответственно роду сушимого материала, его назначению, содержанию влаги в материале и ряду других факторов, обусловливающих выбор оптимального режима сушки.

Во время сушки материалов в них могут происходить изменения физического, химического и биологического характера, поэтому на практике можно встретиться с разнообразными технологическими требованиями, предъявляемыми к процессу сушки, например: поверхность лакокрасочных изделий после сушки должна быть чистой и не иметь пузырей, пищевые продукты не должны терять своих питательных качеств, изменять вид и вкус, зерно не должно терять всхожесть, прочность волокна не должна уменьшаться, дерево, литейные формы, глиняные изделия, кирпич и т. п. не должны растрескиваться, деформироваться и т. п. Кроме того, материалы после сушки должны иметь заданную конечную влажность. Все эти и другие разнообразные требования вызывают необходимость специальных наблюдений за состоянием материала в процессе его сушки. Эти наблюдения в производственных условиях в большинстве случаев сводятся к периодическим внешним осмотрам и отбору проб материала для определения влажности, т. е. к контролю понижения содержания влаги и контролю за температурой материала.

При сушке материалов, подверженных деформации, наблюдают за их усадкой и распределением влажности внутри материала (по его сечению) и устанавливают допустимый градиент влажности. Контроль за температурой материала при его сушке производится обычно с помощью термопар, установленных внутри материала на различной глубине. Влажность проб материала определяют или в сушильном шкафу методом высушивания, или другими методами, рассмотренными ранее. При сушке больших количеств твердого материала, например досок, контроль за уменьшением содержания влаги в штабеле ведут по нескольким (трем—пяти) контрольным образцам. На основе наблюдений за уменьшением содержания влаги в материале в различных зонах сушилки выявляют неравномерность сушки материалов по объему камеры. Для ликвидации неравномерности сушки выясняют причины этой неравномерности и устраняют их. Отставание сушки материала в отдельных зонах сушильной камеры определяется отсутствием циркуляции сушильного агента около материала (застойной зоной), пониженной температурой сушильного агента, местным присосом холодного воздуха, отсутствием правильного распределения сушильного агента из распределительных каналов и т. п. Местная пересушка материалов объясняется, наоборот, более мощной местной вентиляцией, повышенной температурой, а в некоторых случаях — радиацией от установленных в камере паровых гладкотрубных подогревателей.

Распределение температур в различных зонах сушилки устанавливают при помощи максимальных ртутных термометров с соответствующей шкалой температур. Эти термометры показывают максимальную температуру в данной точке, которая имела место хотя бы короткое время в течение процесса сушки. После отсчета этих температур термометры встряхивают и используют для дальнейшей работы.

Определение застойных зон и направления движения сушильного агента производится путем наблюдения за движением в сушилке дымового облака, образованного либо мельчайшими частицами хлористого аммония, либо парами четыреххлористого титана, при помощи прибора, называемого дымарем.

На рис. 12-4 показано устройство дымаря. В деревянный ящик с рукояткой укладываются две склянки с широким горлом емкостью каждая 100—150 $см^3$; в склянке *1* находится концентрированный раствор соляной кислоты HCl, а в склянке *2* — водный раствор

аммиака NH_4OH. Склянки соединены так, что пары соляной кислоты поступают в склянку с раствором аммиака; над его поверхностью образуются пары хлористого аммония, которые выходят наружу со значительной скоростью, не искажая картины движения воздуха.

При пользовании четыреххлористым титаном жидкость либо нали-

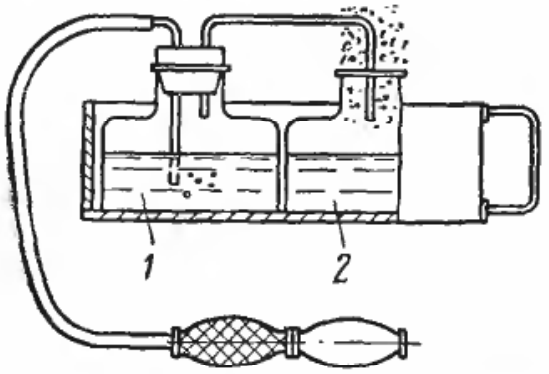


Рис. 12-4. Дымарь.
1 — HCl; *2* — NH_4OH.

вается в плоские сосуды, расставляемые по камере, либо в ней смачивается ткань, намотанная на конец стержня. Последний способ позволяет проследить движение воздуха в менее доступных местах (в частности, в штабеле). Пары титана тяжелее воздуха, но значительное дымообразование позволяет лучше изучить характер воздушных течений, чем сравнительно малое количество дыма, даваемое прибором, изображенным на рис. 12-4.

Наблюдения за направлением движения воздуха в камере сушилки позволяют визуально выяснить степень равномерности распределения воздуха по камере. Более точное определение скорости воздуха может быть сделано либо по скорости движения дыма, пущенного из дымаря при помощи масштабной линейки и секундомера, либо при помощи анемометра.

В результате наблюдений за направлением и скоростью движения воздуха, производимых несколько раз за время сушки и по возможности одновременно по всей камере, составляют схемы движения воздуха в сушилке в различные периоды сушки и вычисляют объем циркулирующего воздуха. Замеры скорости движения воздуха в приточных и вытяжных каналах позволяют определить объем свежего воздуха, поступающего в сушилку и выходящего из нее, а также составить картину его циркуляции внутри и снаружи штабеля, что во многих случаях может дать возможность выявить застойные зоны в сушилке.

Неравномерность сушки материала может зависеть не только от работы сушильной камеры, но и от разнообразных свойств самого материала, вследствие чего даже в идеально работающей сушильной камере материал может сохнуть неравномерно. Дефекты работы камеры эту неравномерность усиливают. Для того чтобы характеризовать неравномерность просыхания материала в штабеле в цифровых величинах, наиболее правильно провести массовый анализ материала на влажность с обработкой результатов испытания по способам вариационной статистики.

Равномерность сушки штабеля досок ЦНИИМОД рекомендует определять по величине среднеквадратичного отклонения отдельных влажностей от средней влажности:

$$\sigma = \pm \sqrt{\frac{\Sigma x^2}{n-1}}. \qquad (12\text{-}2)$$

где Σx^2 — сумма квадратичных отклонений влажности образцов от их средней влажности;

Влажность в процентах контрольных (к примеру

Номера точек	1	2	3	4	5	6
Левая сторона штабеля	12,7	10,3	9,2	5,5	9,2	10,2
Середина штабеля	11	8,5	9,0	9,1	8,5	11,8
Правая сторона штабеля	8,5	9,0	10,2	8,5	8,4	12,5

n — число контрольных образцов.

Средняя влажность берется как среднеарифметическая влажность всех контрольных образцов:

$$w_{ср} = \frac{\Sigma w}{n}, \qquad (12\text{-}3)$$

где Σw — влажность всех контрольных образцов.

При высушивании досок длиной 6,5 *м* образцы для определения влажности вырезают в трех местах: в середине доски и на расстояниях 1 *м* от ее концов. Из каждого штабеля выделяют по 15 досок, имея при этом 45 контрольных секций, для каждой из которых определяют ее влажность, а затем среднюю влажность для всех секций. По этим данным и определяют величину σ. Чем меньше величина σ, тем больше равномерность сушки материала.

Установлено, что для отдельных штабелей при их недосушке величина среднеквадратичного отклонения возрастает. Это значит, что штабель высыхает тем равномернее, чем меньше его конечная влажность. В таком случае при данном режиме сушки происходит выравнивание влажности отдельных досок в штабеле. Наоборот, в недосушенном штабеле влажность отдельных досок значительно отклоняется от средней влажности штабеля. Установлено также, что при одном и том же проценте влажности толстый материал высыхает более равномерно, чем тонкий. Таким образом, сравнения равномерности сушки в различных сушилках можно вести только в том случае, если материал имеет одинаковую толщину, а также одинаковые начальную и конечную влажности.

Пример 12-1.. Определить среднеквадратичное отклонение для сушилки согласно показаниям контрольных секций, которые сведены в табл. 12-1 и 12-2.

Средняя влажность по всем секциям по формуле (12-3)

$$w_{ср} = \frac{\Sigma w}{n} =$$

$$= \frac{10{,}56 + 10{,}0 + 10{,}3}{3} = 10{,}4\%.$$

Среднеквадратичное отклонение влажностей по формуле (12-2)

$$\sigma = \pm \sqrt{\frac{\Sigma x^2}{n-1}} =$$

$$= \sqrt{\frac{(0{,}1)^2 \cdot 2 + (0{,}2)^2 \cdot 2 + (0{,}3)^2 + (0{,}5)^2 + (0{,}6)^2 + \ldots + (4{,}2)^2 + (4{,}9)^2}{45 - 1}} \approx 2.$$

Следует указать, что равномерность сушки материала выясняется только в период наладки или испытания уже построенной сушилки.

При проектировании при скоростях газа в сушилке ниже 2—3 *м/сек* необходимо предусматривать расстановку датчиков температуры и влажности сушильного агента в нескольких зонах как по высоте, так и по ширине рабочей камеры, с тем чтобы контролировать его равномерное распределение в сушильной камере и избежать неравномерность сушки материала.

12-3. Контроль за параметрами сушильного агента

Режим сушки материала определяется температурой, скоростью и и влажностью сушильного агента.

Таблица 12-1

секций досок в штабеле 12-1)

7	8	9	10	11	12	13	14	15	Средняя влажность по сечению, %
13,9	13,0	15,3	9,5	14,4	9,7	7,5	9,1	8,8	10,56
14,6	10,9	11,1	8,5	12,0	9,6	7,4	7,8	9,5	10,0
14,2	11,4	11,0	10,0	12,2	9,5	10,5	9,0	9,5	10,3

Таблица 12-2

Отклонение в процентах от средней влажности (к примеру 12-1)

Номера точек	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Левая сторона штабеля	2,3	0,1	1,2	4,9	1,2	0,2	3,5	2,6	4,9	0,9	4,0	0,7	2,9	1,3	1,6
Середина штабеля .	0,6	1,9	1,4	1,3	1,9	1,4	4,2	0,5	0,6	1,9	1,6	0,8	3,0	1,6	0,9
Правая сторона штабеля	1,9	1,4	0,2	1,9	2,0	2,4	3,8	1,0	0,3	1,0	1,8	0,9	0,1	1,4	0,9

При сушке недеформирующихся материалов в большинстве случаев наблюдают только за температурой и скоростью сушильного агента (для устранения неравномерности сушки материала). Наблюдение за влажностью сушильного агента ведут только в том случае, если она задерживает сушку материала или если недостаточное насыщение сушильного агента влагой вызывает перерасход электроэнергии на привод вентилятора.

При сушке материалов, подверженных деформации, наблюдают не только за температурой и скоростью сушильного агента, но и, как правило, за его влажностью.

1. Контроль температуры. Температуру сушильного агента до 500° С контролируют при помощи ртутных термометров при измерении внутри сушильных камер, и применяют дистанционное измерение с помощью манометрических термометров, термометров сопротивления или термоэлектрических пирометров. Эти приборы могут быть только указывающими или регистрирующими и одновременно указывающими. Они, так же как и контроль за расходом пара и топлива, подробно изучаются в предшествующем курсе «Контрольно-измерительные приборы» и здесь не рассматриваются.

2. Определение влажности сушильного агента. Для определения влажности сушильного агента — воздуха или топочных газов существует ряд физических методов, например метод, основанный на измерении размеров тел, находящихся в среде влажного воздуха (рис. 12-5) (волосяной гигрометр), метод, основанный на замере температуры насыщения (точки росы) воздуха (конденсационный гигрометр, рис. 12-6 и 12-7). Эти методы в сушильной

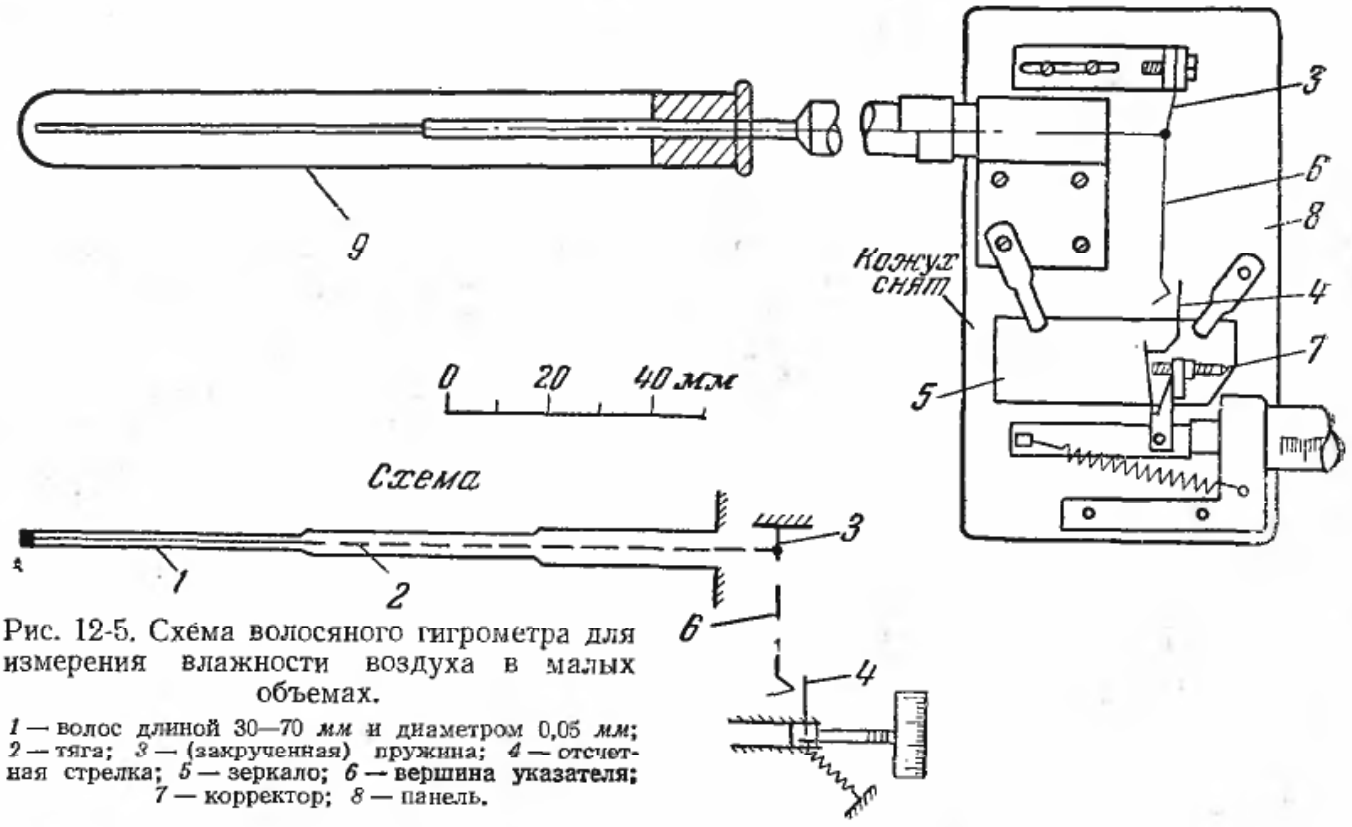


Рис. 12-5. Схема волосяного гигрометра для измерения влажности воздуха в малых объемах.

1 — волос длиной 30—70 *мм* и диаметром 0,05 *мм*; *2* — тяга; *3* — (закрученная) пружина; *4* — отсчетная стрелка; *5* — зеркало; *6* — вершина указателя; *7* — корректор; *8* — панель.

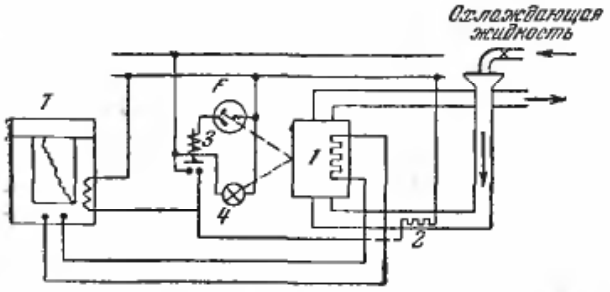


Рис. 12-6. Схема прибора для определения влажности воздуха при высоких температурах.

технике большого распространения не получили.

Ю. П. Яковлевым для определения влажности сушильного агента при высокой температуре был применен прибор, схема которого показана на рис. 12-6, основанный на принципе фиксации точки росы. Цилиндр *1*, имеющий зеркально отполированную поверхность, помещается в среде газа, влажность которого необходимо измерить. Через внутреннюю полость цилиндра непрерывно протекает охлаждающая жидкость, температура которой регулируется электроподогревателем *2*. Для поддержания постоянной температуры электроподогревателя имеется электромагнитное реле *3*, по обмотке которого протекает ток фотоэлемента *F*. Последний освещается отражающимся от зеркальной поверхности цилиндра световым лучом лампы накаливания *4*. В момент, когда стенки цилиндра охлаждаются до точки насыщения, появляющейся на поверхности зеркала, туман уменьшает световой поток, падающий на фотоэлемент, уменьшая в то же время фототок.

В результате этого реле срабатывает, замыкая цепь электроподогревателя, температура охлаждающей жидкости поднимается выше точки росы, туман на зеркале исчезает и реле выключает подогреватель. После этого снова начинается процесс охлаждения зеркала до точки росы и т. д.

В конечном итоге температура, фиксирующая точку росы на зеркальном цилиндре, непрерывно колеблется около определенного значения, соответствующего температуре насыщения газа.

На рис. 12-7 приведена схема, основанная на использовании другого способа фиксации точки росы.

Охлаждающая жидкость из сосуда *1* при помощи насоса *2*, приводимого в действие электродвигателем *3*, непрерывно протекает через стеклянную трубку *4*. На эту трубку насажены два платиновых контакта: K_1 и K_2, почти соприкасающиеся друг с другом. В момент выпадения росы сконденсированный пар замыкает контакты K_1 и K_2, в результате чего на сетку лампы *Л* подается отрицательный потенциал. Напряжение сетки регулируется в пределах 40—120 *в* при помощи трехконтактного реостата R_2, включенного в схему кенотронного выпрямителя *5*.

В зависимости от величины отрицательного потенциала сетки анодный ток уменьшается до значения, при котором срабатывает реле *6*, включенное в анодную сеть лампы. При этом подается ток в реле *7*, благодаря чему замыкаются пары контактов *a* и *b*.

При замыкании контактов *a* происходит включение термопары T_1, которая впаяна в стеклянную трубку *4*. Тот же милливольтметр измеряет температуру газа при помощи термопары T_2. Поочередное включение термопар T_1 и T_2 осуществляется при помощи переключателя. При замыкании контактов *b* включается ток в обмотку нагревателя *8*, благодаря чему температура охлаждающей жидкости возрастает до температуры, превышающей точку росы; контакт между K_1 и K_2

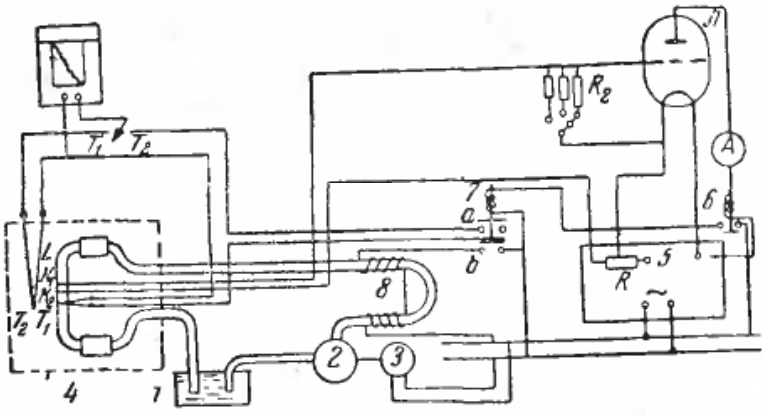


Рис. 12-7. Схема прибора для определения влажности воздуха при высоких температурах.

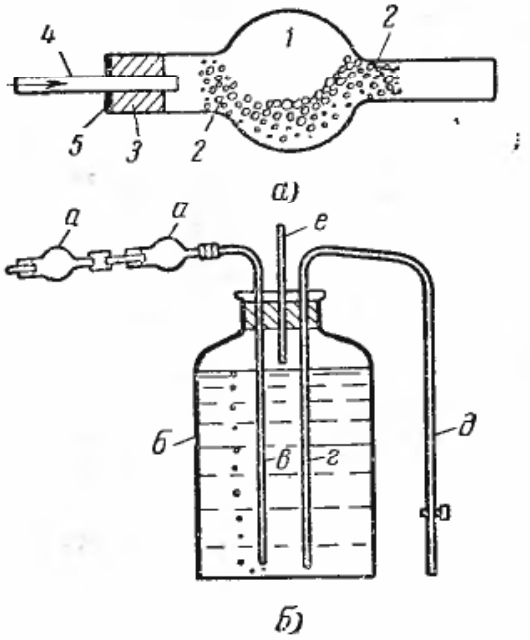


Рис. 12-8. Приборы для определения влажности воздуха или газов весовым способом.

нарушается, напряжение сетки отключается, контакты *а* и *b* размыкаются, процесс охлаждения трубки *4* возобновляется и т. д.

При помощи описанных устройств можно с большой точностью фиксировать величину насыщения среды при различных условиях.

Сравнительно небольшое применение во время испытания и наладки сушилок получил также весовой способ определения влажности, основанный на поглощении влаги из взятой пробы воздуха или газа каким-либо поглотителем, вес которого соответственно увеличивается, и по привесу поглотителя определяется количество поглощенной влаги или влажность газа или воздуха.

Хорошо поглощается водяной пар серной кислотой, но работа с нею связана с возможностью ожога, порчи одежды и т. п., поэтому рекомендуется в качестве поглотителя применять фосфорный ангидрид (P_2O_5), который интенсивно и полностью поглощает пары воды из воздуха. Хлористый кальций, часто применяемый в лабораториях для осушки воздуха, поглощает не весь (до нуля) водяной пар из воздуха.

Удобным сосудом для поглотителя является так называемая «хлоркальциевая» трубка, которая применяется в лабораториях для сушки воздуха хлористым кальцием. На рис. 12-8,*а* показано устройство поглотителя. Фосфорный ангидрид насыпается приблизительно на $^2/_3$ объема шарика хлор-кальциевой трубки *1*; по обеим сторонам засыпки укладывается слой стеклянной ваты *2*; широкий конец трубки закрыт пробкой *3*, в которую вставлена тонкая трубка *4*; на эту трубку надевается соединительная резиновая трубка. Пробка заливается замазкой *5*, состоящей из равных частей сургуча и парафина. Пробка *3* корковая, а не резиновая, так как резина окисляется фосфорным ангидридом.

На рис. 12-8,*б* показана схема прибора. Через поглотители *а* воздух просасывается аспиратором *б*, представляющим собой бутыль из-под серной кислоты, в которую вставлены через пробку (здесь можно применять резиновую пробку) две трубки: *в* и *г*. Обе трубки опущены до дна бутылки; по трубке *в* воздух входит в аспиратор и мелкими пузырьками проходит через слой воды; поэтому в расчетах принимается, что воздух в аспираторе насыщен полностью при температуре аспиратора, которая отсчитывается по термометру *е*. По трубке *г* и резиновой трубке *д* вода выливается из аспиратора, создавая в нем разрежение, под действием которого воздух проходит через поглотители и входит в аспиратор. Необходима полная герметичность всей системы, воздух должен проходить через поглотители и не должен иметь места присос в местах соединений.

Каждый поглотитель взвешивается на аналитических весах до и после опыта; последний поглотитель является контрольным: если он не дает привеса, значит вся влага поглощена предыдущим поглотителем

Объем воздуха в аспираторе определяется по количеству (весу) вытекшей из него воды. Температура воздуха в аспираторе отсчитывается в конце опыта.

Весовым способом можно определить влагосодержание газа и в местах, недоступных для наблюдателя, например в газоходах.

В этом случае заборная трубка, закрытая с одного конца, имеет ряд

небольших отверстий для того чтобы брать среднюю по ширине газохода пробу газа. Такая трубка устанавливается в газоходе с небольшим уклоном в сторону выхода газа из трубки. Часто точка росы для исследуемого газа бывает выше температуры воздуха в рабочем помещении и конденсация водяного пара из газа в заборной трубке может появиться сразу же по выходе из газохода; поэтому между поглотителями и заборной трубкой присоединяется петля с отводом конденсата в мерную бюретку; этот конденсат должен быть учтен при вычислении влажности воздуха.

Психрометры. Наибольшее распространение для измерения влажности сушильного агента в первый период развития сушильной техники получили различные конструкции психрометров с естественным движением сушильного агента около ртутного шарика мокрого термометра.

По разности температур сухого и мокрого термометров можно судить о влажности сушильного агента.

По закону Дальтона количество испаренной влаги в окружающую среду равно:

$$\frac{W}{\tau F} = C(p_н - p_п)\frac{760}{B} = C_0\frac{(p_н - p_п)}{B}. \quad (12\text{-}4)$$

Количество тепла на испарение влаги

$$Q = Wr = \alpha (t_с - t_м) F\tau,$$

или

$$\frac{W}{\tau F} = \frac{\alpha}{r}(t_с - t_м). \quad (12\text{-}5)$$

Приравнивая правые части формул (12-4) и (12-5), получим:

$$C_0\frac{p_н - p_п}{B} = \frac{\alpha}{r}(t_с - t_м),$$

откуда

$$p_н - p_п = \frac{\alpha B}{C_0 r}(t_с - t_п) = AB(t_с - t_м),$$

где коэффициент $A = \frac{\alpha}{C_0 r}$, названный психрометрической постоянной, зависит от скорости воздуха и определяется экспериментально.

Коэффициент $C_0 = C\frac{760}{1\,000}$ *кг/м²·ч*, причем C в *г/м²·ч·мм рт. ст.*

Уравнение психрометра

$$p_п = p_{нас} - AB(t_с - t_м). \quad (12\text{-}6)$$

Известно, что $p_п = p_{нас}$ при $t_м$.

При определении относительной влажности воздуха надо $p_п$ разделить на $p_{нас}$ при $t_с$.

Исследование психрометра было проведено в физической лаборатории Московского университета в 1883 г. проф. Зворыкиным, который для коэффициента A экспериментально установил формулу

$$A \cdot 10^6 = 593{,}1 + \frac{135{,}1}{\sqrt{v}} + \frac{48}{v},$$

где v — скорость воздуха у психрометра, *м/сек*.

Определив по этой формуле коэффициент A и приняв барометрическое давление $B = 745$ *мм рт. ст.*, получим значения A и B в формуле психрометра, приведенные в табл. 12-3.

Удобная психрометрическая диаграмма с учетом поправки на скорость воздуха составлена Ю. П. Яковлевым, она представлена на рис. 12-9.

Зная величину $\Delta t = t_с - t_м$, можно найти влажность неподвижного воздуха. Если же скорость воздуха отлична от нуля, то по диаграмме легко находится величина поправки. Например, $t_с = 40°$ С; $t_м = 28°$ С; $\Delta t = 12°$ С. Опустив перпендикуляр из точки A на ось влажности, находим, что φ составляет 0,40.

Если те же самые температурные данные имеет среда при скорости потока, например, $v = 10$ *м/сек*, то, найдя точку c (место пересечения кривой ab с прямой, соответствующей скорости $v = 10$ *м/сек*), опускаем из нее перпендикуляр на ось φ и находим, что при этой скорости

Таблица 12-3

Значения *AB* в формуле (12-6)

v, *м/сек*	0,25	0,5	0,8	1,0	1,5	2	3	4	6	8	10
AB	0,785	0,655	0,599	0,577	0,549	0,530	0,511	0,500	0,489	0,482	0,477

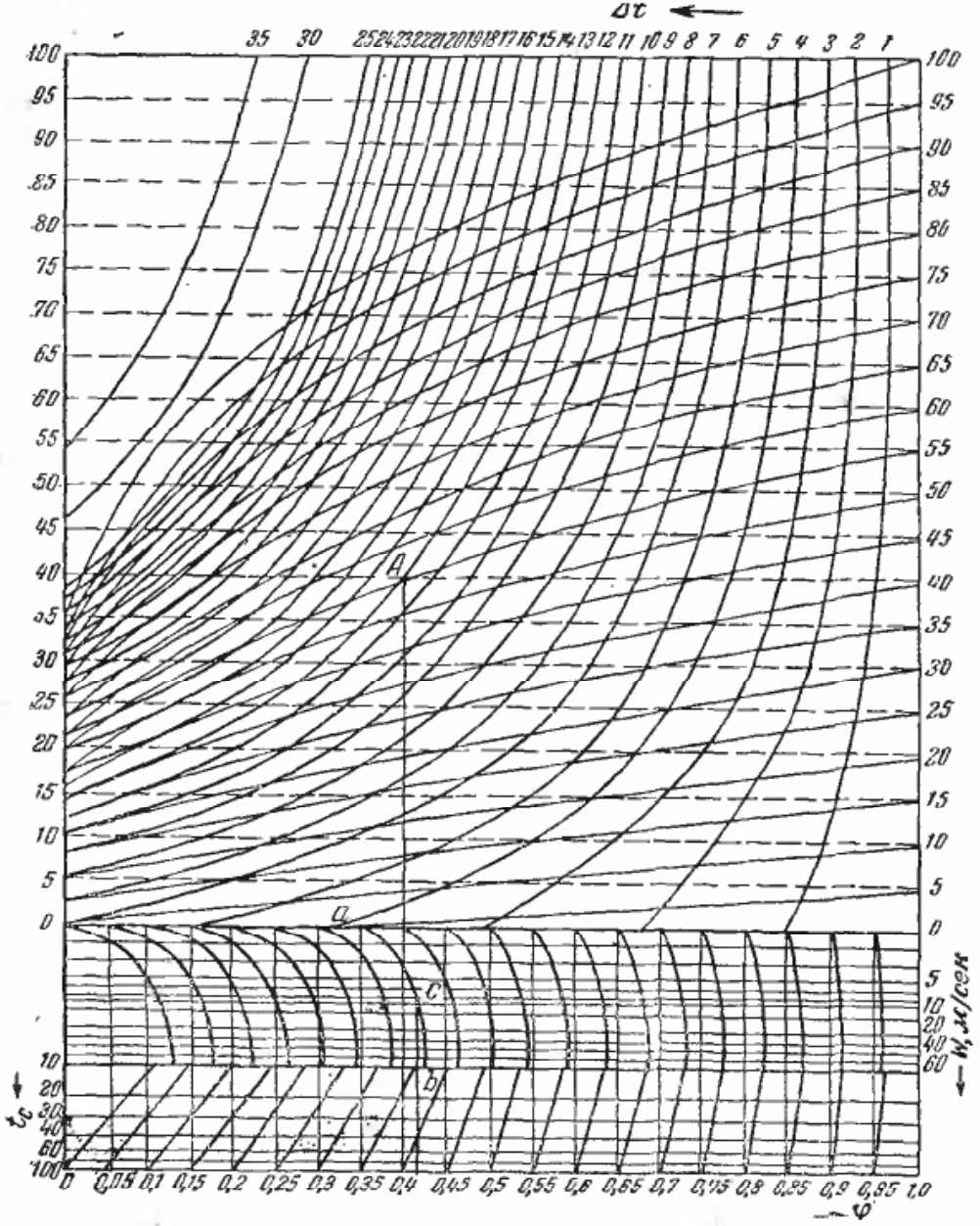


Рис. 12-9. Психрометрическая диаграмма с учетом поправки на скорость воздуха.

влажность среды составит примерно 0,42.

На рис. 12-10 показаны конструкции прямого и углового ртутных психрометров. Для получения правильных показаний мокрого термометра необходимо возможно более плотное прилегание фитиля к резервуару термометра. Для этой цели фитиль, изготовляемый из марли или батиста, перехватывается сверху и снизу ртутного шарика хлопчатобумажной нитью. Ртутный резервуар должен быть обернут марлей не более чем в два слоя. Для достаточно удовлетворительного смачивания фитиля следует применять дистиллированную воду. В противном случае на фитиле быстро откладываются растворенные в воде соли, фитиль пересыхает и требует частой смены.

Оба резервуара термометров должны быть открыты так, чтобы возле них не образовался застой воздуха. Для защиты от лучеиспускания ртутные резервуары психрометра необходимо экранировать — защищать листом фанеры, картона и т. п.

Необходимо также, чтобы расстояние между уровнем воды и резервуаром термометра было не больше 2—3 *см* для обеспечения полного увлажнения последнего до верхней части фитиля. В этом отношении следует указать на преимущество изображенного на рис. 12-10,*а* устройства, поддерживающего постоянный уровень воды у фитиля.

При установке психрометра в воздуховоде надо на конец ткани, опущенной в стаканчик, прикрепить небольшой груз, для того чтобы по-

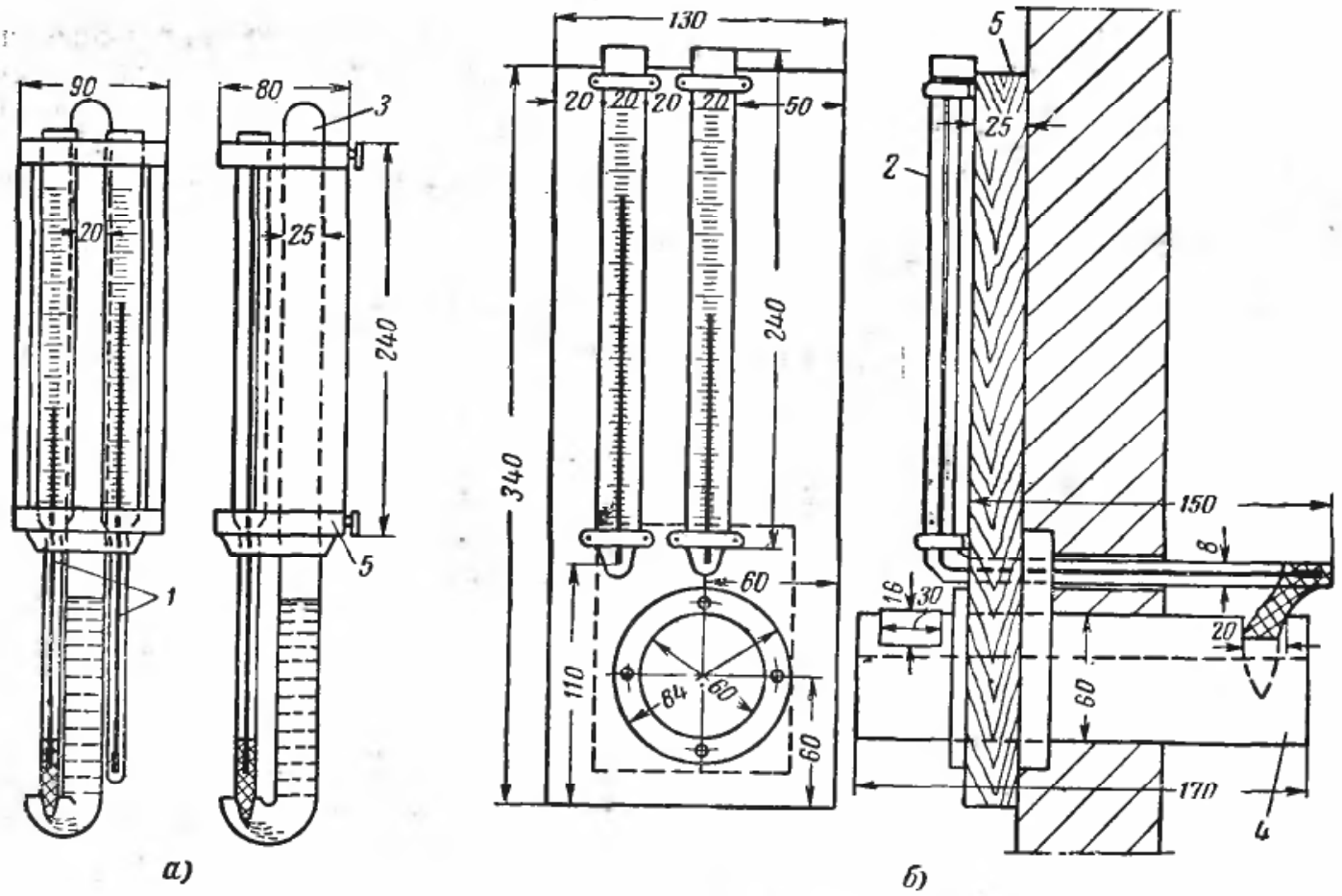


Рис. 12-10. Психрометры с неорганизованной циркуляцией около ртутного резервуара.
1 и *2* — прямые и угловые ртутные термометры; *3* — стеклянная трубка; *4* — сосуд для воды из оцинкованной стали; *5* — деревянный штатив.

ток воздуха не вынес ее из стаканчика.

Перед установкой термометров их показания сверяются с показаниями контрольных термометров. Для этой цели они погружаются в сосуд с горячей водой и при последующем охлаждении через каждые 10° С производится одновременная запись показаний всех термометров. Неудобством изображенного на рис. 12-10,*а* психрометра с прямыми ртутными термометрами является необходимость заходить в сушильную камеру для отсчетов, в то время как конструкция психрометра с угловыми термометрами (рис. 12-10,*б*) позволяет вводить в сушильную камеру только ртутный резервуар, а шкалу термометра помещать с наружной стороны сушилки. Однако угловые термометры очень хрупки и часто бьются, поэтому они не нашли широкого применения в сушильной технике.

Психрометрической коэффициент A [формула (12-6)] сильно зависит от скорости воздуха в области малых значений скоростей и мало изменяется при больших скоростях воздуха. Поэтому предложен психрометр с принудительным движением воздуха, конструкция которого показана на рис. 12-11.

По двум трубкам *1*, в которых помещены термометры *2*, воздух со скоростью 3—5 *м/сек* просасывается вентилятором *3*, действующим от заводной пружины. На ртутный резервуар мокрого термометра надет батистовый колпачок, который смачивается водой при помощи пипетки. Таким образом, непрерывное смачивание батистового колпачка отсутствует, а следовательно, нет уверенности в том, что при установившемся состоянии (через некоторое время после начала действия вентилятора), когда можно делать отсчет, колпачок будет полностью мокрым. Это не дает возможности быть уверенным в точности показаний такого психрометра.

Замер обычными ртутными термометрами температуры и влажности сушильного агента в сушильных камерах в большинстве случаев неприменим, так как требуется входить в них, чтобы снять показания термометров; последнее бывает не-

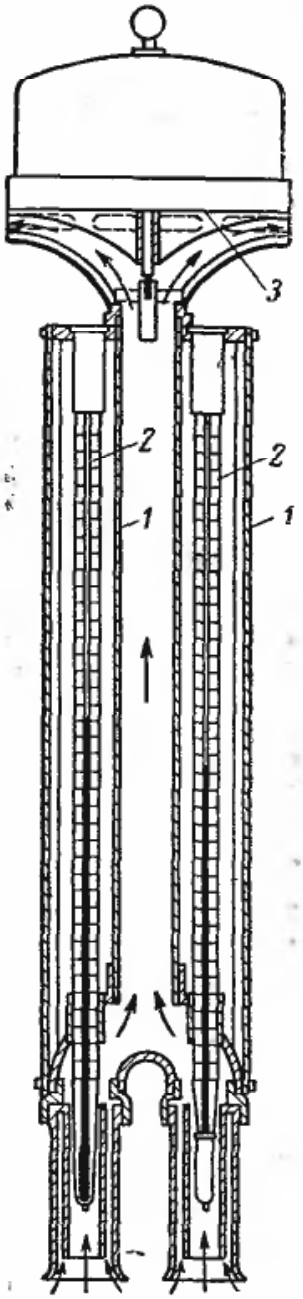


Рис. 12-11. Психрометр с искусственной циркуляцией воздуха.

1 — корпус; *2* — термометры; *3* — пружинный вентилятор.

допустимо по условиям высоких температуры и влажности, вредно сказывающихся на человеческом организме. Поэтому применяют различные дистанционные манометрические и электрические психрометры. Манометрические психрометры ТГ-420 (рис. 12-12), ТГ-620 и др. уступают электрическим. Они более сложны в устройстве, менее точны в показаниях, более инерционны, имеют меньшую дальность действия.

Достоинством приборов, работающих на термопарах, является отсутствие источника питания. Однако термопары создают достаточную э. д. с. только при значительной разности температур холодного и горячего спаев и отклоняют стрелку гальванометра на достаточную величину шкалы. Они удобны для измерения температур в топках газовых сушилок или там, где при измерении отпадает необходимость в установке компенсатора температуры холодного спая, не требуется большая точность, что упрощает схему и делает ее удобной для эксплуатационных условий. При измерении в сушильных установках температур порядка 100—150° С с точностью до ±1° С термопары должны иметь чувствительные гальванометры (лабораторного типа), а в схеме необходимо предусмотреть усилители напряжения, иметь компенсатор температуры холодного спая. Это усложняет условия эксплуатации и термопары уступают место термометрам сопротивления.

Заслуживает внимания разработанный в ЦНИИМОД Н. А. Першановым и В. Ф. Крючковым многоточечный электропсихрометр с применением логометра ПП-53 и в качестве датчиков полупроводниковых термосопротивлений (термисторов), выпускаемых в настоящее время отечественной промышленностью (рис. 12-13 и 12-14).

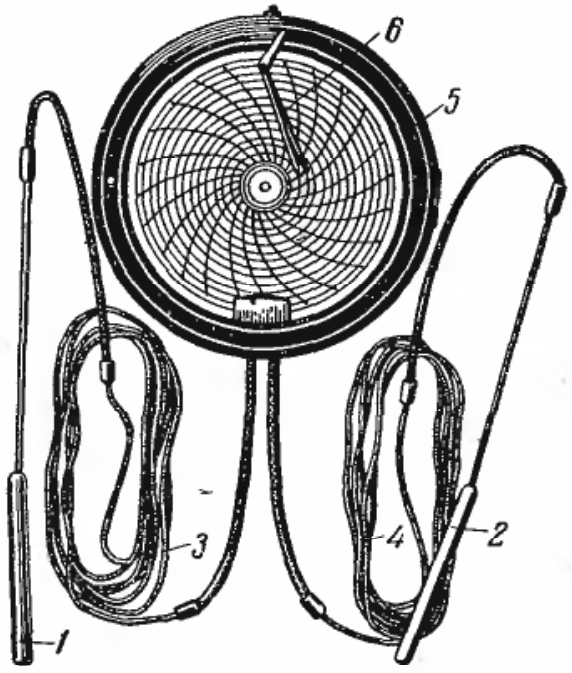


Рис. 12-12. Дистанционный манометрический психрометр-психрограф ТГ-420.

1—2 — термобаллоны — сухой и мокрый; *3—4* — капиллярные трубки, соединенные с манометрическими пружинами; *5* — корпус с диаграммным бланком; *6* — пишущие стрелки.

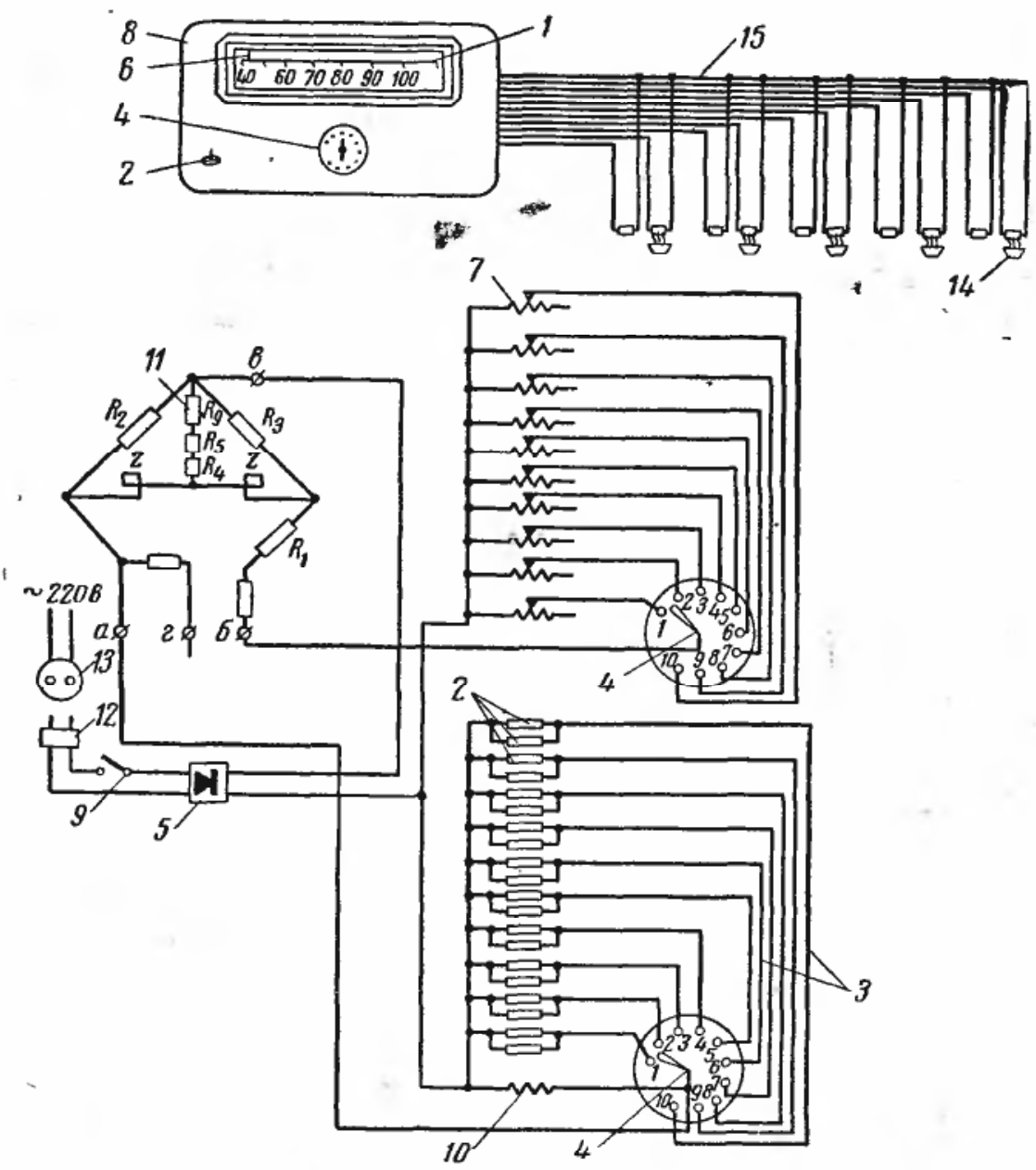


Рис. 12-13. Схема дистанционного электропсихрометра на полупроводниковых термодатчиках с логометром.

1 — логометр ЛПр-53; *2* — полупроводниковые термосопротивления; *3* — соединительные провода; *4* — переключатель десятиточечный; *5* — трансформатор с выпрямителем; *6* — стрелка прибора; *7* — переменные проволочные сопротивления; *8* — корпус прибора; *9* — выключатель тока; *10* и *11* — шунтирующие дополнительные сопротивления; *12* и *13* — штепсельная вилка и розетка; *14* — сосуд с водой для мокрого термометра; *15* — общий провод; *а* — клемма подключения линии термометров сопротивления (на приборе обозначена цифрой 1); *б* — клемма подключения линии переменных сопротивлений (на приборе обозначена цифрой 2); *в* — клемма подключения источника питания постоянного тока 4 *в* (на приборе обозначена цифрой 3 со знаком плюс); *г* — свободная клемма (на приборе обозначена цифрой 4).

Полупроводниковые термосопротивления по сравнению с медноволочными обладают значительно бóльшим сопротивлением; например, если при изменении температуры от 0 до 100° С первые меняют сопротивление на 2 230 *ом*, то вторые — всего лишь на 22,5 *ом*. Следовательно, полупроводниковые термодатчики, применяемые в том же логомере ЛПр-53, дают примерно в 100 раз бóльшую чувствительность, чем медные. Это позволяет осуществлять монтаж прибора тонкими проводами, прокладывать их в помещениях с сильно меняющейся температурой. Изменение напряжения в сети на ±20% не оказывает существенного влияния на показания прибора.

В схеме на рис. 12-13 предусмотрены переменные проволочные сопротивления, служащие для точной установки показаний термодатчиков на температурной шкале гальванометра, которые могут иметь различные характеристики.

Схема рассчитана на измерение 10 параметров сухого и мокрого термометров в пяти лесосушильных ка-

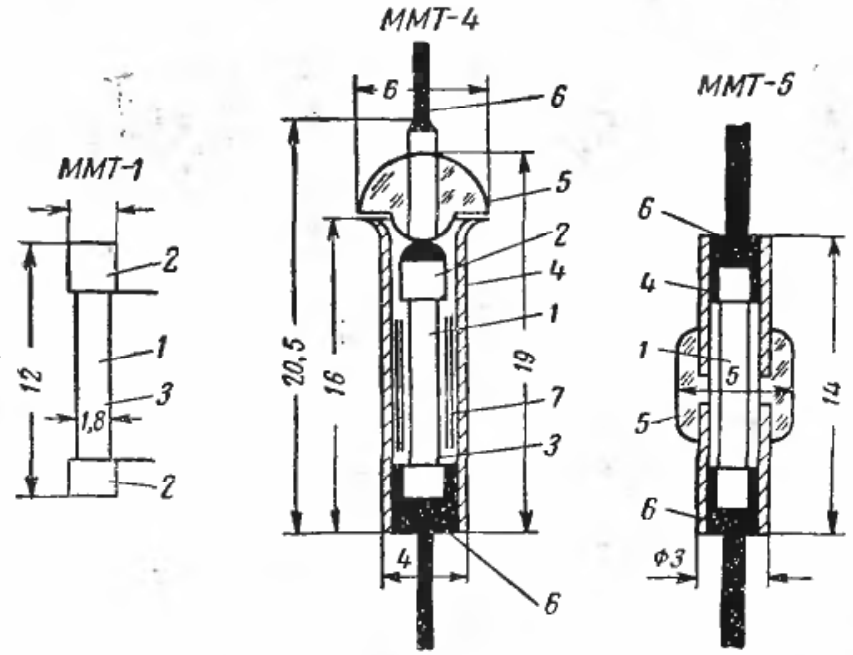


Рис. 12-14. Конструктивное оформление полупроводниковых термосопротивлений.

1 — тело термосопротивления; *2* — контактные колпачки; *3* — слой эмалевой краски; *4* — защитный металлический чехол; *5* — стеклянный изолятор; *6* — слой олова; *7* — металлическая фольга.

рует $t_м$ и $t_с$. Определив по показаниям психрометра влажность газов, определяют их влагосодержание d. Зная d и действительную температуру газов (до охлаждения в мерной трубке), можно определить их теплосодержание и коэффициент избытка воздуха.

Г. Е. Вишневским для измерения влажности воздуха разработан литиевый датчик [Л. 15], показанный на рис. 12-17.

В качестве основы конструкции датчика служит никелевый капилляр диаметром от 0,3 до 0,6 *мм* и длиной 35—40 *мм*. Внутрь капилляра введена медь-константановая термопара, изолированная шеллачным лаком. Кроме того, проводники термопары покрыты тонким слоем полистирола. Внутренняя и наружная поверхности капилляра покрываются тонким слоем полистиролового лака (0,1 *мм*), который не адсорбирует влагу, благодаря чему уменьшается инерционность этого датчика. Снаружи на капилляр бифилярно наматываются два никелевых электрода диаметром 0,03 *мм*, которые покрываются слоем поливинила, пропитанного литием. Защитный слой состоит из той же поливиниловой пластмассы с укрепляющими этот слой добавками (например, тальком) или заменяются перфорированным металлическим чехлом. Температура окружающей среды измеряется при помощи внутренней термопары.

Поливиниловый слой, пропитанный литием, обладает способностью быстро поглощать или отдавать влагу окружающей среде, т. е. стремится быть постоянно в гигротермическом равновесии с окружающей средой. Электрическое сопротивление этого слоя зависит от влажности, что позволяет по измеренной величине сопротивления в цепи датчика влажности судить о влажности окружающей среды.

мерах. Для надежного питания водой мокрого термометра разработана система индивидуального питания от сосуда с дистиллированной водой, имеющего две трубки (рис. 12-15).

Для измерения влажности газов при высоких температурах их необходимо предварительно охладить при постоянном влагосодержании, для того чтобы при измерении вода, смачивающая поверхность марли мокрого термометра, не нагревалась до температуры кипения. Для этой цели отбираемые для определения влажности пробы газа пропускают через неизолированную длинную металлическую трубку, охлаждая их до температуры ниже 100° С. Трубку подключают к специальному металлическому сосуду, в который устанавливают сухой и мокрый ртутные термометры либо, если требуется дистанционное измерение, термобаллоны или термометры сопротивления. Конструкция такого психрометра показана на рис. 12-16. Патрубок *7* присоединен к трубке, подающей газ, а патрубок *8* — к отводящей трубке, которую присоединяют ко всасывающей линии вентилятора или к дымовой трубе. Благодаря такой схеме присоединения через психрометр непрерывно проходят отбираемые газы и он фикси-

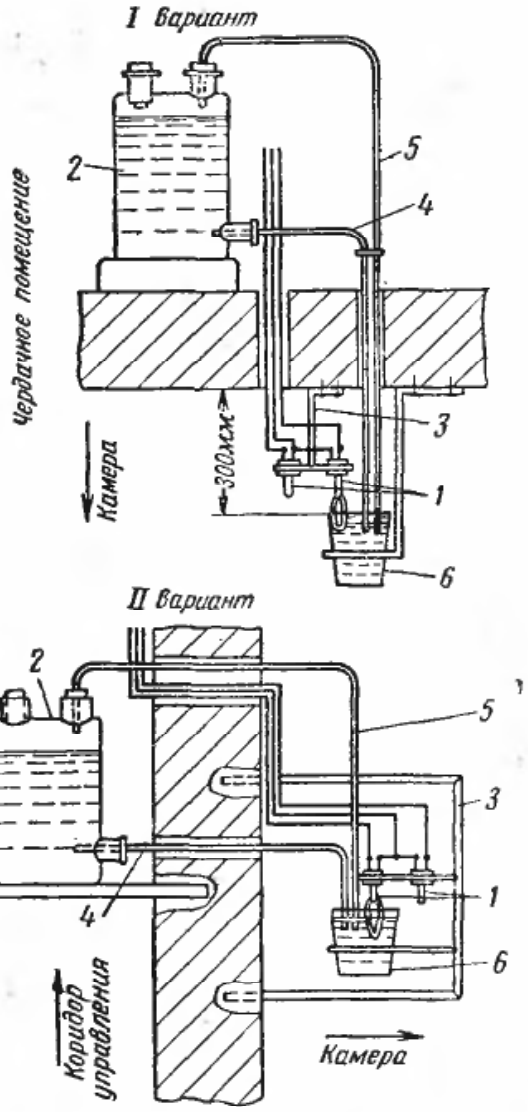


Рис. 12-15. Система индивидуально замкнутого питания водой мокрого термометра с двумя трубками.

1 — датчики температуры; *2* — сосуд с дистиллированной водой; *3* — кронштейн для крепления датчиков; *4* — водяная трубка; *5* — воздушная трубка; *6* — стаканчик с водой.

Для работы с датчиком необходимы гальванометр, измеряющий малые э. д. с. при определении температуры датчика, и прибор для измерения сопротивления при определении влажности воздуха. Величина тока в цепи датчика не должна превышать 100—200 *мка*. Диапазон влажности воздуха, измеряемой датчиком, зависит от содержания хлористого лития в чувствительном слое и напряжения питающего электрическую цепь датчика. При тарировке датчика удается, сохраняя постоянное напряжение, с достаточной точностью производить измерения влажности воздуха в наиболее часто встречающемся на практике интервале от 50 до 100%.

Для более широкого диапазона влажностей требуется или менять напряжение, или устанавливать два датчика. Приведенный литиевый датчик упрощает исследование полей концентраций в пограничном слое, а также имеет перспективу применения для определения влажности поверхности тонких материалов, находящихся в равновесии с влажностью окружающей среды. Помещая, например, литиевые датчики над поверхностью движущейся в сушильных машинах бумаги, ткани и тому подобных материалов, можно с достаточной для практики точностью определять изменение их влажности и регулировать процесс сушки.

3. Измерение скорости и количества циркулирующего сушильного агента. Для контроля и измерения количеств циркулирующего сушильного аген-

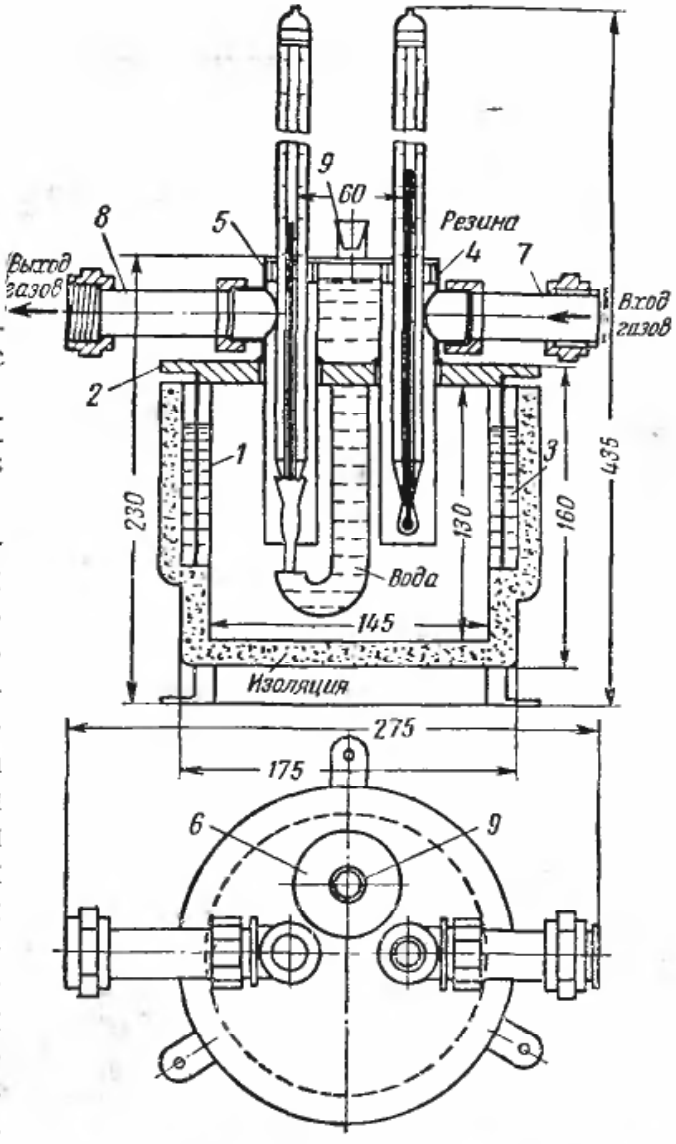


Рис. 12-16. Психрометр для высоких температур.

1 — корпус; *2* — крышка; *3* — масляный затвор; *4* и *5* — штуцера для установки сухого и мокрого термометров; *6* — резервуар с водой; *7* и *8* — патрубки для подвода и отвода газов; *9* — резиновая пробка.

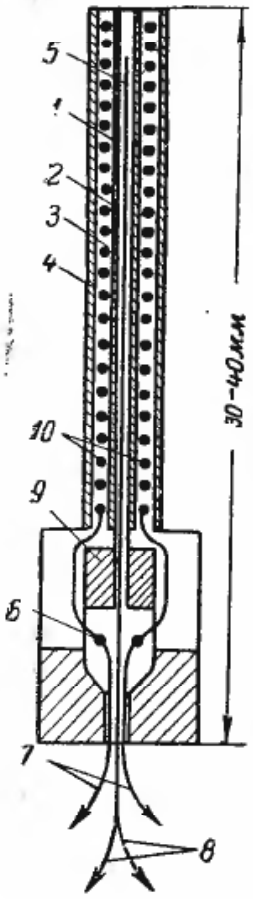


Рис. 12-17. Схема устройства литиевого датчика для измерения температуры и влажности воздуха.

1 — никелевый капилляр; *2* — слой полистиролового лака; *3* — влагочувствительный слой; *4* — защитный слой; *5* — спай термопары; *6* — соединение электродов датчика влажности; *7* — выводные проводники датчика влажности; *8* — проводники термопар; *9* — головка датчика из органического стекла; *10* — электроды датчика из никеля или платины диаметром 0,02—0,05 *мм*.

та при скоростях, бо́льших 4 *м/сек*, применяют пневмометрические трубки. Наибольшее применение получила пневмометрическая трубка, показанная на рис. 12-18. В ней изогнутая трубка *1* имеет открытый конец *а*, который направлен против (навстречу) потока и служит для определения полного напора h (статический и динамический). Другой канал (*2*) прибора имеет узкую щель *б*, перпендикулярную к потоку газа, и служит для замера статического давления. Оба канала (трубки) прибора заканчиваются в головке прибора независимыми патрубками, обозначенными знаками + и —.

Пневмометрическая трубка обычно соединяется с наклонным микроманометром так, как это показано на рис. 12-18. Микроманометр указывает при этом динамический напор.

Пневмометрические трубки с соотношениями размеров, указанными на рис. 12-18, обладают свойствами давать показания, почти не зависящие от угла, под которым они установлены к направлению движения газового потока, в пределах от 0 до 17°. Это происходит оттого, что суммарный и статический напоры при повороте трубки меняются так, что их разность остается (в пределах указанных углов) практически постоянной. В технических условиях измерений поправочный коэффициент для данного прибора можно считать равным 1,0. Однако для потоков со значительным турбулентным движением поправочный коэф-

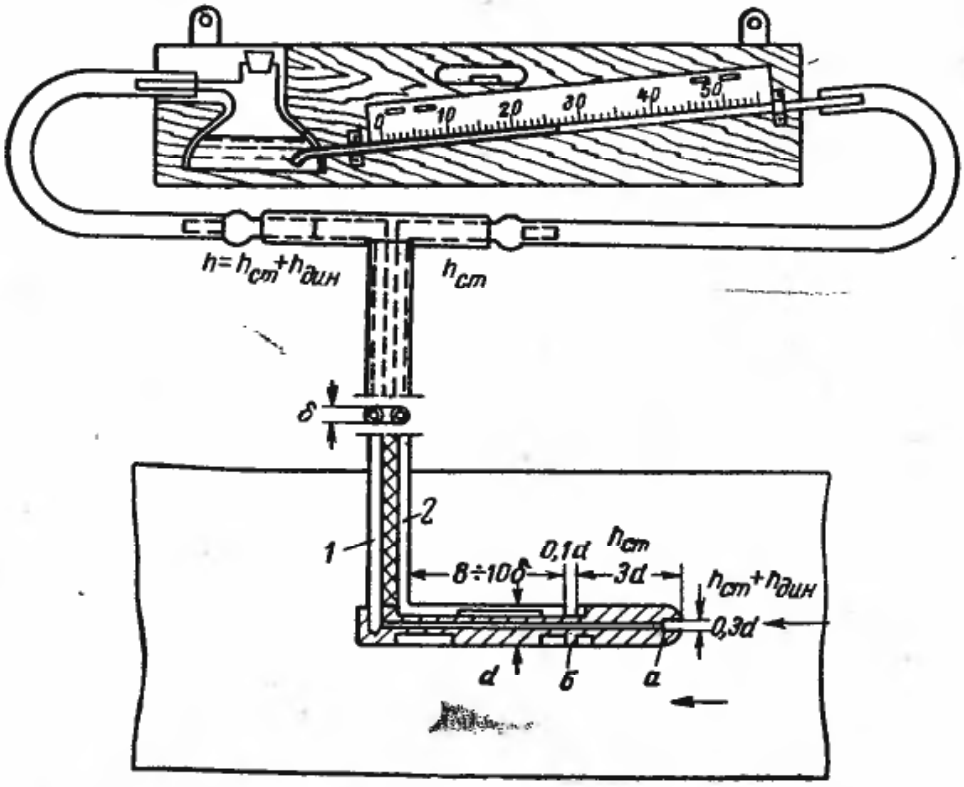


Рис. 12-18. Схема соединения пневмометрической трубки с микроманометром.

фициент для приборов может составлять 1,04—1,05.

Скорость воздуха при измерении пневмометрическими трубками определяется по формуле

$$v \approx 4{,}43 \sqrt{\frac{h_д}{\gamma}}, \qquad (12\text{-}7)$$

где γ — удельный вес сушильного агента, *кг/м³*;

$h_д$ — динамический напор потока, *мм вод. ст.*

При измерении пневмометрическими трубками скоростей от 4 до 10 *м/сек* следует пользоваться микроманометрами с наклонной шкалой (ЦАГИ, МФУ и др.); при скоростях, бо́льших 10 *м/сек*, можно применять U-образный манометр.

Для определения малых скоростей воздуха (<4 *м/сек*) в открытых концах труб, вентиляционных отверстиях, деревянных проемах и т. д. неудобно пользоваться пневмометрическими трубками, так как обычно при этом разность высот столбов жидкости в манометрах мал и отсчет с достаточной точностью труден. В этих случаях применяют крыльчатые анемометры.

Для измерения малых скоростей воздуха (до 4 *м/сек*) применяются также электроанемометры, принципиальная схема и внешний вид которого показаны на рис. 12-19. Принцип действия электроанемометра следующий. Тонкую платиновую или нихромовую нить *1* длиной 10—12 *мм* и диаметром 0,5 *мм* нагревают постоянным током до 300—350° С от акккумулятора, имеющего напряжение 1,8—2 *в*. Температура нагрева нити определяется медь-константановой термопарой *2*. При постоянной величине тока и постоянном сопротивлении проволоки ее температура зависит только от скорости воздушного потока: чем больше скорость, тем меньше температура нити, и наоборот. Скорость потока измеряется путем регистрации величины тока или разности потенциалов при помощи гальванометра *3*. Тарирование электроанемометра производится в специальной аэродинамической трубе, однако при измерении газовых потоков

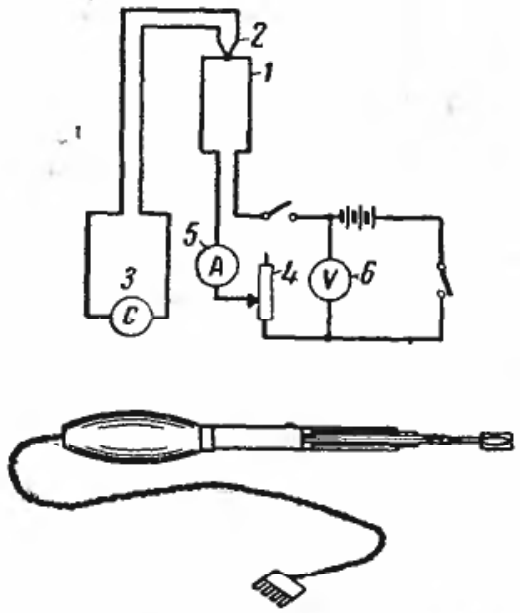


Рис. 12-19. Схема и устройство электроанемометра для измерения потоков с малыми скоростями (от 0,1 до 2—3 *м/сек*).

с большой степенью турбулентности ошибка показаний может достигать 10—15%. Для поддержания постоянной величины тока к нитям накала подключается реостат *4*, а для контроля постоянства величины тока — амперметр *5* и для контроля напряжения батареи — вольтметр *6*.

Для измерения средних скоростей сушильного агента в сушильной установке в местах, недоступных для измерения пневмометрической трубкой (в маленьких щелях, внутри штабеля), могут быть применены термоанемометры. На рис. 12-20 показана схема термоанемометра с постоянным сопротивлением нити. Основной частью схемы является равновесный мост, в качестве одного из плеч которого включается насадка *1* с накаливаемой электрическим током платиновой или нихромовой нитью. Последовательно соединенная с нитью ветвь R_1 мостика представляет собой не зависящее от температуры сопротивление, которое можно менять в пределах от 0,1 до 1.1 *ом* в различных комбинациях в зависимости от сопротивления насадки; две другие ветви R_2 и R_3 имеют большее сопротивление, порядка 500 *ом* каждая, чтобы можно было пренебрегать током, ответвляющимся мимо насадки. Постоянство величины тока, протекающего через нагревательный элемент, обеспечивается

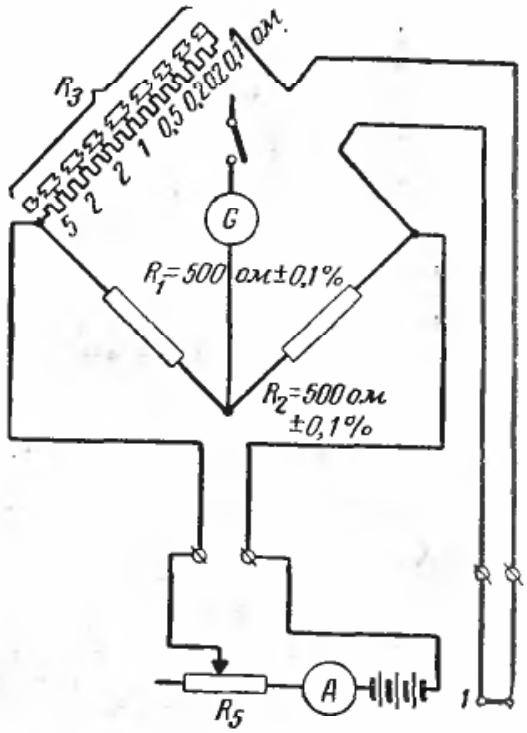


Рис. 12-20. Схема термоанемометра для измерения воздушных потоков со средними скоростями (от 4 до 10—15 *м/сек*).

тем, что сопротивление R_5 берется намного больше сопротивления элемента. На диагонали мостика устанавливается нулевой гальванометр, который служит индикатором баланса при данной средней скорости.

Тарировка термоанемометра производится в аэродинамической трубе методом постоянного сопротивления, основанным на изменении величины тока, протекающего через нагреваемый элемент. С изменением скорости воздуха, охлаждающего элемент, сопротивление его изменяется, мостик выходит из равновесия, что проявляется в увеличении тока. Затем приводят снова в равновесие мостик и, таким образом, находят зависимость тока i от скорости u и строят тарировочную кривую $i=f(u)$. Этой кривой в дальнейшем и пользуются для определения средних скоростей газового потока в недоступных местах. Недостатками этих приборов являются необходимость частой тарировки их и неточность при измерении воздушных потоков с большой степенью турбулентности, а также частое перегорание или обрыв нити накала.

При измерении скоростей анемометром или пневмометрическими трубками в сечениях больших каналов, проемов или трубопроводов надлежит предварительно разбить эти сечения на равновеликие площади, а затем устанавливать прибор для замера в центральных точках таких мелких площадок.

Замер и отсчет делаются в каждой точке дважды — для контроля. Все замеры должны быть одинаковой продолжительности (например, по 1 *мин*).

Определив скорости в каждой точке сечения канала (с введением поправок по паспорту для данного прибора), вычисляют среднюю скорость в канале.

Измерение расхода сушильного агента острыми диафрагмами. При измерении расхода сушильного агента с помощью острых диафрагм, установленных между фланцами воздуховода и не имеющих кольцовых зазоров, расстояния от диафрагмы до патрубков для замера напоров p_0 и p_1 или p_2 необходимо строго соблюдать размеры согласно схеме на рис. 12-21 и следующим ниже указаниям о выборе расстояния a.

Расход сушильного агента в воздуховоде определяется по формуле

$$u = km\sqrt{\frac{2g}{\gamma}\Delta p}\ м/сек, \quad (12\text{-}8)$$

где m — отношение площади проходного сечения острой диафрагмы к площади воздуховода:

$$m = \frac{f_д}{F} = \left(\frac{d}{D}\right)^2,$$

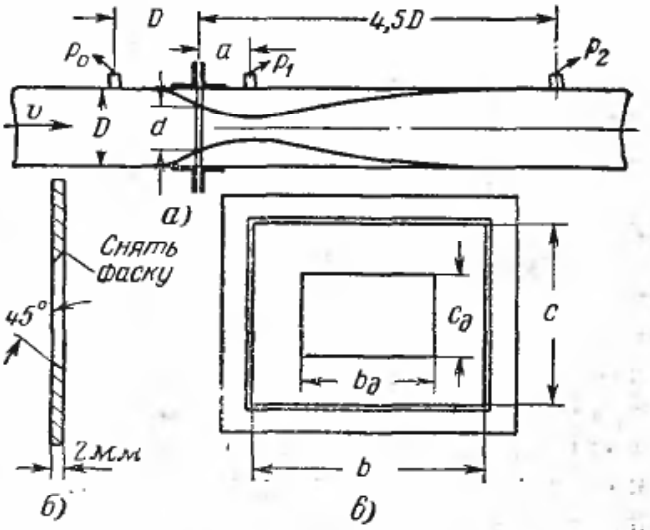


Рис. 12-21. Измерение расхода газа острой диафрагмой.

а — схема установки диафрагмы в круглой трубе; *б* — эскиз диафрагмы; *в* — установка диафрагмы в прямоугольной трубе.

$$k = 0{,}48\frac{1{,}23 - m}{1 - m} \text{ при } \Delta p = p_0 - p_1,$$

или

$$k = 0{,}29\frac{2{,}2 - m}{1 - m} \text{ при } \Delta p = p_0 - p_2;$$

Δp — перепад давлений, *мм вод. ст.*;

g — ускорение силы тяжести, *м/сек²*;

γ — удельный вес сушильного агента, *кг/м³*.

Бо́льшая точность измерений получается при $p_0 - p_1 > p_0 - p_2$ поэтому p_1 необходимо измерять в месте наибольшего сужения потока воздуха или газа.

Для $m = 0{,}3 \div 0{,}65$ $a \approx 0{,}5$ D; точность замера—до 2%. При установке диафрагмы ее центр должен совпадать с центром сечения трубы; указанная точность замера получается в том случае, если эксцентрицитет не превышает 2%. Формула пригодна и для подсчета расходов в прямоугольных трубах; в этом случае диафрагма должна быть геометрически подобной сечению трубы, как это показано на рис. 12-21,*в*:

$$b_д = b\sqrt{m};\ c_д = c\sqrt{m};$$

$$\frac{f_д}{F} = \frac{b_д c_д}{bc} = m.$$

Диафрагма должна устанавливаться на прямом участке трубопровода с таким расчетом, чтобы местные сопротивления не оказывали влияния на $p_0 - p_1$ и $p_0 - p_2$. Если диафрагма устанавливается на выходном участке трубы, то p_1 равно атмосферному давлению.

Толщина диафрагмы должна быть не больше 2 *мм*. Входная кромка отверстия диафрагмы должна быть острой и не иметь заусенцев.

На рис. 12-22 в качестве примера показана схема теплового контроля конвейерной сушилки для ла-

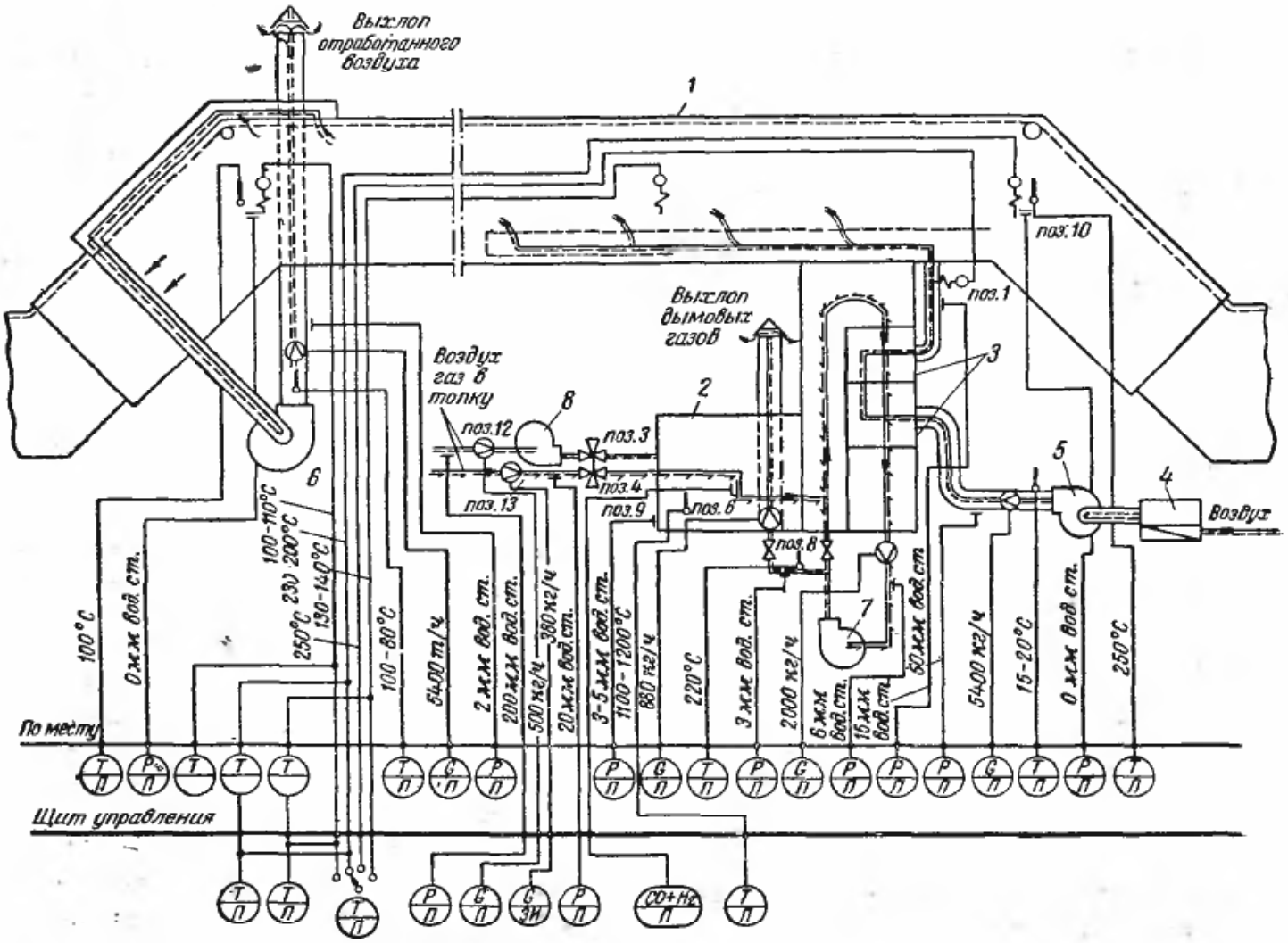


Рис. 12-22. Схема контрольно-измерительных приборов и автоматики конвейерной сушилки (рис. 4-19).

1 — сушилка; *2* — топка; *3* — подогреватель воздуха; *4* — фильтр для очистки воздуха; *5* — вентилятор для подачи воздуха в сушилку; *6*$_э$ — вентилятор для отсоса воздуха; *7* — рециркуляционный дымосос; *8* — дутьевой вентилятор.

кокрасочных изделий, конструкция которой была показана на рис. 4-19 и описание которой было дано в гл. 10. В этой сушилке требуется регулировать температуру воздуха по зонам с таким расчетом, чтобы она изменялась по длине сушилки в пределах от 240 до 130° С. Кроме того, необходимо, чтобы не было неорганизованного воздухообмена и воздух подавался и отводился из сушилки только с помощью вентиляционной системы.

Контроль температур по зонам сушильной камеры осуществляется с помощью термометров сопротивления, которые воздействуют на указывающий или регистрирующий механизм. В некоторых случаях эти же термометры сопротивления могут служить и датчиками для регуляторов температуры. От термометра сопротивления (поз. *1* рис. 12-22), установленного на подводящем воздуховоде, который на показанной схеме также служит датчиком для регуляторов расхода поз. *3* и *4*, регистрируется температура воздуха, входящего в камеру. Все термометры сопротивления выбраны из никелевой проволоки. При изменении температуры воздуха на 1° С их сопротивление изменяется на 0,5 *ом*. Измерение сопротивлений термометров сопротивления производится логометром.

Для измерения температуры газов из топки установлена платинородиевая термопара, так как в топке температура может доходить до 1 200° С. Показания ее определяются по гальванометру. Для измерения температуры в камере смешения топки (с температурой 900—800° С) установлена хромель-алюмелевая термопара. Давление в топке и сушилке изменяется незначительно (до 15 *мм вод. ст.*) и измеряется при помощи наклонных тягомеров поз. *9* и *10*. Измерение количества воздуха и газа производится с помощью острых диафрагм поз. *12* и *13*, установленных на трубопроводах. Расходомер, установленный на линии подачи газа в топку, имеет самопишущий прибор. Контроль за процессом горения осуществляется с помощью газоанализатора. Кроме того, устанавливаются и многие другие контрольно-измерительные приборы, не указанные на схеме. Кроме схемы контрольно-измерительных приборов, эта сушилка имеет автоматическое управление и автоблокировку, которые описаны ниже.

ГЛАВА ТРИНАДЦАТАЯ

АВТОМАТИЗАЦИЯ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

13-1. Классификация способов автоматизации

Современное развитие техники сушки материалов в значительной степени связано с применением высоких температур, а в ряде случаев и влажностей сушильного агента или мощных лучистых потоков при радиационной сушке, так как это дает возможность интенсифицировать процесс сушки материалов. Однако эффективное управление быстропротекающими процессами сушки невозможно без применения автоматического регулирования и управления. При ручном регулировании в этих случаях невозможно осуществить точное поддержание высоких температур сушильного агента или излучающей поверхности в заданных пределах, Поэтому неизбежны хотя бы кратковременные превышения заданной температуры, а это часто приводит к порче сушимого материала и сводит на нет все преимущества радиационной сушки или применения высоких параметров сушильного агента. Применение автоматизации и автоблокировки в сушильных установках необходимо и по требованиям техники безопасности, например при сушке токами высокой частоты, при сушке взрывоопасных и ядовитых веществ и т. п.

Автоматизация управления повышает культуру эксплуатации и к. п. д. сушильной установки, уве-

личивает ее производительность, улучшает качество сушки, повышает надежность работы, облегчает условия труда и позволяет уменьшить количество обслуживающего сушилку персонала.

Однако автоматизация не должна являться самоцелью; она прежде всего должна обеспечить значительное повышение производительности труда. Ее применение связано со значительными затратами средств, поэтому ее рационально осуществлять прежде всего только при быстропротекающих процессах сушки, когда невозможно обойтись без автоматического регулирования и управления.

Нам представляется, что в настоящее время по экономическим соображениям нерационально применять сложное автоматическое регулирование и управление, например, в камерных сушилках, обладающих большой инерционностью и где продолжительность сушки определятся несколькими сутками.

Современная техника комплексной автоматизации и механизации достигла значительного совершенства, и в настоящее время применяются:

1. Автоматическое регулирование сушилок непрерывного действия, обеспечивающее постоянство заранее заданных значений одного или нескольких параметров режима сушки, например температуры и влажности сушильного агента в различных зонах рабочей камеры сушилки.

2. Программное автоматическое регулирование сушилок периодического действия, обеспечивающее (заранее заданное) регулирование параметров режима сушки по мере протекания процесса сушки, т. е. изменение непрерывно или через определенные промежутки времени температуры и влажности сушильного агента в рабочей камере сушилки.

3. Автоматическая защита и сигнализация, предохраняющие сушильный агрегат от аварии. На рис. 13-1 приведена схема автоматического сигнализатора ВТИ, применяемого в сушилках, работающих на топочных или дымовых газах.

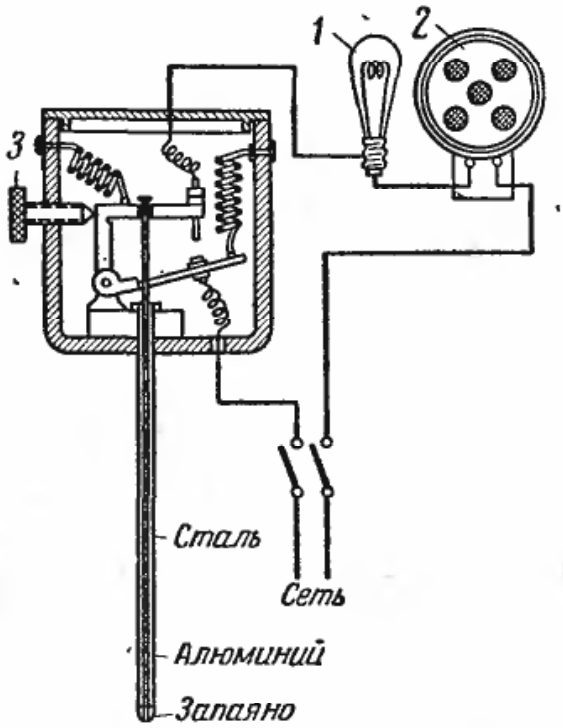


Рис. 13-1. Автоматический сигнализатор ВТИ.
1 — световой сигнал; *2* — звуковой сигнал-сирена; *3* — установочный винт.

Термореле сигнализатора устанавливают в каналах, подающих смесь горячих газов с воздухом в рабочие камеры сушилок. При повышении температуры смеси сверх допустимой даже на 1° С термореле включает контакты и замыкает электрическую сеть; при этом зажигается соответствующая лампа красного цвета и включается сирена. В таком случае переключают выход газов из топки на трубу, выясняют причину повышения температуры и ликвидируют замеченные неисправности.

Обычно при установке сигнализаторов в нескольких сушилках делают один звуковой сигнал. В схеме предусматривается кнопка для прекращения звукового сигнала и возможности его последующего включения, если в этот же момент, когда еще не ликвидирована авария в первой камере, повысится температура в какой-либо другой камере. При наличии автоматического регулирования термосигнализацию в ряде случаев не устраивают.

Средствами защиты в сушильных установках является также устройство взрывных клапанов, предохранительных клапанов и ава-

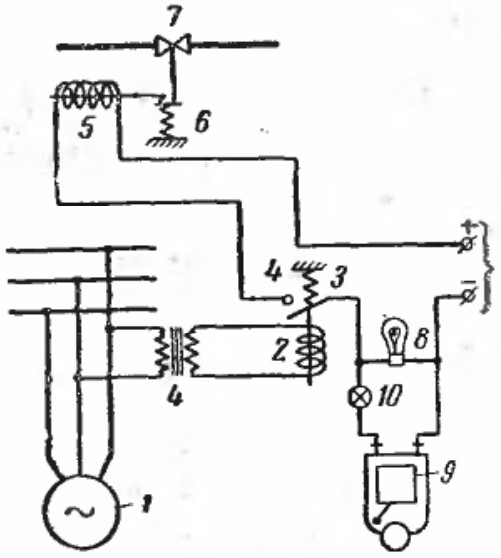


Рис. 13-2. Схема автоматической блокировки и сигнализации.

1 — электродвигатель; *2* — соленоид; *3* — пружина; *4* — контакт; *5* — соленоид; *6* — пружина; *7* — клапан; *8* — сигнальная лампа; *9* — звонок; *10* — выключатель.

рийных выключателей различных видов.

4. Автоматическая блокировка, обеспечивающая включение и выключение группы вспомогательных механизмов и органов управления (задвижек, вентилей, заслонок и т. п.) с определенной последовательностью, требующейся по технологическому процессу. Такой блокировкой, например в малярных сушилках, являются автоматическое выключение подачи газа к горелкам, переключение газов из топки на дымовую трубу и остановка конвейера сушимых материалов, если произойдет аварийная остановка дутьевого вентилятора.

В некоторых случаях автоматическая блокировка связывается с сигнализацией. Примером такого совмещения в простейшем виде является схема, изображенная на рис. 13-2, принцип действия которой следующий: при остановке электродвигателя *1*, привода дутьевого вентилятора, подающего воздух в топку, размагничивается соленоид *2*. Пружина *3* вытягивает сердечник из соленоида и замыкает контакт *4*. После этого соленоид *5* втягивает сердечник с предохранителем. Пружина *6* закрывает клапан *7* подачи газа в топку; одновременно с этим зажигается сигнальная лампа *8* и начинает работать звонок *9*. Звуковой сигнал при помощи выключателя *10* прерывают, а после запуска дутьевого вентилятора включают.

5. Кроме автоматического регулирования, защиты и блокировки, в некоторых сушильных установках может применяться дистанционное управление, позволяющее пускать и останавливать отдельные вспомогательные механизмы сушильного агрегата: вентиляторы, дымососы, форсунки, насосы и т. п. на расстоянии, со щита управления. Дистанционное управление выполяется обычно электрическим или пневматическим. Таким образом, роль и функции автоматических устройств весьма разнообразны.

Однако следует учесть и то обстоятельство, что внедрение автоматики требует конструктивного усложнения отдельных элементов сушильного агрегата — применения механизированных дверок, заслонок, задвижек, вентилей, специальных электродвигателей, вендрения механизированных топок для сжигания твердого топлива и т. д. и повышает стоимость оборудования.

Автоматические регуляторы бывают прямого и не прямого действия. Автоматические регуляторы без усиления, или прямого действия, состоят из чувствительного элемента — датчика, измеряющего величину регулирующего параметра (температуру, влажность давление и т. п.) и передающего импульс на исполнительный механизм, который воздействует на регулирующий орган.

В автоматических регуляторах с усилением, или непрямого действия, схема усложняется введением усилителя импульса и более сложного исполнительного механизма.

Наибольшее распространение в сушильной технике получили регуляторы с усилением.

В таких регуляторах для перемещения регулирующего органа используются дополнительные источники энергии. Если для этих целей используется энергия давления жидкости, они носят название гидравлических регуляторов, если используется энергия сжатого воздуха, — пневматических регуляторов, если

используется электрическая энергия, — электрических регуляторов.

Регуляторы часто снабжаются особым устройством, называемым обратной связью. Обратная связь обычно необходима для улучшения процесса регулирования, т. е. ускорения затухания процесса регулирования. Обратная связь бывает жесткой и упругой. Жесткая обратная связь характеризуется тем, что после окончания процесса регулирования регулируемая величина не сохраняется постоянной, а зависит от положения регулирующего органа. Упругая обратная связь характеризуется тем, что ее действие вначале аналогичное действию жесткой связи, заканчивается при постоянном значении регулируемой величины независимо от положения регулирующего органа.

Чувствительным элементом регуляторов (датчиками) в сушильных установках являются контактные ртутные термометры, термопары. проволочные и полупроводниковые сопротивления, манометрические термометры и т. п.

Современные регуляторы осуществляют либо двухпозиционное, либо плавное регулирование; последнее может быть без связей или со связями — жесткой или упругой (изодромное регулирование).

Двухпозиционным называется такое регулирование контролируемого параметра, когда исполнительный механизм останавливается только в крайних положениях, например: «открыто» — «закрыто».

При плавном регулировании исполнительный механизм занимает различные промежуточные положения в строгом соответствии с изменением контролируемого параметра.

При плавном изодромном регулировании благодаря применению упругой обратной связи устраняется остаточная неравномерность, свойственная плавному регулированию с жесткой обратной связью, благодаря чему регулятор обеспечивает наиболее точное регулирование заданного параметра.

В сушильных камерах с большой тепловой инерцией[1] хорошие результаты дает шаговая система плавного регулирования параметров режима сушки.

13-2. Автоматизация в сушилках непрерывного действия

Регулирование в сушилках с электрообогревом. Как было сказано выше, в большинстве случаев электронагрев применяется только в лабораторных сушильных шкафах, служащих для определения влажности материала, или в экспериментальных лабораторных сушилках для установления режимов сушки, требующих точной регулировки только температуры или температуры и влажности воздуха. Схемы регулирования температуры воздуха при электрообогреве получаются наиболее простыми. Примером простейшего регулирования может служить схема с термореле.

Термореле состоит из биметаллических жестко связанных пластинок, выполненных из металлов, обладающих различными коэффициентами линейного расширения. При понижении температуры воздуха в рабочей камере сушилки одна из пластинок деформируется больше другой и прогибает последнюю настолько, что замыкает ею контакт и включает электроподогреватель; наоборот, при повышении температуры пластинки удлиняются—спрямляются; при этом нарушается контакт и выключается подача тока в электроподогреватель. Недостатком таких реле является их большая инерция.

Широкое распространение в лабораторных установках получили схемы регулирования с ртутным контактным термометром. Простейший ртутный контактный термометр представляет собой обычный термометр с двумя электрическими контактами, один из которых соединен с ртутным столбиком, а другой впаян в стеклянный капилляр на высоте, соответствующей положению столбика ртути при определен-

[1] Под тепловой инерцией камеры понимается ее теплоемкость.

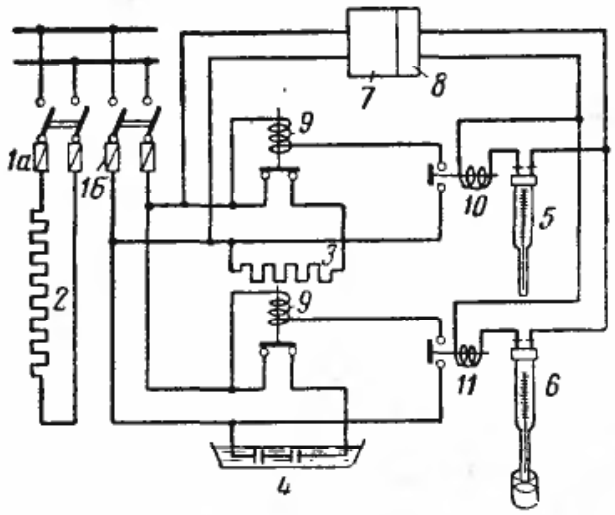


Рис. 13-3. Схема регулирования температуры и влажности воздуха в сушилке с электронагревом.

1а и *1б* — рубильники и предохранители; *2* — электронагреватель ручного регулирования; *3* — электронагреватель автоматического регулирования; *4* — электродный нагреватель в водяной ванне; *5* и *6* — контактные термометры — сухой и мокрый; *7* — трансформатор; *8* — купроксный выпрямитель; *9* — контакторы подогревателя и увлажнителя; *10* и *11* — реле подогревателя и увлажнителя.

ной, заранее заданной температуре. Повышение температуры регулируемой среды заставляет подняться столбик ртути в капилляре, который в определенный момент замыкает оба контакта. Это влечет за собой срабатывание регулирующей ситемы.

Во многих случаях приходится изменять температуру, при которой происходит срабатывание регулятора. Тогда применяют ртутноконтактные термометры с сифоном в верхней части капилляра. Если часть ртути перелить из основной части термометра в верхний сифон, то тем самым можно увеличить ту температуру, при которой будет происходить замыкание электрической цепи. Иногда применяются и обычные ртутноконтактные термометры, имеющие верхние контакты, установленные на ряд температур, так называемые двух- или многопредельные термометры.

Непосредственно использовать термометры в качестве выключателей рабочего тока обычно нельзя. Предельная мощность тока, прерываемая термометром, при большом числе включений (4—5 раз в минуту) не может превосходить 5 *вт*. Даже при редких включениях (реже 1 раза в 10 *мин*) разрывная мощность не может быть допущена больше 12 *вт*. При большей мощности тока и частых включениях стекло в месте искрообразования сильно нагревается, ртуть растекается по капилляру и регулирование нарушается. Поэтому для большей гарантии правильности работы термометра необходимо снижать разрывную мощность, применять промежуточные реле и понижать напряжение.

На рис. 13-3 показана схема регулирования температуры и влажности в сушилке с электрообогревом. Схема предусматривает ручное регулирование температуры посредством включения или выключения электронагревателя *2* при помощи рубильника 1 *а* и автоматического регулирования, воздействующего на специальный электронагреватель *3*. В качестве чувствительных элементов используются ртутные контактные термометры. Оба термометра *5* и *6* помещаются в рабочее пространство сушилки, один из них *6* смачивается водой и служит мокрым термометром.

Ввиду малой допускаемой разрывной мощности ртутных термометров применены промежуточные реле *10* и *11* и пусковые контакторы *9*. В схему включены трансформатор, понижающий напряжение (обычно с 220 до 4 *в*), и купроксный выпрямитель для спрямления тока.

Регулирование в сушилках с паровым обогревом. Если требуется поддерживать только постоянную температуру воздуха в камере сушилки непрерывного действия с малой чувствительностью или большой тепловой инерцией, то во многих случаях можно обеспечить эту регулировку с отклонением 3—5% путем установки у сушилок редуктора — регулятора давления прямого действия на паровой магистрали, идущей от котельной.

Тепловая инерция или чувствительность характеризует способность сушильного агрегата за счет большой тепловой аккумуляции его ограждений поддерживать или сохранять в течение определенного времени постоянными температуру

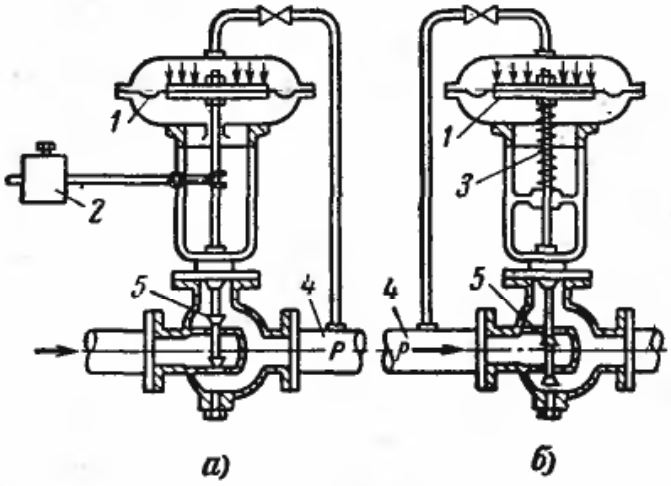


Рис. 13-4. Схема регуляторов давления прямого действия.
а — «после себя»; *б* — «до себя».

и влажность сушильного агента в рабочей камере сушилки, несмотря на изменения режима работы греющего источника (подогревателя).

На рис. 13-4 изображена принципиальная схема регуляторов давления прямого действия мембранного типа. Полость под мембраной *1* соединена непосредственно с участком трубопровода, в котором необходимо осуществлять регулирование. Давление среды на мембрану уравновешивается грузом *2* (рис. 13-4,*а*) или пружиной *3* (рис. 13-4,*б*). Мембрана жестко связана со штоком регулирующего клапана *5*. Давление груза на мембрану в регуляторе по рис. 13-4,*а* постоянно при всех положениях клапана. Замена груза пружиной эквивалентна введению в систему регулятора жесткой обратной связи. При наличии пружины каждому положению регулирующего клапана соответствует определенная степень сжатия пружины. Чем жестче пружина, тем выше устойчивость регулятора, но тем больше неравномерность регулирования. Насколько лучшее регулирование температуры в паровых сушилках с большей тепловой инерцией может обеспечить регулятор температуры прямого действия. В этом случае чувствительный элемент устанавливается в сушильной камере, а регулирующий орган — на паропроводе, подающем пар в подогреватель сушилки. Если температура воздуха в сушилке повышается, чувствительный элемент воздействует на регулирующий орган, который уменьшает количество пара, поступающего в подогреватель сушилки. Если температура воздуха падает, то, наоборот, под воздействием чувствительного элемента регулирующий орган увеличивает поступление пара. Регулятор температуры прямого действия изображен на рис. 13-5. Металлический манометрический термобаллон *1* соединен с помощью капилляра *2* с полостью между гармоникообразной мембраной *3* и герметическим кожухом ее. Он заполняется специальной жидкостью, температура кипения которой несколько ниже заданного значения регулируемой температуры. Давление паров жидкости на шток золотника *5* уравновешивается пружиной. Манометрический баллон *1* помещается в среду, температура которой должна регулироваться. При увеличении температуры давление насыщающих паров жидкости, заполняющих верхнюю часть баллона, повышается и регулирующий золотник *5* прикрывается. При пони-

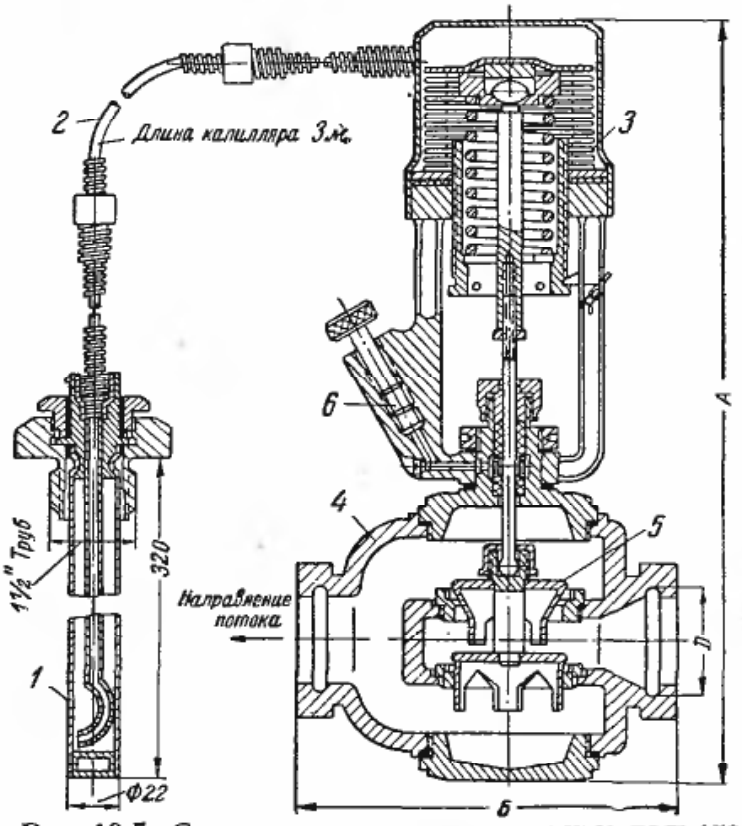


Рис. 13-5. Схема регулятора температуры прямого действия.
1 — термобаллон; *2* — капилляр соединительный; *3* — гармониковая мембрана; *4* — регулирующий клапан; *5* — золотник; *6* — масленка.

жении температуры пружина приоткрывает золотник *5*.

Каждой нагрузке регулируемого объекта соответствует свое заданное значение регулируемой температуры, т. е. регулятор эквивалентен регулятору с жесткой обратной связью. Для компенсации вредного влияния тепловой инерции баллона и трения в сальниках остаточная неравномерность регулируемого параметра должна быть довольно значительной. Регуляторы температуры прямого действия не обеспечивают достаточно равномерного регулирования температуры.

Применение температурных регуляторов прямого действия ограничивается величиной регулируемой температуры до 300° С, длиной соединительной капиллярной трубки до 40—50 *м* и диаметром регулирующего клапана до 200 *мм*. Неравномерность регулирования колеблется в пределах от ±2 до±6° С при температурах до 200° С.

В рассмотренных регуляторах прямого действия чувствительный элемент, передатчик импульса — исполнительный механизм и регулирующий орган связаны в один агрегат.

В большинстве случаев, как это было указано ранее, в сушильных установках для регулирования температуры и влажности сушильного агента применяют регуляторы косвенного действия с пневматическими или электрическими релейными системами. Гидравлические системы, использующие в качестве промежуточной среды масло, вследствие жестких противопожарных требований к герметизации системы в сушильных установках не применяются. Наибольшее применение в сушильных установках для регулирования температур и влажности сушильного агента получили регуляторы пневматического действия. Они имеют сравнительно простые и надежные сервомоторы, но требуют тщательной очистки воздуха от пыли и капель масла.

К недостатку пневматических систем регулирования следует отнести то обстоятельство, что с увеличением радиуса действия увеличивается запаздывание действия системы регулирования. Пневматические регуляторы в качестве чувствительного элемента обычно имеют манометрические термометры, длина капиллярных трубок которых в системах регулирования не превышает 3—5 *м*. Однако они могут работать от термопары и термометров сопротивлений, если электрический импульс от этих чувствительных элементов трансформировать в пневматический с помощью специальных устройств.

На рис. 13-6 показана схема пневматического регулятора температуры с двухпозиционным регулированием. Этот регулятор состоит из чувствительного элемента *А*, измерительного самопишущего устройства *Б*, пневматического реле *В*, сервомотора и регулирующего органа *Д*.

Сжатый воздух поступает в систему регулятора с давлением 1,1 *ати* от компрессора, пройдя редуктор и фильтр. Действие регулятора осуществляется в следующем порядке. При понижении температуры в сушилке винтовая пружина *2* закручивается и при помощи тяг *4* и *3* поворачивает рычаг *5*, вследствие чего заслонка *6* полностью прикрывает сопло *7*. Давление воздуха на сильфоны *8* возрастает, они сжимаются и клапаном *9* прикрывают отверстие *10*. Благодаря этому давление воздуха на мембрану сервомотора *11* возрастает до максимального значения 1 *кГ/см²*, причем регулирующий клапан *12* полностью открывается.

При повышении температуры перемещение элементов регулятора происходит в обратном порядке. Как уже было указано выше, регулятор имеет самопишущий прибор для записи при помощи пера значений регулируемой величины на круглой бумажной диаграмме с нанесенной шкалой. Диаграмный диск приводится во вращение либо часовым механизмом, либо моторчиком Уоррена и делает обычно один оборот в сутки.

Недостатком двухпозиционного регулирования являются износ непрерывно открывающегося и за-

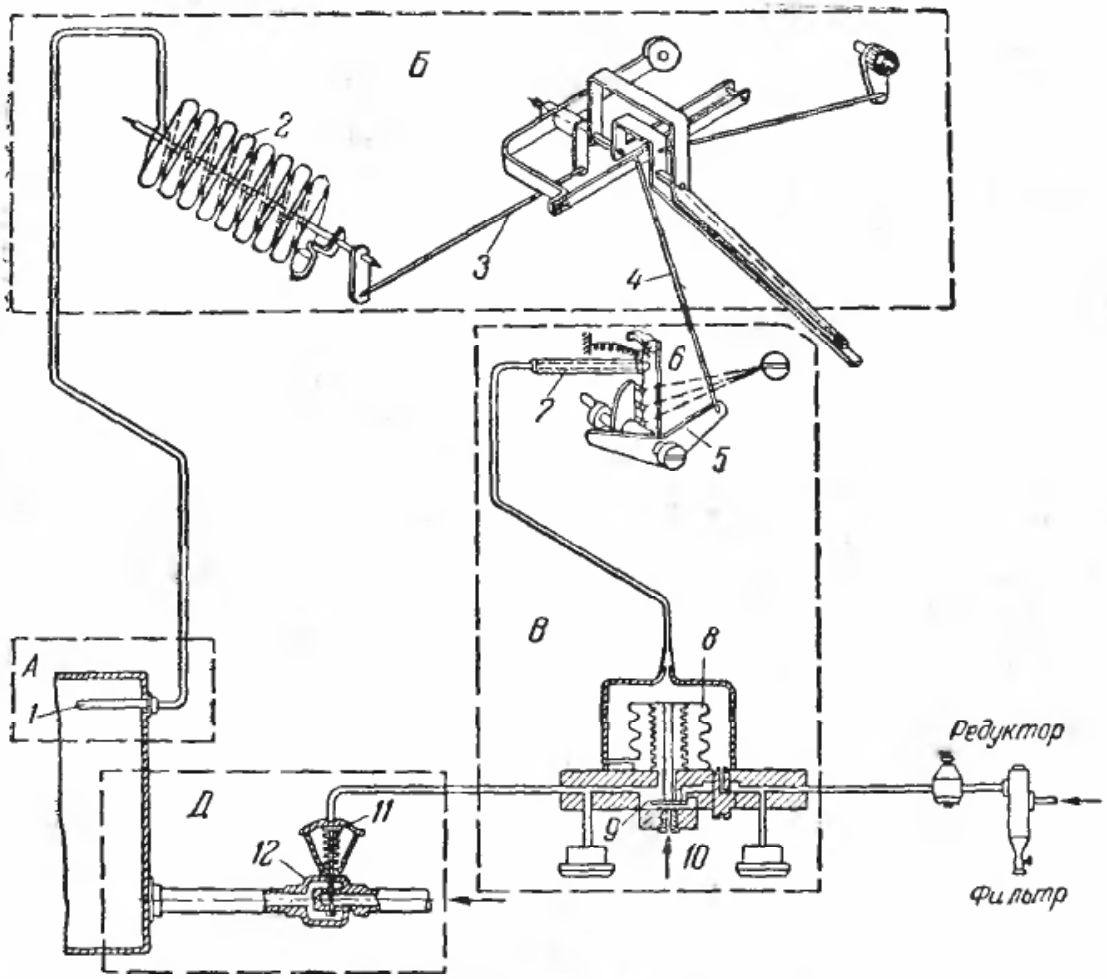


Рис. 13-6. Схема двухпозиционного пневматического регулятора.

1 — термобаллон; *2* — винтовая пружина; *3* и *4* — тяги; *5* — рычаг; *6* — заслонка; *7* — сопло; *8* — сильфоны; *9* — клапан; *10* — отверстие для воздуха; *11* — мембрана сервомотора; *12* — клапан.

крывающегося клапана вентиля и возможные гидравлические удары.

В сушилках с малой тепловой инерцией требования к регуляторам повышаются. Здесь для регулирования температуры и влажности воздуха применяют регуляторы с упругой обратной связью (изодромные). Схема такого регулятора отличается от схемы на рис. 13-6 включением элемента *Г* — упругой обратной связи, обеспечивающим равномерное регулирование температуры.

В некоторых сушилках, кроме регулирования температуры, производят также регулирование и влажности сушильного агента. На рис. 12-12 показан дистанционный манометрический психрометр ТГ-420 с системой пневматического регулирования, рассмотренной на рис. 13-6. Этот регулятор применяется в лесосушилках непрерывного действия. Он имеет манометрический дистанционный психрометр, состоящий из двух чувствительных элементов: манометрических термометров *1* и *2*. Баллоны термометров располагаются обычно рядом, причем баллон мокрого термометра увлажняется фитилем, опущенным в ванночку с водой. Баллон мокрого термометра должен обдуваться струей воздуха со скоростью не менее 2,5 *м/сек*. Это осуществляется установкой небольшого вентилятора.

Регулятор по существу имеет две независимые регулирующие системы, принцип действия которых соответствует схеме на рис. 13-6. Механизмы систем регулирования помещены в общем корпусе (рис. 12-12).

Баллон сухого термометра соединен с геликоидальной пружиной, которая при помощи механизма, аналогичного рассмотренному на рис. 13-6, управляет подачей воздуха на мембрану регулирующего клапана. Этот клапан регулирует приток пара в подогреватель воздуха в сушилке, иначе говоря температуру воздуха в последней. Баллон мокрого термометра соединяется с геликоидальной пружиной, которая управляет (через соп-

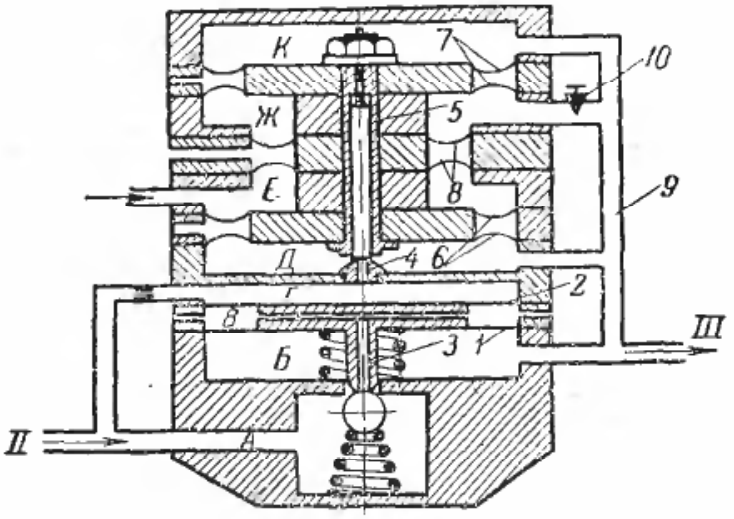


Рис. 13-7. Принципиальная схема блока регулирования АУС.

I — подвод сжатого воздуха от регулирующего датчика; *II* — подвод воздуха под давлением для питания; *III* — выход воздуха.

ло и заслонку) подачей воздуха на мембрану регулирующего клапана. Последний изменяет приток насыщенного пара, увлажняющего воздух в сушилке. Недостаток такой схемы заключается в том, что регулирование влажности воздуха в камере осуществляется впуском в нее острого увлажняющего пара, что при открытых и полуоткрытых вытяжных каналах приводит к непроизводительной затрате пара.

Более совершенной является схема регулирования, в которой сухой термометр контролирует температуру воздуха, поступающего в штабель сушимого материала, а мокрый термометр контролирует влажность воздуха в камере путем открытия или закрытия заслонок на вытяжных каналах.

В настоящее время вместо универсальных регуляторов типа 04, представленного на схеме рис. 13-6, выпускаются пневматические агрегатные унифицированные системы АУС [Л. 1], которые отличаются тем, что механизм показывающих и самопишущих приборов вынесен из цепи регулирования, поэтому трение в них не оказывает влияния на точность регулирования.

Пневматическая агрегатная унифицированная система состоит из измерительных датчиков регулирующего блока, приборов контроля (регистрирующих, показывающих и, если необходимо, блока вспомогательного значения).

Блоки представляют собой цилиндры диаметром 100 *мм*, состоящие из набора металлических шайб, стянутых болтами. Шайбы отделены друг от друга мембранами из прорезиненного полотна. Камеры, образованные внутри блока, могут соединяться каналами, проложенными в стенках шайб. Высота блока в зависимости от сложности его устройства составляет 100—300 *мм*, с тем чтобы не менять компрессорного хозяйства; для АУС принято рабочее давление 0,2—1 $кГ/см^2$ т. е. такое же, как и в пневморегуляторах 04.

Для возможности использования в схемах автоматики не только пневматических приборов, но и электрических, например потенциометров, мостов и т. п., в агрегатной унифицированной системе (АУС) предусмотрены специальные электропневматические преобразователи.

На рис. 13-7 показана принципиальная схема простейшего блока для регулирования. Блок состоит из стандартного усилительного реле шарикового типа (камеры *А*, *Б*, *В*, *Г*) и ряда камер. Если давление воздуха, поступающего во входную камеру *Е*, не изменяется, то давление в камерах *Б*, *Д*, *Е*, *Ж*, *К* и в канале *9* равны, т. е. давление в выходной линии блока равно давлению на входе. При избыточном давлении на входе равновесие блока нарушается, так как мембраны имеют разную площадь (площадь мембраны *6* больше площади мембраны *8*); шток *5* закрывает сопло *4*, при этом происходит повышение давления в камере *Г*, мембраны *1* и *2* со штоком *3* опускаются, вследствие чего давление в камере *Б* и выходной линии также повышается. При понижении давления в камере *Е* блок действует в обратном направлении.

На рис. 13-8 представлена схема двухпозиционного регулирования одного параметра при помощи регулирующего блока. Принцип ее

работы следующий. Регулирующий параметр с выхода объекта подводится к блоку измерения *БИ* (датчику), где он преобразуется в пропорциональный ему сигнал давления сжатого воздуха. Давление от блока измерения подается одновременно в камеру измерения двухпозиционного регулятора *РБ-Д*, ко вторичному самопишущему или показывающему прибору и к сигнализатору. Командное давление от блока измерения подается к исполнительному механизму регулирующего клапана и одновременно измеряется манометром, по показаниям которого в каждый момент можно судить о положении регулирующего клапана.

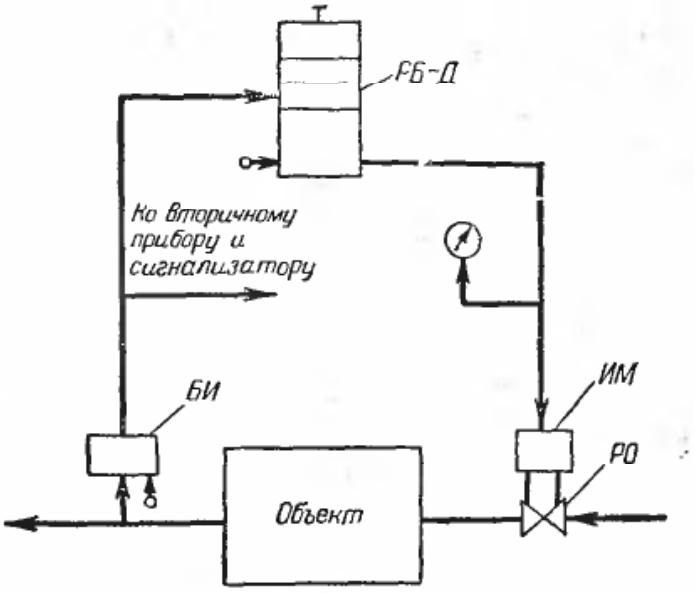


Рис. 13-8. Схема двухпозиционного регулирования АУС.

Кроме пневматических систем регулирования, в сушильных установках находят применение электрические и электронные системы регулирования. Достоинствами электрических систем являются гибкость и простота в осуществлении самых сложных схем регулирования. Они имеют неограниченный радиус действия; монтаж их относительно дешев, а стоимость проводки невелика, так как проводниками энергии являются не трубопроводы, а провода — кабели. Электрические схемы сравнительно легко увязываются с общей схемой дистанционного управления и теплового контроля. В настоящее время они вытесняют пневматические системы регулирования.

На рис. 13-9 показана принципиальная схема релейно-шагового авторегулятора, разработанная ЦНИИМОД.

Релейно-шаговый авторегулятор температуры РША работает следующим образом.

Контактный термометр *1* с магнитной головкой, помещенный в сушильную камеру, устанавливается на заданную температуру

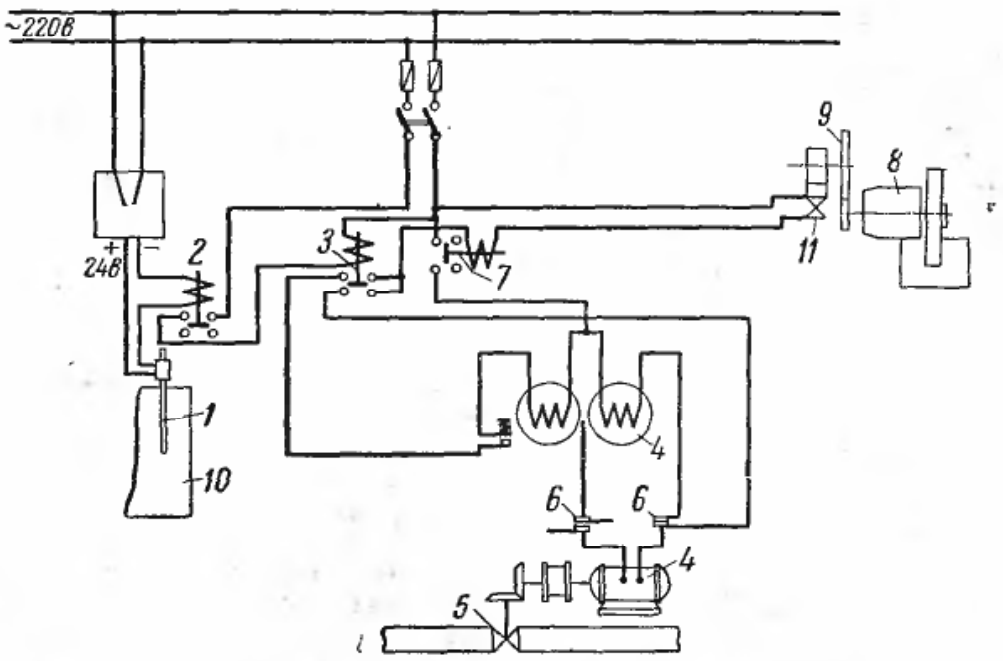


Рис. 13-9. Принципиальная схема релейного шагового авторегулятора РША.

1 — контактный терморегулятор типа КТМП с магнитной головкой; *2* — промежуточное телефонное реле; *3* — реле переменного тока; *4* — исполнительный механизм (сервомотор ПР-1); *5* — вентиль; *6* — концевые выключатели; *7* — реле времени; *8* — электродвигатель; *9* — шестеренчатая передача; *10* — сушильная камера; *11* — контакты.

путем вращения магнитной головки.

При повышении температуры газов ртуть в капилляре поднимается и замыкает имеющийся там контакт, через который катушка промежуточного реле *2* получает питание постоянным током 24 *в*. Получив питание, промежуточное реле замыкает свои контакты и включает подачу переменного тока 220 *в* в катушку реле *3* (типа РПТ-100). Реле *3* замыкает одну из двух групп контактов и приводит в действие исполнительный механизм *4* (сервомотор ПР-1) с направлением вращения на закрывание паровпускного вентиля *5*. Однако сервомотор вращается и приводит в движение паровой вентиль только в том случае, если контакты реле времени *7* замкнуты. При разомкнутых контактах сервомотор не работает и вентиль неподвижен. Если за период замыкания контактов у реле времени *7* термометр не размыкает своего контакта, температура в сушилке еще превышает требуемую, промежуточное реле *2* и реле *3* не изменяют положения своих контактов и пуск сервомотора происходит по-прежнему на закрывание вентиля.

Если же за время выдержки реле времени *7* температура в камере падает ниже заданной и контактный термометр *1* замыкает свой контакт, то реле *3* замыкает нижний контакт и сервомотор включается в работу на открывание вентиля. Каждый раз реле времени *7* включает через определенное время на несколько секунд сервомотор для открывания или закрывания вентиля *5*; при этом последний перемещается на определенную величину, называемую шагом. Механизм перемещения вентиля может работать автоматически от электродвигателя с редуктором, получающим импульс от реле времени или вручную.

Описанное устройство может регулировать температуру и влажность воздуха (газа) в нескольких сушильных камерах по заданной для каждой из них программе режима сушки. Достигается это благодаря тому, что при шаговом регулировании, которым дополнена релейная электрическая схема, процесс прерывается на какой-то заранее установленный отрезок времени, в течение которого регулятор можно переключить (шаговым искателем или электронным переключателем) на вторую регулируемую точку, затем — третью и т. д. Такое переключение регулятора вполне допустимо, так как лесосушильные и многие другие сушилки обладают большой инерционностью, медленно нагреваются и остывают.

В регуляторе ЦНИИМОД РША-ПМ-14 продолжительность работы сервомотора (регулирующего парового вентиля или шибера сушилок, работающих на топочных газах) за время одного цикла, т. е. за 12,5 *мин*, или 750 *сек*, составляет всего лишь 8 *сек*, а продолжительность его остановки — 742 *сек*, т. е. длительность работы относится к продолжительности остановки, как 8 : 742 = 1 : 92. Такой регулятор теоретически мог бы обслужить 90 точек или 45 сушильных камер (регулируя в каждой температуру сухого и мокрого термометров). Практически такой регулятор испытан ЦНИИМОД и показал хорошие результаты, регулируя режим сушки в пяти лесосушильных камерах (регулируя 10 точек по t и φ). Он может регулировать и большее число как лесосушильных, так и других сушильных установок для кирпича-сырца, керамических и подобных им изделий.

При оборудовании сушильных цехов такими регуляторами упрощается их обслуживание, а расходы на автоматизацию цехов резко снижаются по сравнению с расходами на установку большого числа одноточечных регуляторов.

В настоящее время для регулирования сушильных установок для мелкозернистых и распыливаемых материалов получают применение более дорогие и сложные системы с электронными автоматическими регулирующими устройствами, использующие емкостный принцип определения влажности материалов. Эти автоматические регули-

рующие устройства обладают некоторыми особенностями для возможности использования серийно выпускаемых отечественной промышленностью исполнительных механизмов различных типов: при двухпозиционном регулировании — механизм ДР с краном, клапаном или электромагнитным клапаном, при пропорциональном — ПР или ИМ с краном, клапаном или заслонкой и при изодромном регулировании — МИМ — мембранный исполнительный механизм.

Кроме того, в регуляторе должно быть предусмотрено устройство для автоматической компенсации влияния изменения температуры сушимого материала, так как электропроводность и диэлектрическая проницаемость зависят от температуры материала.

Структурная схема такого электронного регулирования влажности с элементами для визуального контроля, сигнализации, регистрации и дистанционной передачи параметра представлена на рис. 13-10. В нее входят: электронный блок влагомера, включающий приемное устройство (ПУ), устройство усиления и преобразования выходного сигнала датчика (УУП), источник сетевого питания (ИП), устройство температурной компенсации (УТК) и устройство установки диапазона измерения (УУД). Конструктивно все перечисленные элементы объединяются в общий блок и помещаются в один кожух. Выходной сигнал постоянного тока подается на электронный автоматический малогабаритный потенциометр типа ПСР-1 или на потенциометр ППР миниатюрной серии. В зависимости от выбранного принципа регулирования приборы ПСР-1 или ППР должны иметь элемент для позиционного, пропорционального или изодромного регулирования с выходом на исполнительные механизмы.

В отличие от ранее рассмотренных схем, где параметры сушильного агента регулировались заданным режимом сушки, т. е. как бы косвенным путем, в рассмотренных ниже схемах расход и температура сушильного агента устанавливаются в зависимости от измерения начальной или косвенной влажности сушимого материала, определяемых непосредственно с помощью измерительных электронных или других устройств.

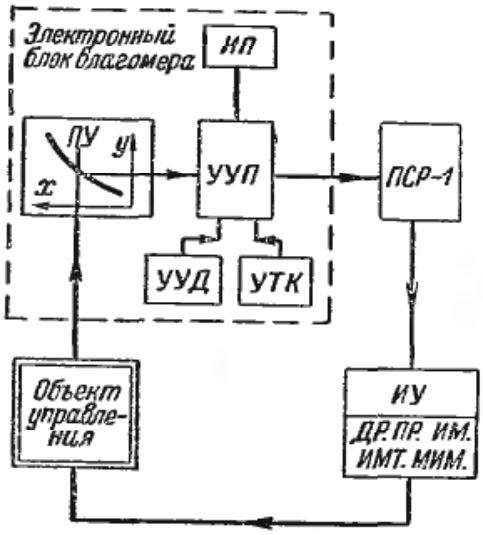


Рис. 13-10. Структурная схема автоматического электронного устройства для регулирования влажности материала.

На рис. 13-11 представлены четыре возможных варианта регулирования при сушке горячим воздухом зернистых материалов в барабанных, пневматических или других сушилках.

Варианты *а* и *б* относятся к регулированию по изменению (возмущению) начальной влажности материала; при этом поддерживается равенство количеств влаги, подводимой с материалом и отводимой с воздухом. В варианте *а* это достигается подачей постоянного количества воздуха при постоянной температуре при помощи регулятора расхода *7* с дифференциальным преобразователем давления и исполнительным механизмом, оборудованным заслонкой *1*. Постоянство температуры воздуха осуществляется регулятором прямого действия *2* с термоманометрическим преобразователем и мембранным исполнительным механизмом. Одновременно в сушилку подается влажный материал в разных количествах соответственно его начальной влажности. Регулирование производится электронным регулятором *3* с емкостным преобразователем влажности, показы-

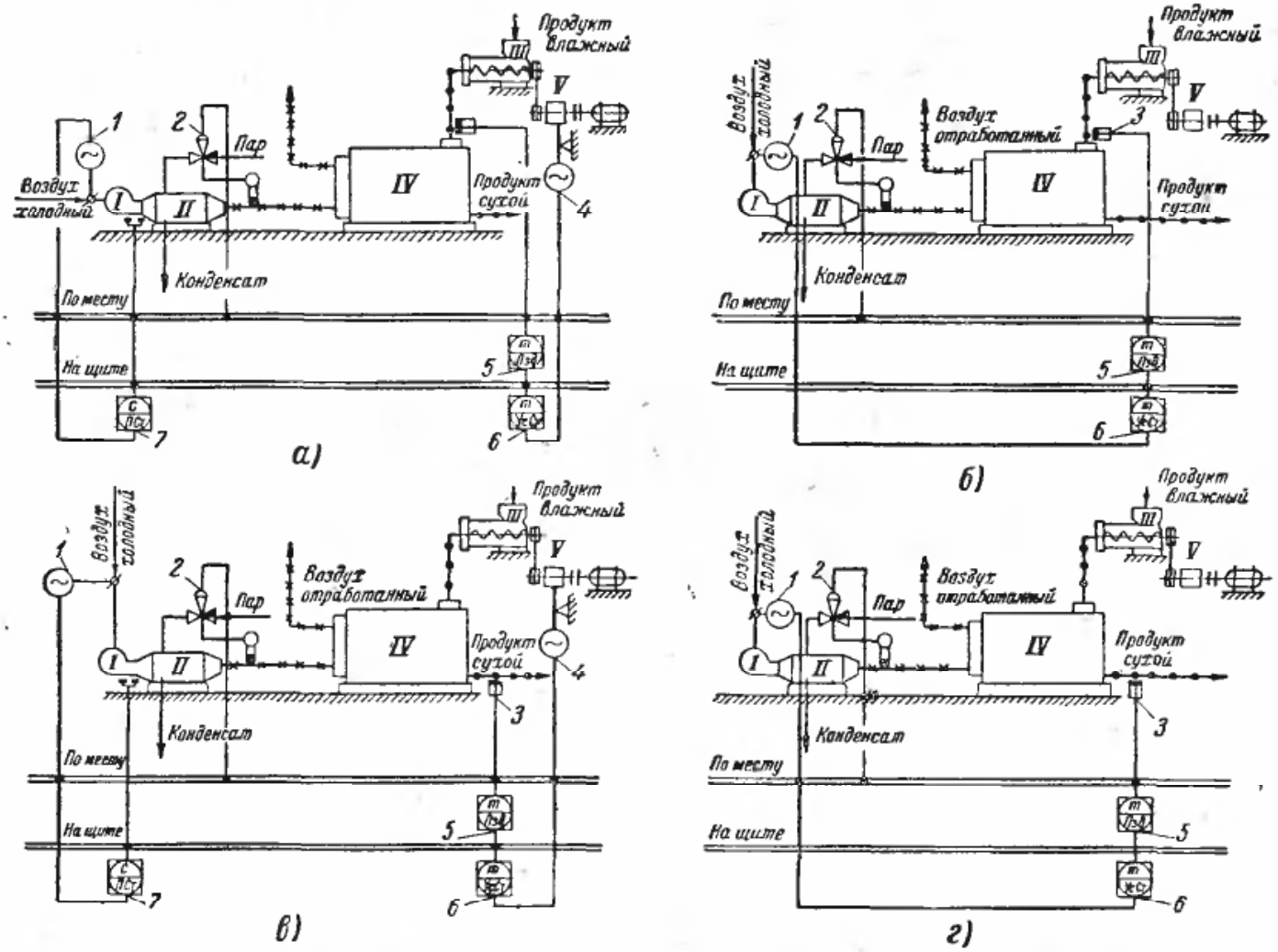


Рис. 13-11. Схемы регулирования влажности материала в процессе сушки горячим воздухом.

а — регулирование по возмущению — изменению начальной влажности материала при его переменном количестве и при постоянных температуре и расходе горячего воздуха; *б* — регулирование по возмущению — изменению начальной влажности материала при его постоянном количестве и при переменном расходе горячего воздуха с постоянной температурой; *в* — регулирование по отклонению — изменению конечной влажности материала от заданного значения при его переменном количестве и при постоянных температуре и расходе воздуха; *г* — регулирование по отклонению — изменению конечной влажности материала от заданного значения при его постоянном количестве и при переменном расходе воздуха с постоянной температурой; *I* — вентилятор; *II* — подогреватель; *III* — питатель; *IV* — сушилка; *V* — вариатор подачи влажного материала.

вающим задающим блоком *5*, усилительным прибором с элементом статического регулирования *6* и исполнительным механизмом *4* с выходом на вариатор подачи влажного материала.

Недостатком такого способа регулирования является необходимость уменьшения производительности агрегата по готовому сухому материалу при повышении его начальной влажности. Вариант *б* не имеет этого недостатка — питатель подает постоянное количество влажного материала.

При увеличении влажности регуляторы *1*, *3*, *5* и *6* воздействуют на увеличение количества подаваемого в сушилку воздуха при его постоянной температуре, поддерживаемой регулятором *2*. В обоих вариантах значение влажности высушенного вещества не изменяется.

Варианты *в* и *г* относятся к регулированию по отклонению — изменению — конечной влажности высушенного материала от заданного значения. В варианте *в* при отклонении влажности регуляторы *3*, *5*, *6* и *4* воздействуют на количество подаваемого материала при постоянных количестве и температуре воздуха. При этом снижается средняя производительность сушильного агента. В варианте *г* изменение отклонения конечной влажности материала вызывает через регуляторы *3*, *5*, *6* и *1* соответственное изменение подачи воздуха в сушилку при постоянной температуре. Производительность сушилки при этом остается постоянной.

На рис. 13-12 представлена схема регулирования распылительной сушилки по отклонению—изменению — конечной влажности высушенного продукта.

Для обеспечения работы электронного регулятора влажности, состоящего из емкостного преобразователя *3*, показывающего задающего блока *5*, усилительного прибора с элементом статического регулирования *6*, исполнительного механизма *4*, осуществляющего регулирование влажности по производительности; количество и температура горячего воздуха поддерживаются постоянными с помощью соответствующих регуляторов *1*, *2* и *7*.

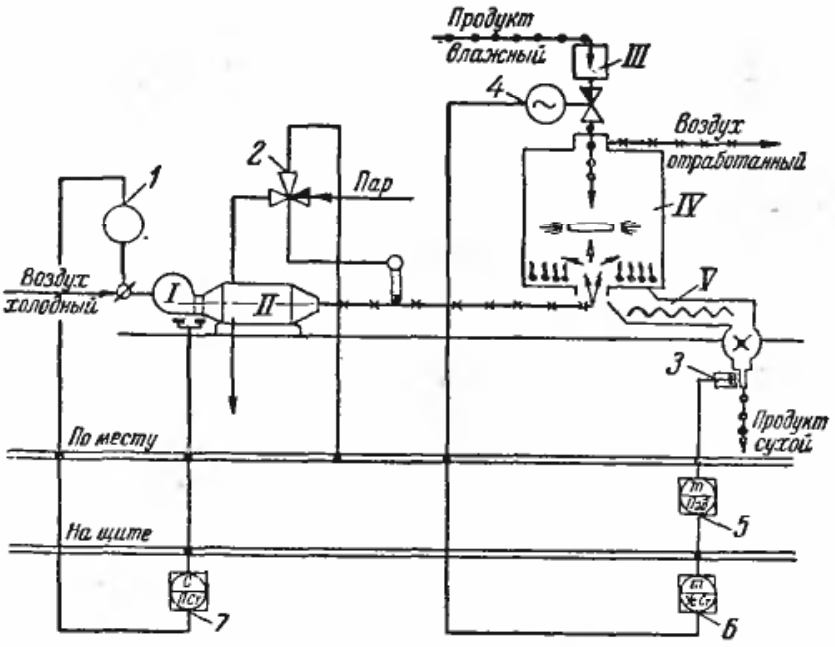


Рис. 13-12. Схема регулирования влажности высушенного материала в распылительной сушилке.
I — вентилятор; *II* — подогреватель; *III* — питатель; *IV* — сушилка; *V* — шнек для отвода высушенного материала.

Условные обозначения элементов автоматики даны по ГОСТ 3925-59 и 3925-47.

Регулирование и автоматизация в сушилках, работающих на топочных и отходящих газах. В сушилках непрерывного действия, работающих на смеси воздуха с топочными газами, и в сушилках с газовыми воздухоподогревателями — рекуператорами — для регулирования температуры и влажности сушильного агента могут применяться указанные выше типы регуляторов. Разница заключается только в том, что регулирующий орган для поддержания постоянства температуры не воздействует на клапан парового вентиля, а управляет шибером или задвижкой, увеличивающей или понижающей количество воздуха или топочных газов, поступающих в сушилку или рекуператор.

В общем случае, когда вентилятор подает в сушильную установку смесь воздуха или газов из двух или нескольких источников тепла, регулятор может при помощи одного или нескольких регулирующих органов изменять количества компонентов.

В сушилках, работающих на смеси топочных газов с воздухом, если требуется поддерживать только постоянную температуру, регулируют или количество горячих газов, или количество холодного воздуха, подмешиваемого к топочным газам.

Поместив, например, термометр сопротивления или другой чувствительный элемент в канале, подводящем смесь дымовых газов с воздухом в сушилку, можно контролировать температуру смеси путем изменения степени открытия шибера на всасе холодного воздуха, подмешиваемого к горячим газам, или воздействуя на шибер, регулирующий поступление горячих газов. Более рациональным является уменьшение количества горячих газов, поступающих от специальных топок, за счет уменьшения количества сжигаемого топлива; в этом случае датчик должен воздействовать на регулирующий орган подачи топлива. Такое регулирование удается осуществить при работе топок на жидком, газообразном или пылевидном топливе или при наличии механизированных топок для твердого топлива.

Если в сушилках, работающих на топочных газах, необходимо регулировать влажность в центральном распределительном канале при высоких температурах сушильного

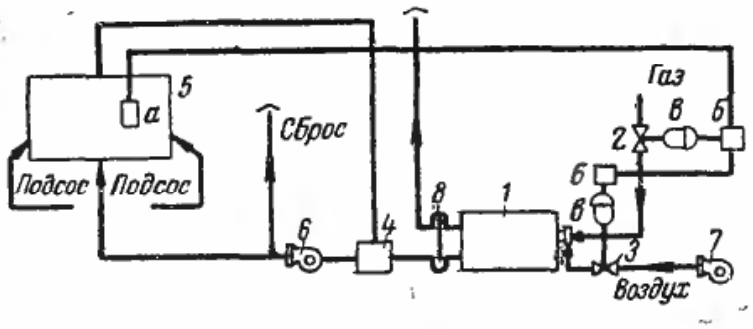


Рис. 13-13. Схема автоматического регулирования сушилки, работающей на топочных газах.

1 — топка; *2* и *3* — регулирующие клапаны; *4* — смесительная камера; *5* — сушилка; *6* — рециркуляционный вентилятор; *7* — дутьевой вентилятор; *8* — заслонка для регулирования количества дымовых газов; *а* — чувствительный элемент; *б* — реле; *в* — сервомотор.

агента, то нужно в качестве чувствительного элемента установить специальный психрометр — влагомер, устройство и схема которого могут быть аналогичны показанному на рис. 12-16. Такой психрометр будет служить датчиком автомата, регулирующего подачу пара или распыленной воды в распределительный канал.

В некоторых случаях представляется возможность автоматически регулировать влажность сушильного агента в сушилке за счет рециркуляции отработавшей смеси воздуха с топочными газами. Тогда чувствительный элемент устанавливается в сушилке, а регулирующий орган управляет шибером на линии возврата рециркулирующих газов, увеличивая или уменьшая их количество.

На рис. 13-13 показана схема автоматического регулирования температуры сушильного агента в рабочей камере сушилки, работающей на топочных газах, для лакокрасочных изделий, развернутая схема которой была показана на рис. 4-21. Топочные газы получаются в топке при сжигании природного газа. Сушилка работает с рециркуляцией. Температура воздуха в рабочей камере сушилки регулируется термометром сопротивления, передающим импульс на сервомотор, который, воздействуя на задвижку газопровода, уменьшает или увеличивает количество газа, поступающего в топку. Для обеспечения полного сжигания газа в топке регулирующие клапаны для газа *2* и для воздуха *3* связаны рычагами с сервомотором регулятора постоянства соотношения газ—воздух. Все клапаны переключений имеют электромагнитные приводы и сблокированы; закрытие и открытие их происходят в определенной последовательности.

Испытания этой схемы на действующем агрегате показали, что при надежной работе регулятора давления газа, постоянстве тепловых нагрузок и квалифицированном обслуживающем персонале система автоматики обеспечивала автоматическую блокировку очередности запуска и автоматический одновременный возврат в исходное положение отдельных механизмов установки при нарушениях режима работы или авариях сушильного агрегата.

Схема автоматической блокировки механизмов и запорных заслонок показана на рис. 13-14; предохранители и термическая защита не показаны. Принцип действия схемы следующий: если согласно схеме на рис. 13-13, например, остановится дутьевой вентилятор 7, то немедленно через реле КЛ-2 и КЛ-3 отключается электромагнитный за-

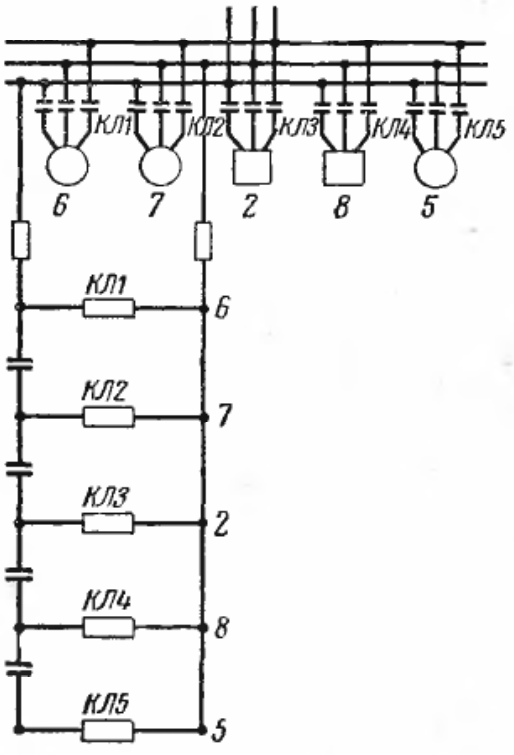


Рис. 13-14. Упрощенная электрическая схема автоблокировки механизмов сушильной установки.

твор клапана *2* (рис. 13-13) газовой магистрали, прекратив подачу газа в топку; одновременно включается через реле КЛ-4 электромагнит заслонки *8*, вследствие чего прекращается поступление газов к смесительной камере *4* и газы из топки поступают в дымовую трубу через реле КЛ-5. Остановится также конвейер сушилки *5*, вследствие чего прекратится подача свежекрашенных деталей в сушильную камеру. В работе останется только рециркуляционный вентилятор *6* для вентиляции сушильного агрегата от паров растворителя, который спустя некоторое время также автоматически остановится (через реле КЛ-1).

На рис. 13-15 представлены два варианта регулирования барабанной сушилки. В варианте *а* поддержание влажности материала на выходе из сушилки осуществляется за счет регулирования температуры в барабане, измеряемой на расстоянии $^1/_4$—$^1/_5$ длины барабана от загрузочного конца.

При нарушении теплового режима изменяется температура в указанной зоне барабана, которая измеряется термопарой и потенциометром с пневмодатчиком; сигнал давления, пропорциональный данной температуре, поступает в камеру измерения изодромного регулирующего блока РБ-ИЗ-М. Заданная температура устанавливается винтом местного задатчика блока. Если вследствие изменения нагрузки температура в барабане изменилась, например понизилась, то клапан откроется и подача горячего газа увеличится, что приведет к повышению температуры сушильного агента в барабане до заданного значения, после которого автоматически расход горючего снизится или установится постоянным.

Во втором варианте (*б*) регулирование температуры сушильного барабана осуществляется изменением количества сушильного агента и его температуры. Схема регулирования будет отличаться тем, что температура сушильного агента не будет поддерживаться на заданном значении, а будет изменяться

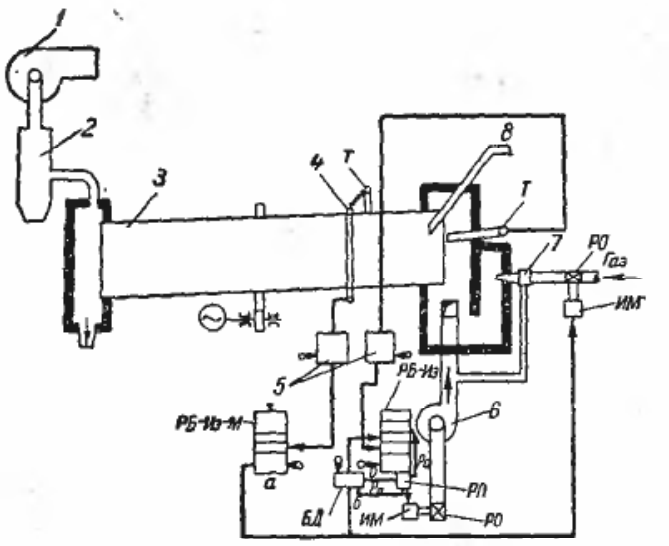


Рис. 13-15. Схема автоматического регулирования барабанной сушилки.

1 — дымосос; *2* — циклон; *3* — сушильный барабан; *4* — токосъемник; *5* — потенциометры с пневмодатчиком; *6* — вентилятор; *7* — горелка; *8* — загрузочная труба-течка; *ИМ* — исполнительный механизм; *РО* — рабочий орган; *РБ-Из-М*, *РБ-Из* и *БД* — регулирующие блоки.

в зависимости от температуры в барабане. Это достигается тем, что задание регулятору, управляющему подачей воздуха к вентилятору, устанавливается от дистанционного задатчика БД с программой, изменяющейся по параметру (в данном случае по температуре в барабане). Включение БД показано условно.

Регулирование в сушилках с газовыми воздухоподогревателями — рекуператорами. В воздушных сушилках с подогревом воздуха в газовых трубчатых или пластинчатых воздухоподогревателях контроль температуры воздуха в сушилке рационально осуществлять путем установки чувствительного элемента на выходе воздуха из воздушного подогревателя, воздействующего на регулирующий орган подачи топлива. Однако, как было указано ранее, это возможно, если сушилки работают на жидком, газообразном или пылевидном топливе или имеют механизированные топки для твердого топлива; в других случаях приходится перепускать часть дымовых газов помимо подогревателя или снижать их температуру за счет присоса к ним воздуха.

На рис. 12-22 была приведена схема теплового контроля и авто-

матического регулирования сушилки для лакокрасочных изделий. Воздух подогревается в игольчатом рекуператоре горячими газами от специальной топки. Схема сушилки была показана на рис. 4-19.

В этой сушилке требуется регулировать температуру воздуха с таким расчетом, чтобы в ней поддерживалась температура по зонам в пределах от 220 до 130—140° С, а на концах температура воздуха поддерживалась такой, чтобы обеспечивалось отсутствие подсоса воздуха. Такие температуры устанавливаются экспериментально.

Автоматическое регулирование должно быть рассчитано так, чтобы максимальное отклонение температуры в сушилке не превышало 4—6° С. Для этой цели установлены три независимых регулятора температуры. При изменении температуры воздуха в одной из зон сервомотор регулятора температуры, контролирующего эту зону, воздействует на относящиеся к этой зоне заслонки распределительного воздушного короба (изменяя количество воздуха, поступающего в сушильную камеру). Таким образом, при регулировании температур воздуха в воздушном коробе меняется производительность рекуператора по воздушной стороне, что вызывает соответствующее изменение температуры нагреваемого в рекуператоре воздуха. При изменении этой температуры чувствительный элемент — термометр сопротивления, установленный для этой цели, передает посредством регулятора импульс сервомотору, который воздействует на регулирующий клапан газопровода, увеличивая или уменьшая количество генераторного газа, поступающего в топку.

Для обеспечения полного сжигания газа в топке регулирующие клапаны для газа, для подачи воздуха в топку, для сжигания газа и для отсоса дымовых газов из топки связаны сервомотором регулятора постоянства соотношения газ—воздух. Кроме того, они сблокированы так, что при остановке какого-либо одного механизма установки (вентилятора или дымососа) автоматически останавливаются в определенной последовательности все остальные. Эти регуляторы могут иметь как электрическую, так и пневматическую систему регулирования.

13-3. Автоматизация в сушилках периодического действия

В сушилках периодического действия необходимо изменять режим сушки по мере высыхания материала по определенной температурной кривой, устанавливаемой экспериментально. В этом случае можно пользоваться прибором для программного регулирования.

Описанные ранее регуляторы предназначались для стационарного регулирования, т. е. для поддержания контролируемого параметра в строго определенных пределах. Для того чтобы эти приборы регулировали температуру или влажность среды в изменяющихся во времени диапазонах, необходимо было бы через определенное время менять соответствующим образом корректор — задатчик в регуляторе. Для такого периодического изменения задатчика в настоящее время изготовляются так называемые регуляторы циклов, работающие последовательно как с электрическими, так и с пневматическими регуляторами и в комплексе называемые программными регуляторами. Регулятор цикла имеет вращающийся профильный диск, профиль которого соответствует заданному режиму. Чувствительный элемент в этом случае помещается внутри сушильной камеры, а регулятор цикла и основной регулятор устанавливаются вне сушильной камеры.

Воздействуя на регулирующий орган, можно регулировать режим изменением температуры или количества воздуха, поступающего в камеру, либо соотношением между свежим и рециркулирующим воздухом, либо иными методами в зависимости от типа сушилки и тепловой схемы всей установки.

Схема программного регулирования отличается от предыдущих тем, что в нее вводится автоматический регулятор цикла в виде фи-

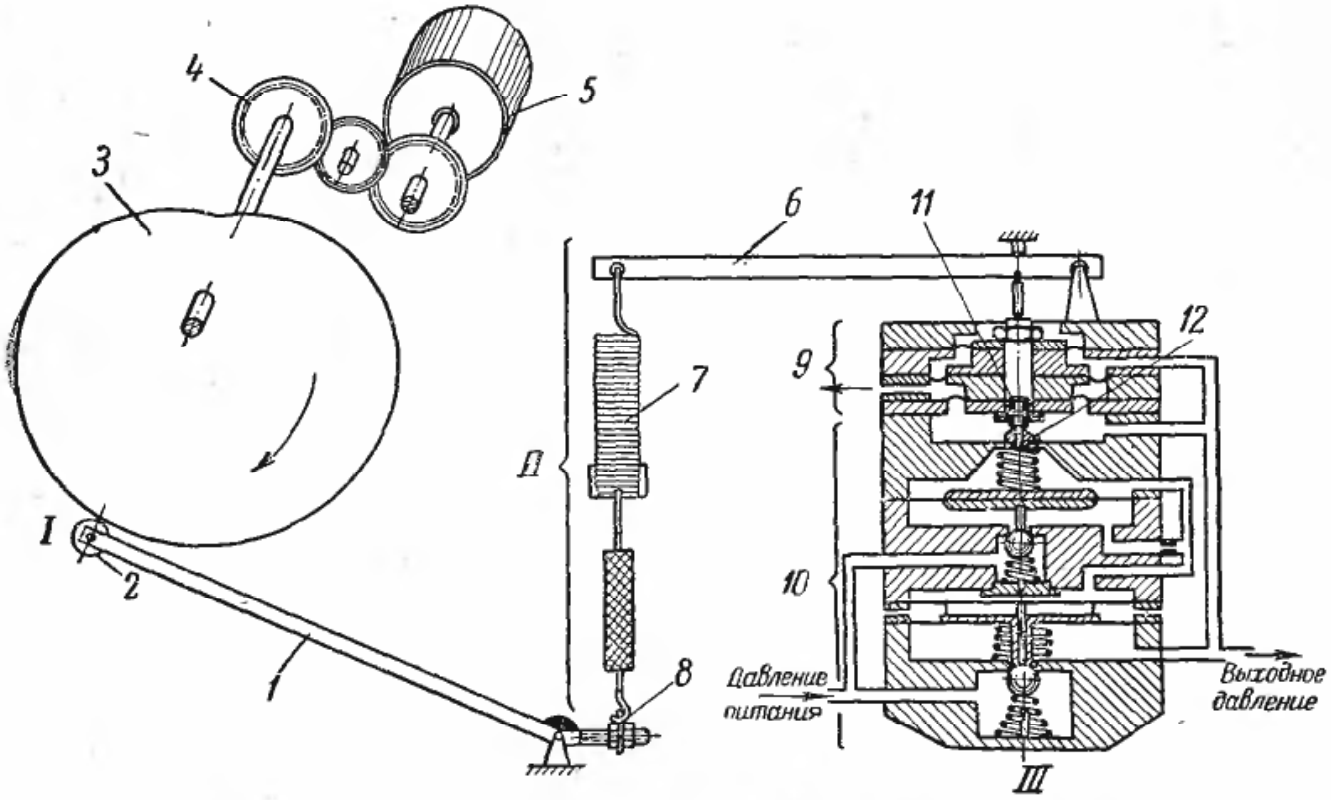


Рис. 13-16. Принципиальная схема программного задатчика ПД-35А.

I — программный механизм; *II* — уравновешивающее устройство; *III* — пневмопреобразователь; *1* — качающий щуп; *2* — ролик; *3* — программный диск; *4* — редуктор; *5* — синхронный двигатель; *6* — рычаг; *7* — пружина; *8* — серьга; *9* — обратная связь; *10* — усилительное реле; *11* — шток; *12* — сопло.

турного диска, конфигурация которого подбирается по заранее заданной программе регулирования процесса. Принципиальная схема программного задатчика ПД-35А приведена на рис. 13-16.

Диск приводится во вращение электродвигателем или часовым механизмом. Регулятор цикла может работать непрерывно, однако при помощи внешнего устройства его можно остановить в любое время, что позволяет осуществить выдержку температуры в течение необходимого промежутка времени. Регулятор цикла изменяет положение задатчика регулятора. При каждом новом положении задатчика будет происходить регулирование процесса в соответствующем диапазоне колебаний величины регулируемого параметра, теперь уже переменном во времени. Эта система может обеспечить плавное программное регулирование в сушилках периодического действия с быстрым изменением во времени режима сушки.

Для регулирования в лесосушильных камерах периодического действия ЦНИИМОД рекомендует применять также релейно-шаговую систему автоматического регулирования, представленную на рис. 13-9, с ручной регулировкой магнитных термометров, перестановку которых практически необходимо делать только 1 раз в смену, и то только сухих термометров. Установка мокрых термометров остается постоянной, так как обычно это соответствует разработанным режимам сушки, а температуры по сухому термометру увеличиваются.

Следует заметить, что программное регулирование в сушилках периодического действия, требующих регулирования температуры и влажности, еще почти не нашло промышленного применения.

13-4. Динамические характеристики и моделирование автоматизации процесса сушки

Эффективная система автоматического регулирования сушильной установки может быть создана в результате исследования ее как объекта регулирования с точки зрения возможности и целесообразности автоматизации и получения исходных данных для выбора автоматических устройств.

Режим сушки и динамика переходных процессов при внесении возмущений в нормальный установившийся технологический процесс сушки зависят от нескольких взаимосвязанных параметров и представляют собой сложные зависимости.

Дифференциальные уравнения тепло- и массообмена, описывающие физическое содержание и определяющие количественную и качественную оценки процесса сушки, в связи со сложностью их решения трудно использовать в конкретных задачах автоматического регулирования, чтобы получить расчетным путем коэффициенты, определяющие производственный процесс.

Поэтому в настоящее время некоторыми проектно-конструкторскими организациями для построения динамических характеристик используются простые уравнения теплового и материального балансов в их сочетании с рассмотрением аккумуляции тепла объектами регулирования при внезапном изменении параметров процесса.

На основе этих уравнений определяют изменение во времени температуры сушильного агента в зависимости от изменения расхода топлива при прочих постоянных параметрах или, например, изменение температуры сушимого материала во времени при резком изменении температуры сушильного агента при прочих постоянных параметрах.

Зависимость во времени какого-либо определяемого параметра от изменения другого определяющего параметра при прочих постоянных параметрах, представленная графически, получила название динамической характеристики.

Динамическая характеристика может быть построена аналитически по указанным уравнениям или по экспериментальным, данным, полученным в действующей сушильной установке, которую следует автоматизировать, или путем моделирования этого процесса на вычислительной электронной машине.

Дифференциальные уравнения и построение динамических характеристик. Рассмотрим методику построения динамических характеристик[1] на примере шахтной зерносушилки, в которой исходными параметрами являются влажность и температура зерна на входе. В результате осуществления системы регулирования могут быть поставлены различные задачи: получение максимальной производительности, наименьшего расхода топлива, оптимального регулирования при достижении определенных качественных показателей сушки зерна.

Это может быть достигнуто изменением температуры и расхода сушильного агента, расхода топлива, выбором определенной продолжительности сушки, выбором определенной температуры зерна по сечению шахты сушилки и т. п.

Система автоматизации, исходя из изложенного, должна предусматривать несколько взаимосвязанных каналов регулирования.

Для осуществления автоматического регулирования можно ограничиться, например, такими каналами регулирования:

1. Канал регулирования температуры сушильного агента изменением расхода топлива.

2. Канал регулирования температуры зерна температурой сушильного агента.

3. Канал регулирования указанных параметров и экспозиции сушки в зависимости от влажности и температуры поступающего зерна.

Регулирование по каналам, указанным в п. 3, представляет значительные трудности и может быть осуществлено сложной системой регулирования или применением управляющих вычислительных устройств.

Ввиду того что по существующим нормам зерно должно складироваться и подаваться в сушилку с небольшим разбросом начальной влажности ($\pm 2\%$), а температура поступающего в определенное время зерна колеблется незначительно, для упрощения задачи в настоящее время регулирование процесса сушки ограничивают наличием только первых двух каналов. Вывод дифференциального уравнения для первого канала производится на основе теплового баланса топки зерносушилки при условии, что тепло, внесенное топливом в печь, уносится сушильным агентом в объект регулирования (в шахту сушилки).

Уравнение теплового баланса при сжигании газообразного топлива для первого канала регулирования без учета потерь тепла топкой в окружающую среду и при условии, что теплоемкость газов при коэффициенте избытка воздуха $\alpha = 15$ равна теплоемкости воздуха, можно представить в следующем виде:

$$Q_{\text{н}}^{\text{р}} B + L_{\text{в}} c_{\text{в}} t_{\text{в}} = (L_{\text{г}}' + L_{\text{г}}'' + L_{\text{г}}''') c_{\text{в}} t_{\text{г}}, \tag{13-1}$$

где $Q_{\text{н}}^{\text{р}}$ — теплота сгорания топлива, *ккал/кг*;

B — расход топлива в топке, *кг/ч*;

$L_{\text{в}}$, $L_{\text{г}}'$, $L_{\text{г}}''$, $L_{\text{г}}'''$ — расходы холодного воздуха и газов в первой, второй и третьей зонах, *кг/ч*;

$c_{\text{в}}$ — теплоемкость воздуха, *ккал/кг·град*;

$t_{\text{в}}$ и $t_{\text{г}}$ — температуры холодного воздуха и горячих газов, поступающих в сушилку, °С.

При изменении расхода топлива (при внесении возмущения расходом топлива) небаланс тепла аккумулируется объемом кладки топки и уравнение динамики теплового баланса можно представить в первом приближении (без учета изменения $t_{\text{г}}$) в виде следующего уравнения:

$$[Q_{\text{н}}^{\text{р}} B + L_0 c_0 t_0 - (L_{\text{г}}' + L_{\text{г}}'' + L_{\text{г}}''') c_{\text{в}} t_{\text{г}}] \Delta\tau = V_{\text{кл}} c_{\text{кл}} \Delta t_{\text{кл}}. \tag{13-2}$$

В данном случае левая часть уравнения представляет собой приращение разности

[1] Методика составлена на основе работ по автоматизации шахтных зерносушилок элеваторов Ленсовнархоза, выполненных Одесским проектно-конструкторским институтом автоматизации пищевой промышленности (ПКИПИЩЕПРОМ) при участии Б. С. Донина, А. П. Фишмана и др.

притока или стока тепла за время $\Delta\tau$, а правая часть — тепло, аккумулированное топкой после внесения возмущения (изменения расхода топлива). $V_{кл}$ и $c_{кл}$—соответственно объем и весовая теплоемкость, а $\Delta t_{кл}$—приращение температуры кладки. Найдя зависимость $\Delta t_{кл}=f(t_г)$ при условии нестационарного процесса аккумуляции тепла кладкой, перейдя к производным и сделав преобразования, уравнение можно представить в следующем виде:

$$\frac{V_{кл}c_{кл}dt_г}{\Sigma L_г c_в d\tau}+t_г=\frac{Q_н^p B+L_0 c_в t_в}{\Sigma L_г c_в}. \qquad (13\text{-}3)$$

Представив числовые значения указанных величин, заданных при решении данной задачи, а также учтя x — степень открытия регулирующего органа при подаче горячего газа и заменив температуру газа температурой сушильного агента с учетом потерь $t_г=2\,t_{с.а}+75°$ С и после подстановки известных цифровых значений $V_{кл}$, $c_{кл}$, $L_г$, $c_в$, L_0, $c_в$, дифференциальное уравнение для исследуемой шахтной сушилки перепишем в следующем виде:

$$\frac{2\,040}{19\,107-7{,}07x^{III}}\frac{dt^I_{с.а}}{d\tau}+t^I_{с.а}=$$
$$=\frac{7\,800B+8\,050t_в}{19\,107-7{,}07x^{III}}+37{,}5. \qquad (13\text{-}4)$$

В данном дифференциальном уравнении имеется связь между выходным параметром — температурой сушильного агента $t^I_{с.а}$ и входным параметром B (расходом топлива) во времени. Коэффициент при производной имеет размерность времени и представляет собой постоянную времени T.

Ввиду того что T зависит от переменной x^{III} — степени открытия регулирующего органа (шибера) перед вентилятором, получилось нелинейное уравнение. При линеаризации уравнения ввиду малой числовой зависимости T от x^{III} можно последней пренебречь и считать, что T является постоянной величиной.

Сравнение расчетных и экспериментальных величин для шахтной сушилки, проведенное сотрудниками ГПКИПИЩЕПРОМ, показало, что погрешность расчетных данных по сравнению с экспериментальными не превышает 1—1,5%.

Динамика объекта для второго канала регулирования рассматривается на основе уравнения для нагрева зерна во времени при изменении температуры сушильного агента $t^{III}_{с.а}$, которое составляют аналогично предыдущему, полагая, что при внесении возмущения небаланс тепла аккумулируется зерном. Уравнение теплового баланса и аккумуляции тепла зерном можно представить в следующем виде:

$$[L^{III}_{с.а}c_в t^{III}_{с.а}+G_2c_2\vartheta_1+W(\overline{\vartheta}_1-595)-$$
$$-\vartheta_2(L^{III}_{с.а}c_в+G_2c_2+0{,}47W)]\,d\tau=$$
$$=Gc_2d\vartheta \qquad (13\text{-}5)$$

и получить дифференциальное уравнение первого порядка

$$\frac{Gc_2}{L^{III}_{с.а}c_в+G_2c_2+0{,}47W}\cdot\frac{d\vartheta}{d\tau}+\vartheta_2=$$
$$=\frac{L^{III}_{с.а}c_в t^{III}_{с.а}+G_2c_2\vartheta_1+W(\overline{\vartheta}_1-595)}{L^{III}_{с.а}c_в+G_2c_2+0{,}47W}. \qquad (13\text{-}6)$$

Здесь обозначено:

$L^{III}_{с.а}$ — расход сушильного агента, *кг/ч*;

$c_в$ — теплоемкость воздуха, *ккал/кг·град*;

$t^{III}_{с.а}$ — температура сушильного агента в третьей зоне, °С;

G_2 — количество высушенного зерна, *кг/ч*;

c_2 — теплоемкость высушенного зерна, *ккал/кг·град*;

ϑ_1, ϑ_2 — начальная и конечная температуры зерна, °С;

τ — время, *ч*;

$\overline{\vartheta}_1$ — энтальпия влаги, содержащейся в материале, *ккал/кг*;

G — вес зерна, находящегося в сушилке, *кг*;

$\Delta\vartheta$ — нагрев зерна, °С.

В этом уравнении $W=G_2\dfrac{w_1^{III}-w_2^{III}}{100-w_1^{III}}$ — количество испаренной влаги, *кг*, где w_1 и w_2 — начальная и конечная влажности зерна, %.

Подставив, как и в предыдущем случае, числовые значения величин, учтя также, что $t^{III}_{с.а}=t'_{с.а}-75°$ С, выразив $L^{III}_{с.а}$ через $L_в$ и $L^I_{с.а}$ и введя указанное значение W через G_2, w_1 и w_2 и x — степень открытия регулирующего органа, можно получить, например, для конкретных условий шахтной сушилки следующую зависимость:

$$\frac{5\,200}{10{,}78x^{III}+1\,563+0{,}465G_2}\cdot\frac{d\vartheta}{d\tau}+\vartheta_2=$$
$$=\frac{x^{III}(483-7{,}04t^I_{с.а}+14{,}3t_в)-257t_в-253\cdot10^3+3{,}640t^I_{с.а}+11{,}7G_2}{10{,}78x^{III}+1\,563+0{,}465G_2}. \qquad (13\text{-}7)$$

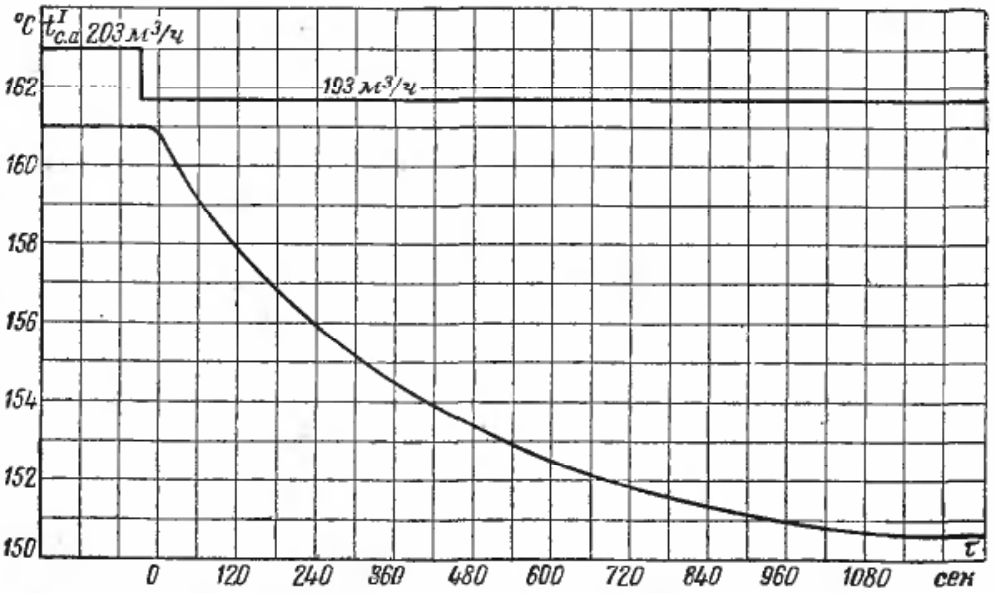


Рис. 13-17. Динамическая характеристика сушильного агента в течение всего времени неустановившегося режима при снижении расхода топлива на сушку.

Аналогично первому случаю для статических условий процесса сушки можно найти и $\frac{dv}{d\tau}=0$ и найти расчетным путем ϑ_2 в зависимости от G_2 и x^{III}, а также сравнить результат с экспериментальными данными.

Проверка экспериментальных и расчетных данных для второго канала регулирования при сравнительно неглубокой сушке зерна дала в отдельных случаях расхождение до 10%. Это показывает, что если применение балансового уравнения для первого канала является правомерным, то во втором случае, когда нагрев или охлаждение зерна в большой степени зависит от условий тепло- и массообмена, использование принятого уравнения может дать значительное расхождение с производственными данными.

Полученное уравнение динамики не учитывает чисто транспортного и переходного запаздывания, которое может быть получено по динамическим характеристикам.

Дифференциальное уравнение сушки, даже в довольно строгом виде, описывающее характер и количественную зависимость между параметрами и их зависимость во времени, не может полностью отразить реальный производственный процесс. Поэтому по результатам экспериментальных исследований строят статические и динамические характеристики объекта, что позволяет выбрать систему регулирования, определить оптимальные параметры процесса регулирования и уточнить коэффициенты полученных аналитическим путем уравнений. Для этой цели по результатам эксперимента в определенном масштабе строятся динамические характеристики для расчетных возмущений. По этим характеристикам проводится анализ переходных процессов.

На динамической характеристике $t_{с.а}=f(B, \tau)$ (рис. 13-17) откладываются значения температуры сушильного агента в течение всего времени неустановившегося режима (до нового установившегося состояния.) Сверху на графике показано внесенное возмущение при мгновенном изменении расхода газа с 203 до 193 *м³/ч*.

Из рассмотрения динамической характеристики следует, что в результате внесенного возмущения температура сушильного агента изменилась от 161 до 150° С. Время установления процесса составило около 1 080 *сек*. На рис. 13-18 показана динамическая характеристика для второго канала регулирования — характеристика изменения температуры зерна при скачкообразном возмущении, внесенном температурой сушильного агента, $\vartheta=\Phi(t_{с.а}, \tau)$. Из характеристики видно, что при изменении температуры сушильного агента от 117 до 153° С температура зерна в шахте изменилась от 56,5 до 48° С за время установления 108 *мин*. На этом же рисунке построена теоретическая кривая (тонкая линия).

Для построения теоретической кривой уравнение объекта записывается так:

$$T\frac{d\varphi}{d\tau}+\varphi=K_y M_t-\tau. \qquad (13\text{-}8)$$

По своему виду это уравнение аналогично выведенным уравнениям для рассматриваемых каналов регулирования. Теоретическая кривая, полученная в результате аппроксимации, обозначена цифрой *2*. Коэффициенты уравнения T и τ определяются касательной, проведенной к этой кривой до точки пересечения с линией начального значения регулируемой величины.

Для данного случая изменение переменной величины (температуры зерна) произошло (рис. 13-18) в пределах $\varphi=56{,}5-48=8{,}5°$ С.

Постоянная времени объекта $T=40$ *мин* (из графического построения) запаздывание объекта $\tau_з=20$ *мин* (из графического построения).

Коэффициент усиления объекта равен отношению переменной величины φ к отно-

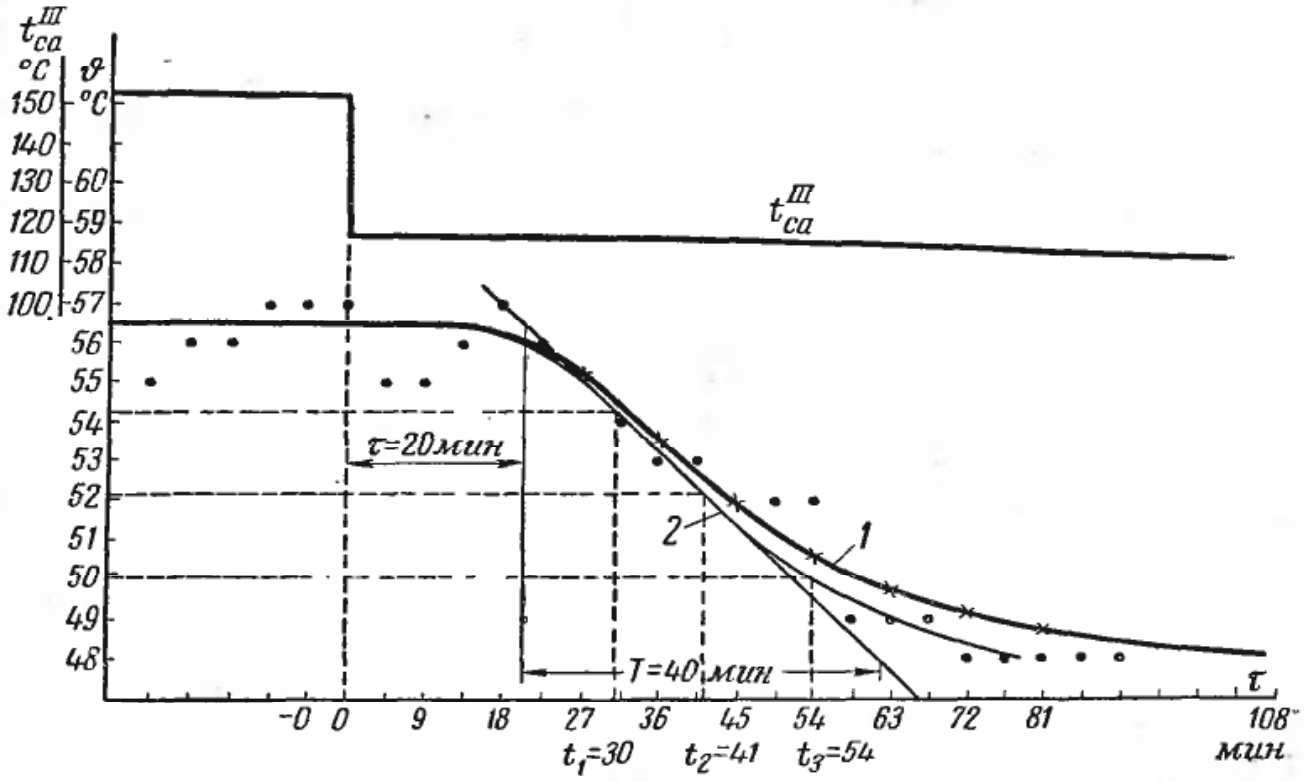


Рис. 13-18. Динамическая характеристика изменения температуры зерна при снижении температуры сушильного агента ($\lambda = 45\%$; $\varphi = 8{,}5°$ С).

сительному перемещению исполнительного коэффициента, %:

$$K_у = \frac{\varphi}{\lambda} = \frac{8{,}5}{45} = 0{,}19° \text{ С/\% хода.}$$

Возможное пиковое возмущение на объекте M при выбранном максимальном ходе исполнительного механизма $\lambda = 45\%$ в масштабе хода исполнительного механизма равно 0,45.

Моделирование процесса сушки на аналоговой электронной машине. Для исследования сушки при различных режимах не всегда представляется возможным провести по широкой программе эксперимент и выявить закономерности производственного процесса, а также «поведение» автоматических устройств, включаемых в систему регулирования. Например, сушка зерна производится в сушилках производительностью в десятки и сотни тонн в час. Пропуск такого большого количества зерна в течение длительного времени и возможность брака при эксперименте представляют значительные трудности, а иногда делают невозможными такие исследования. В этом случае целесообразно осуществлять моделирование процесса, которое выполняется на основе математического описания процесса и полученных физических уравнений.

Моделирование системы автоматического регулирования позволяет сравнительно легко и быстро исследовать «поведение» системы при различных установках, определяющих коэффициент усиления, постоянную времени и время запаздывания, и выбрать оптимальные настройки.

Моделирование может также указать, возможно ли осуществить регулирование по данному каналу и взаимосвязь с другими каналами всей системы автоматического регулирования в целом.

Моделирование может быть осуществлено несколькими путями: на геометрической модели, на специальной физической модели для данного объекта и на аналоговых или цифровых вычислительных электроиных машинах.

Применение геометрической модели (модели сушилки, уменьшеиной в определенном масштабе) затрудняется в связи со сложностью проектирования и изготовления модели на основе методов и критериев подобия, а также невозможностью уменьшить в определенном масштабе сушилку и сушимый материал (например, размер зерна). Кроме того, трудно создать в уменьшенной сушилке такие же условия тепло- и массообмена при движении зерна или другого материала, как в производственной сушилке.

Построение специальной физической модели возможно только на базе тщательного изучения и определения физических параметров материала и объекта и в результате составления аналитических уравнений на базе этих исследований. Оно представляет также значительные трудности. Поэтому построение специальных физических моделей целесообразно осуществлять только в том случае, если невозможно применять аналоговые или цифровые вычислительные устройства.

Большое применение для моделирования и изучения различных процессов тепло- и массообмена и для определения динамических характеристик получили цифровые и аналоговые электронные вычислительные машины, например МН-7.

Для применения аналоговых машин МН-7 необходимо полученные уравнения привести к машинному виду для каждого

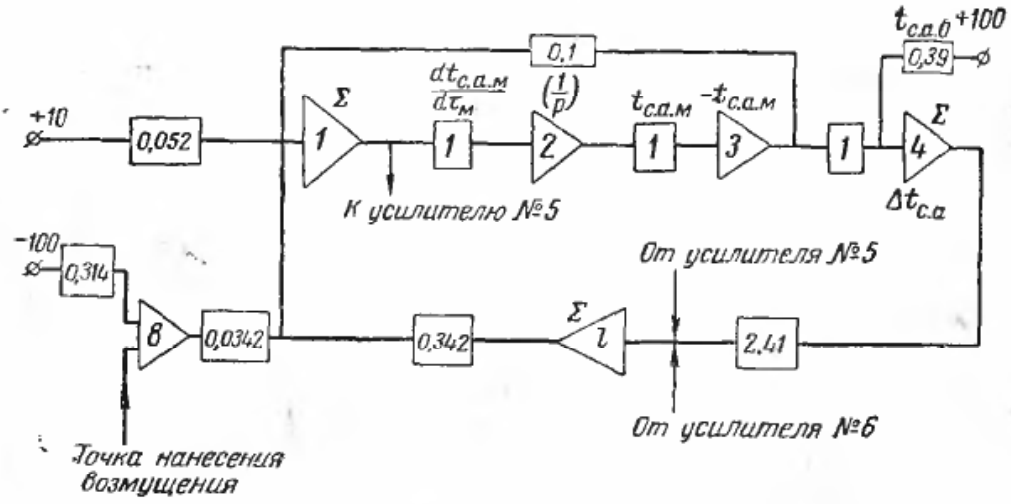


Рис. 13-19. Схема замещения, составленная для аналоговой машины МН-7, упрощенная только для уравнения (13-12).

канала регулирования. С этой целью выполняются следующие операции:

1. Каждое уравнение решается относительно производных $\frac{dt}{d\tau}$, $\frac{d\vartheta}{d\tau}$ и т. п.

2. Переменные, входящие в уравнения, переводятся в новые масштабы (так как машинные переменные могут изменяться только в определенных пределах), часовые значения их приводятся к секундным. Например, выполним эти операции для уравнения (13-4) (без учета x^{III}):

$$а)\ \frac{dt_{с.а}}{d\tau} = -9{,}02t^{I}_{с.а} + 3{,}82G_г + 3{,}94t_в + 338; \qquad (13\text{-}9)$$

$$б)\ \frac{dt_{с.а}}{d\tau_м} = -360t^{I}_{с.а\,м} + 154G_{тм} + 158t_{вм} + 13\,520; \qquad (13\text{-}10)$$

$$в)\ \frac{dt_{с.а}}{d\tau_м} = -0{,}1t^{I}_{с.а\,м} + 0{,}0342G_{тм} + 0{,}0565t_{вм} + 0{,}94. \qquad (13\text{-}11)$$

При пересчете уравнения «а» в уравнение «в» отношение максимального переходного процесса к минимальному принято равным $\sim 40\left(\frac{160\ мин}{4\ мин}\right)$.

Для решения на аналоговой машине уравнение (13-11) упрощается за счет подстановки температуры воздуха, принятой постоянной и равной 30° С. Подстановка этого значения с учетом масштаба машины дает возможность представить уравнение в следующем виде:

$$\frac{dt_{с.а}}{d\tau_м} = -0{,}1t^{I}_{с.ам} + 0{,}0342G_{тм} + 0{,}52. \qquad (13\text{-}12)$$

При моделировании системы автоматического регулирования необходимо решать совместно уравнения объекта и регулятора.

Уравнение регулятора, так же как и уравнение объекта регулирования, приводится к машинному виду. Соответственно уравнениям регулятора и объекта регулирования, а также системы аналоговой вычислительной машины составляется схема замещения, которая и вводится в эту машину.

На рис. 13-19 представлена схема замещения, составленная для аналоговой машины МН-7 по уравнению (13-12) (без учета регулятора). Изменяя сопротивление в цепи усилителя, имитирующего расход топлива, можно наблюдать по прибору или осциллографу изменение величины $t_{с.а}$, т. е. получить динамическую характеристику $t_{с.а} = f(B)$.

Расчетные и экспериментальные динамические характеристики должны сравниваться с полученными на вычислительной машине; их соответствие показывает правильность условий для выбора системы регулирования и типа регуляторов.

Выбор регуляторов и систем автоматики на основе динамических характеристик. Выбор типа регуляторов и их уставок должен быть произведен только на основе динамических характеристик.

Для настройки системы регулирования и выбора регулятора по динамическим характеристикам определяются следующие



Рис. 13-20. Переходный процесс с 10%-ным перерегулированием для изменения температуры зерна при снижении температуры сушильного агента (для второго канала регулирования).

$\tau_а$ — время запаздывания; $\tau_р$ — период регулирования (максимальное отклонение 5°; время регулирования 115 *мин*).

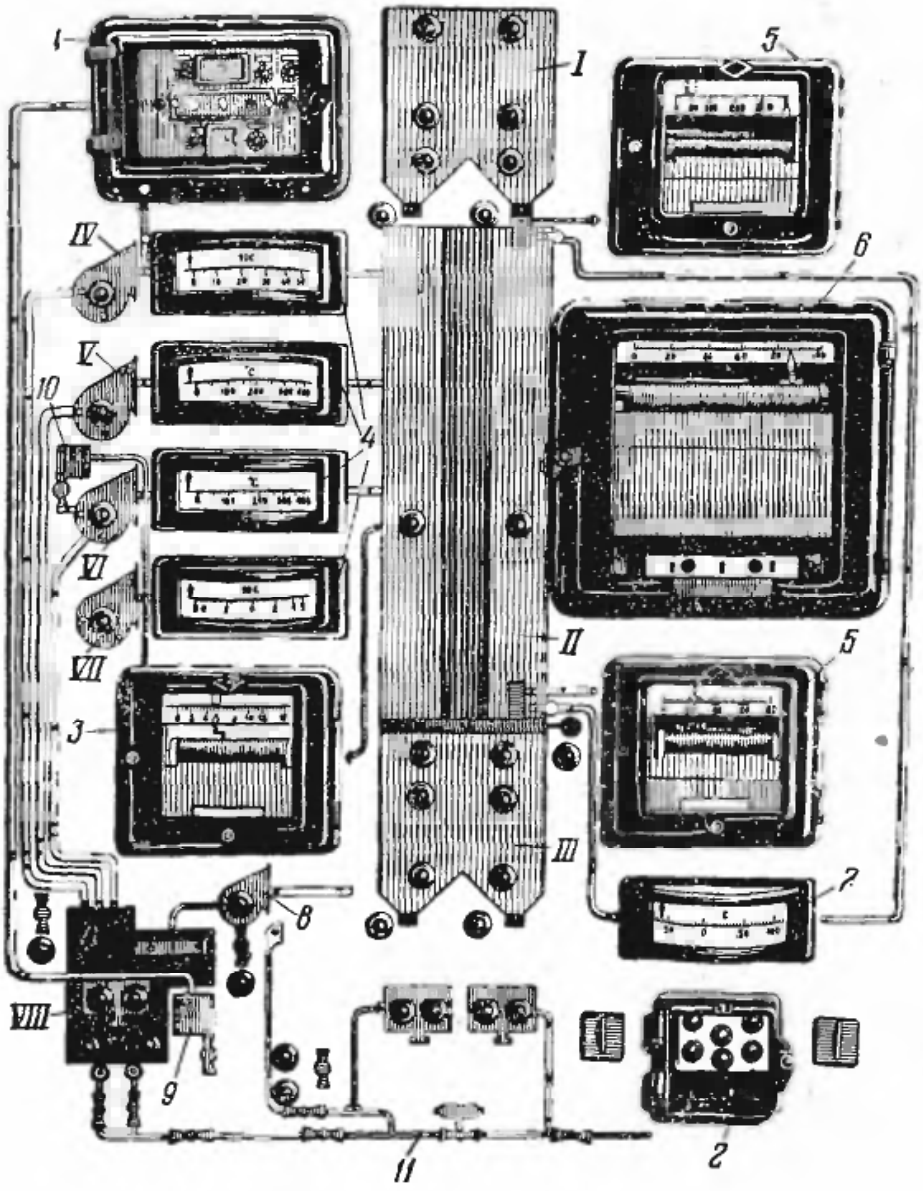


Рис. 13-21. Схема автоматического регулирования зерносушилки.

I — бункер влажного зерна (надсушильный); *II* — шахта сушилки; *III* — бункер высушенного зерна (подсушильный); *IV*, *V* и *VI* — вентиляторы первой, второй и третьей зон; *VII* — вентиляторы камеры охлаждения; *VIII* — топка сушилки; *1* — регулятор расхода газообразного топлива ЭРС-59; *2* — регулятор РУ4-16А; *3* — прибор МСР-1-06; *4* — логометры для измерения температуры сушильного агента и охлаждающего зерно воздуха; *5* — потенциометры влагомеров ПСР-1-04; *6* — многоточечный самопишущий мост для контроля и регулирования температуры зерна ЭПП-209; *7* — логометры для измерения температуры зерна на входе и выходе из сушилки; *8* — дымосос топки; *9* — колонка дистанционного управления и регулирования расхода газа КДУ-ПП (первый канал регулирования); *10* — колонка дистанционного управления и регулирования температуры зерна (второй канал регулирования) КДУ-ПП; *11* — газопровод с арматурой.

сновные величины: запаздывание объекта , постоянная времени объекта T, отноше-ие $\frac{\varphi}{T}$, коэффициент усиления объекта $K_у$.

Для выбора наиболее рациональных точки зрения технологии переходных процессов по каналам регулирования обычно ыполняются расчеты для четырех процес-в регулирования: без перерегулирования, 20%-ным перерегулированием, с минимальным временем регулирования и с минимальной интегральной квадратичной ошибкой.

Для каждого из этих процессов опре-еляются указанные выше четыре парамет-. Эти варианты анализируются также на налоговой машине и выбирается наилучший в отношении технологии переходный процесс регулирования (рис. 13-20). Для выбранного переходного процесса по справочной литературе выбирается тип регулятора и определяются его уставки[1].

На основе аналитического и экспериментального исследований по рассмотренной ниже методике ПКИПИЩЕПРОМ разработал систему автоматического регулирования шахтной зерносушилки, представленную на рис. 13-21.

[1] Подробнее см. А. П. Копелович, Инженерные методы расчета при выборе автоматического регулирования технологических процессов, Металлургиздат, 1960 и [Л. 35].

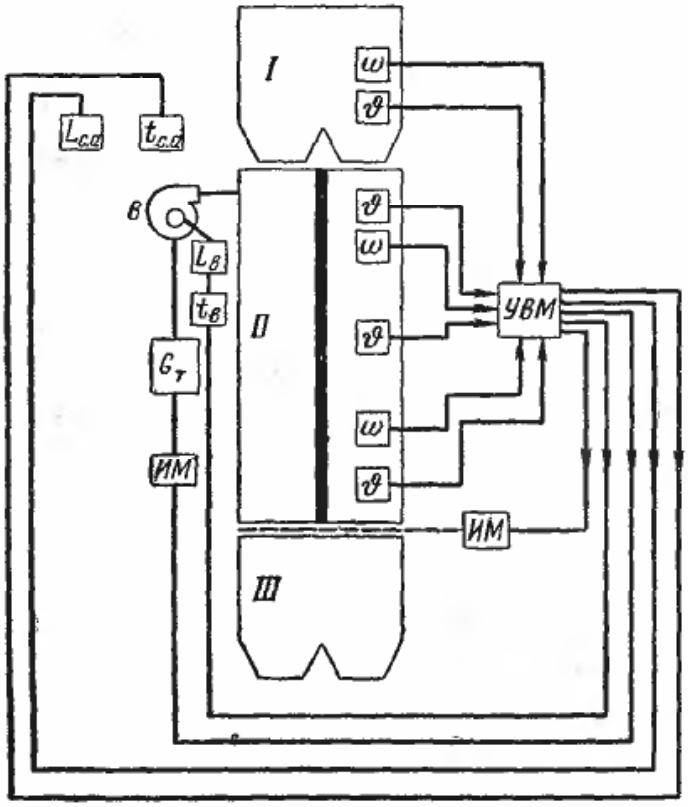


Рис. 13-22. Принципиальная схема автоматического регулирования процесса сушки зерна в шахтной зерносушилке с применением управляющей вычислительной машины.
I и III — бункера влажного и сухого зерна; *II* — шахтная сушилка; *УВМ* — управляющая вычислительная машина; *ИМ* — исполнительный механизм; $G_т$ — датчик расхода топлива газа; $L_{с.а}$, $L_в$, $t_{с.а}$ и $t_в$ — датчики расхода и температуры сушильного агента и воздуха; ω и ϑ — датчики влажности и температуры зерна.

По первому каналу расход газообразного топлива устанавливается регулятором ЭРС-59 в зависимости от температуры сушильного агента в первой зоне сушилки. По второму каналу контролируется температура зерна на выходе из сушильной части шахты в охладительную камеру с помощью регулятора РУ4-16А в комплекте с прибором МСР-1-06. Одновременно логометрами указываются температуры сушильного агента и охлаждающего воздуха, а также температура зерна на выходе в камеру охлаждения. Температура зерна регистрируется. Кроме того, влагомеры *5* указывают начальную и конечную влажность зерна.

Сотрудником ПКИПИЩЕПРОМ Б. С. Дониным предлагается схема автоматического регулирования процесса сушки зерна с применением управляющей вычислительной машины, позволяющая устанавливать оптимальный режим сушки зерна при значительном колебании его начальной влажности. Эта принципиальная схема показана на рис. 13-22.

Принцип регулирования в данном случае следующий. В зависимости от влажности и температуры поступающего зерна влагомеры и датчики подают импульсы на счетно-решающее устройство, которое вырабатывает программу технологического процесса. В счетно-решающее устройство вводятся полученные алгоритмы от датчиков.

Выход управляющей вычислительной машины соединен с регуляторами, воздействующими на исполнительные механизмы затвора, регулирующего экспозицию сушки, на шиберные заслонки, регулирующие расход сушильного агента, на клапаны, регулирующие расход топлива, и другие устройства в зависимости от выбранной схемы регулирования.

Датчики, расположенные по сечению шахты и в воздуховодах, дают в счетно-решающее устройство информацию о ходе процесса и по результатам сравнения с заданными величинами (при отклонении от нормального процесса) воздействуют на соответствующие исполнительные механизмы.

В результате устанавливается заданный оптимальный режим работы сушильной установки.

Следует отметить, что автоматическое регулирование шахтной сушилки с помощью вычислительной машины значительно дороже и применение ее требует технико-экономического обоснования.

ГЛАВА ЧЕТЫРНАДЦАТАЯ

ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКИЕ ПОКАЗАТЕЛИ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК И ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ВТОРИЧНЫХ ТЕПЛОВЫХ РЕСУРСОВ

14-1. Годовые эксплуатационные расходы и себестоимость сушки

Годовые эксплуатационные расходы сушильного цеха составляются из следующих элементов: а) стоимости расходуемых в процессе эксплуатации электроэнергии $P_э$, пара $P_п$ или топлива $P_т$, материалов $P_м$, например смазки, химических реактивов и пр.; б) амортизационных отчислений $P_а$ от капитальных затрат на сооружение сушильной установки или цеха, служащих для погашения начальной стоимости оборудования и сооружений за определенное число лет работы в связи с их естественным и техническим износом; часть амортизационных отчислений расходуется на производство капитальных

ремонтов; в) заработной платы персонала сушильного цеха, включая ремонтный, с начислениями на нее $P_з$; г) прочих расходов $P_{пр}$ (в частности, затрат на материалы для текущего ремонта). Таким образом, годовые эксплуатационные затраты равны:

$$\Sigma P_г = P_э + P_п + P_м + P_а + P_з + P_{пр}. \qquad (14\text{-}1)$$

По величине суммарных годовых эксплуатационных расходов и по количеству высушенного в год материала определяют себестоимость сушки $S_с$ единицы материала по формуле

$$S_с = \frac{\Sigma P_г}{П}, \qquad (14\text{-}2)$$

где $\Sigma P_г$ — суммарные годовые затраты, руб.;

П — годовая производительность сушильного цеха в единицах продукции, $м^3$, $кг$ или шт.

Нормы амортизационных отчислений установлены соответствующими законоположениями для зданий, сооружений и оборудования. Эти нормы различны для отдельных отраслей промышленности.

Часть эксплуатационных расходов сушильного цеха, зависящую от его годовой производительности или от количества высушенного материала, называют переменными затратами — расходами. Другую часть эксплуатационных расходов, не зависящую от производительности сушильного цеха, называют постоянными затратами — расходами.

Расходы на топливо, электроэнергию, пар — затраты в основном переменные, так как они изменяются при изменении выпуска продукции. Постоянной их составляющей являются расходы на холостой ход. Основная зарплата штатного персонала сушильного цеха должна быть отнесена к постоянным расходам, часть расходов на оплату персонала (премиальная, прогрессивная и др.); связанная с выпуском продукции, относится к переменным затратам. Расходы на амортизацию сооружений и оборудования сушильного цеха относят

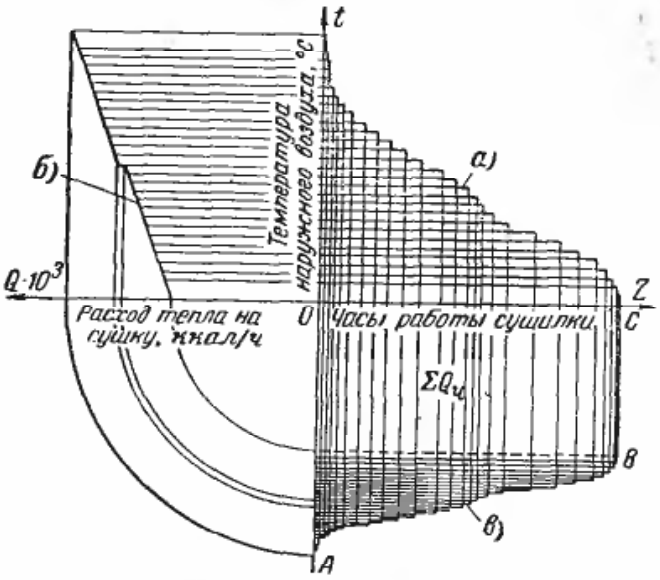


Рис. 14-1. Графический метод определения годового расхода тепла.

а — кривая продолжительности среднегодовых температур; *б* — кривая часового расхода тепла на сушилку в зависимости от температуры наружного воздуха; *в* — *OABC* — площадка, соответствующая годовому расходу тепла.

к постоянным затратам, хотя они также зависят от числа часов работы или годовой производительности сушильного цеха.

Определение годового расхода тепла на сушку. Для калькуляции себестоимости сушки необходимо определить годовой расход тепла и топлива на сушку. Целесообразно для этой цели применить графический метод, показанный на рис. 14-1. Для этой цели в правой верхней четверти графика по оси абсцисс откладывают число часов работы сушилки в год (при различных температурах наружного воздуха), а по оси ординат — средние температуры наружного воздуха для данной области, а затем наносят кривую *а* продолжительности различных температур для тех месяцев, когда работает сушильный цех. Затем в левой верхней четверти этого графика по оси абсцисс в соответствующем масштабе откладывают расчетные часовые расходы тепла (обычно в тыс. *ккал*) в зависимости от температуры наружного воздуха; при этом ось ординат левого верхнего графика имеет ту же размерность (температуры наружного воздуха) и совпадает с осью ординат правого графика (верхней четверти). В левой верхней четверти графика по расчетным данным строят кри-

вую часовых расходов тепла на сушильный цех (или сушилку) в зависимости от температуры наружного воздуха. Кривая *б* часовых расходов тепла при 0° С имеет перегиб, соответствующий скачкообразному изменению расхода тепла на таяние замерзшей влаги.

Построив кривую часовых расходов тепла, далее графическим интегрированием строят кривую *b*. Площадка *OABC* и будет соответствовать годовому расходу тепла. Спланиметрировав эту площадку или определив среднюю ординату (соответствующую среднегодовому часовому расходу тепла) и умножив ее на годовое число часов работы сушильного цеха (или сушилки), находят годовой расход тепла. По годовому расходу тепла определяют годовой расход пара или топлива. Этот график наглядно показывает, насколько летний расход пара отличается от зимнего (на рис. 14-1 — незначительно).

Стоимость потребляемого сушилками пара или топлива (если сушилки работают на смеси дымовых газов с воздухом и имеют отдельные топки или если подогрев воздуха осуществляется в топочных рекуператорах) в большинстве случаев является наибольшей составляющей годовых эксплуатационных расходов.

Годовые расходы на топливо равны:

$$P_т = B_г S_т \cdot 10^{-3} \text{ руб/год}, \quad (14\text{-}3)$$

где $B_г$ — годовой расход натурального топлива, *кг/год*;
$S_т$ — цена натурального топлива, включая стоимость транспорта от места добычи до сушилки, *руб/т*.

Расходуемое сушильными цехами топливо оплачивается по установленной цене, которая зависит от стоимости перевозки. Сравнение различных топлив по их стоимости не показательно. Правильным является сравнение топлив по их теплотворной способности по отношению к условному топливу, теплотворная способность которого принимается равной 7 000 *ккал/кг*.

Пересчет данного рабочего топлива на условное производится умножением его веса на отношение теплотворных способностей этих топлив, т. е. на величину $Q^р_н/7\,000$.

Кроме того, при использовании топлив в сушильных установках большое значение имеют их зольность и содержание серы; в некоторых случаях топлива, содержащие значительные количества золы и серы, вообще неприменимы для целей сушки.

Годовой расход топлива равен:

$$B_г = Bn,$$

где B — часовой расход топлива в топках при максимальной расчетной производительности сушилки, *т/ч*;
n — число часов использования максимальной (расчетной) производительности сушилки.

Если определение числа часов использования максимальной (расчетной) производительности сушилки затруднено, то можно, определив годовой расход тепла, графически, как это указано на рис. 14-1, найти расход топлива по формуле (для сушилок на топочных газах)

$$B_г = \frac{Q_г}{Q^р_в \eta_т}, \quad (14\text{-}4)$$

где $Q_г$ — годовой расход тепла на сушку, определяемый графически согласно рис. 14-1, *ккал/год*;
$Q^р_в$ — высшая теплотворная способность топлива, *ккал/кг*;
$\eta_т$ — к. п. д. топки.

Для сушилок с паровым обогревом вместо расхода топлива определяют расход пара по формуле

$$D_г = \frac{Q_г}{(i - t_к)\eta_п}, \quad (14\text{-}5)$$

где i — энтальпия греющего пара, *ккал/кг*;
$t_к$ — энтальпия конденсата, *ккал/кг*;
$\eta_п$ — к. п. д., учитывающий потери тепла трубопроводами.

Годовая стоимость пара определяется по формуле

$$P_{\text{п}} = D_{\text{г}} S_{\text{п}}, \qquad (14\text{-}6)$$

где $D_{\text{г}}$ — годовой расход пара на сушильный цех, включая расход тепла на дежурное отопление и вентиляцию цеха, *т/год*;

$S_{\text{п}}$ — стоимость пара, *руб/т*.

Годовой расход пара определяется как

$$D_{\text{г}} = Dn + D', \qquad (14\text{-}7)$$

где D — часовой расход пара при максимальной (расчетной) производительности сушилки, *т*;

n — число часов работы сушилок в год при максимальной (расчетной) производительности сушилки;

D' — годовой расход пара на дежурное отопление и вентиляцию цеха.

Если для отопления и вентиляции сушильного цеха в качестве теплоносителя применяется горячая вода, то делают соответствующий пересчет стоимости 1 млн. *ккал* тепла горячей воды на стоимость 1 *т* пара.

Основные составляющие себестоимости сушки могут определяться следующим образом.

Удельная стоимость пара на единицу продукции

$$P_{\text{п}}^{\text{уд}} = \frac{P_{\text{п}}}{\text{П}}, \qquad (14\text{-}8)$$

где $P_{\text{п}}$ — годовая стоимость пара, руб.;

П — годовая производительность сушильного цеха, *м³/кг* или шт.

Годовая стоимость электроэнергии определяется по формуле

$$P_{\text{э}} = Э_{\text{г}} S_{\text{э}} \cdot 10^{-2} \text{ руб/год}, \qquad (14\text{-}9)$$

где $Э_{\text{г}}$ — годовой расход электроэнергии на сушильный цех, включая электроосвещение, *квт·ч*;

$S_{\text{э}}$ — цена 1 *квт·ч*, коп.

Годовой расход электроэнергии определяется по формуле

$$Э_{\text{г}} = \Sigma N_i n_i + Э_{\text{осв}}, \qquad (14\text{-}10)$$

где N_i — средняя часовая нагрузка электродвигателей, *квт*;

n_i — фактические числа часов работы электродвигателей в год;

$Э_{\text{осв}}$ — годовой расход энергии на электроосвещение сушильного цеха, *квт·ч*.

Удельная стоимость электроэнергии на единицу продукции

$$P_{\text{э}}^{\text{уд}} = \frac{P_{\text{э}}}{\text{П}}, \qquad (14\text{-}11)$$

где $P_{\text{э}}$ — годовая стоимость электроэнергии, руб.;

П — годовая производительность сушильного цеха, *м³*, *кг* или шт.

Для действующих сушильных цехов расход пара и электроэнергии на сушильный цех или отдельные сушилки определяется по показаниям приборов, а расход топлива — систематическим учетом потребления сушильным цехом. Стоимость смазки, обтирки, химических реактивов и других материалов, необходимых во время эксплуатации и текущего ремонта сушилки, при проектировании сушилки определяется по расчетным и нормативным данным, а при эксплуатации сушилки — путем их систематического учета.

Стоимость сооружения сушильного цеха складывается из затрат на здание цеха и стоимости самой сушилки со всем вспомогательным оборудованием, включающим электромоторы, вентиляторы, воздухоподогреватели, обеспыливающие устройства, конденсатоотводчики и т. п.; сюда также включается стоимость контрольно-измерительных приборов и автоматики, транспортных приспособлений, обслуживающих сушилку, вентиляции цеха, устройств, диктуемых техникой безопасности и охраной труда (пожарный водопровод, пожарная сигнализация и т. п.), стоимость сушильной лаборатории и мест общего

пользования (комнат отдыха, душевых и т. д.). В стоимость сооружения сушильного цеха включается также монтаж и транспорт оборудования и материалов.

В сушилках, работающих на топочных газах, в стоимость сооружения включается стоимость топочного помещения и топочных устройств со всем их оборудованием.

Стоимость сооружения сушильного цеха определяется по строительным сметам; стоимость сушилки определяется стоимостью ее изготовления и монтажа со всем вспомогательным оборудованием, контрольно-измерительными приборами и автоматикой.

Для сравнения экономичности сушки одних и тех же материалов при различных способах сушки или различных типах сушилок пользуются, кроме определения себестоимости сушки, еще сравнительными удельными расходами тепла, топлива и электроэнергии.

Удельный расход тепла

$$q_{уд} = \frac{Q}{П}, \qquad (14\text{-}12)$$

где Q — расход тепла на сушку с учетом всех потерь за час, процесс или год, *ккал*;

$П$ — производительность сушилки за соответствующий промежуток времени.

Удельный расход топлива

$$b = \frac{BQ_н^р}{7\,000П} = \frac{q}{7\,000}, \qquad (14\text{-}13)$$

где B — расход топлива с учетом всех потерь за час, процесс или год;

q — расход тепла на единицу продукции сушильного цеха;

$Q_н^р$ — низшая теплотворная способность условного топлива.

Удельный расход электроэнергии

$$Э_{уд} = \frac{Э}{П}, \qquad (14\text{-}14)$$

где $Э$ — расход электроэнергии на электродвигатели и освещение за час, процесс или год, *квт·ч*.

Коэффициенты полезного действия сушилки и сушильной установки определяются в зависимости от сушильного агента по формулам § 3-3.

Пример 14-1. Определить себестоимость сушки условного[1] лесоматериала и удельные расходы энергии, тепла и топлива в сушильном цехе производительностью 62 500 *м³/год*. Сушилки работают на топочных газах от специальных топок.

Стоимость здания сушильного цеха	30 800 руб.
Стоимость оборудования сушильного цеха	7 800 „
Стоимость топочного помещения и монтажа топок	15 000 „
Стоимость механизации топливоподачи, рельсовых путей и транспортных приспособлений	19 450 „

Амортизацию оборудования сушильного цеха принять 10%. Амортизацию здания сушильного цеха и топочного помещения принять 2,6%. Обслуживающий персонал состоит из начальника цеха, 4 мастеров-сушильщиков, 4 дежурных сушильщиков, 2 лаборантов, 4 монтеров-мотористов, 4 дежурных слесарей, 4 дежурных у топок и 8 подсобных рабочих.

Годовая зарплата персонала 24 000 руб. Начисления на зарплату составляют 40%. Годовой расход электроэнергии 18 600 *квт·ч*, цена электроэнергии 1,75 *коп/квт·ч*. Годовой расход топлива 7 550 *т*; цена топлива 5,3 *руб/т*. Годовая стоимость расходуемых смазочных и обтирочных материалов и химических реактивов составляет $P_м = 500$ руб. Годовые затраты на текущий ремонт составляют:

$$P_{пр} = 1\,500 \text{ руб.}$$

Амортизационные отчисления

$$P_а = 0{,}1\,(7\,800 + 19\,450) + \\ + 0{,}026\,(30\,800 + 15\,000) = 3\,920 \text{ руб.}$$

Зарплата обслуживающего персонала с начислениями

$$P_з = 1{,}4 \cdot 24\,000 = 33\,600 \text{ руб.}$$

Стоимость электроэнергии

$$P_э = 0{,}0175 \cdot 186\,000 = 3\,260 \text{ руб.}$$

Стоимость топлива

$$P_т = 5{,}3 \cdot 7\,550 = 40\,000 \text{ руб.}$$

Годовые эксплуатационные расходы сушильного цеха по формуле (14-1)

$$\Sigma P_г = P_э + P_т + P_м + P_а + P_з + P_{пр} = \\ = 3\,260 + 40\,000 + 500 + 3\,920 + 33\,600 + \\ + 1\,500 = 82\,840 \text{ руб.}$$

[1] Условным лесоматериалом называют сосновые доски толщиной 50 *мм*, которые необходимо высушить с влажности 60% до влажности 12%.

Стоимость сушки 1 $м^3$ условного материала

$$S_c = \frac{\Sigma P_г}{П} = \frac{82\,840}{62\,500} = 1{,}32 \ руб/м^3.$$

Удельный расход электроэнергии

$$Э_{уд} = \frac{Э_г}{П} = \frac{186\,000}{62\,500} = 3 \ квт \cdot ч/м^3.$$

Удельный расход топлива

$$b = \frac{B_г}{П} = \frac{7\,550 \cdot 10^3}{62\,500} = 120 \ кг/м^3.$$

Расход тепла на 1 $кг$ испаренной влаги

$$q = \frac{bQ_в^р}{W} = \frac{120 \cdot 2\,870}{216} =$$

$$= 1\,600 \ кг/кг \text{ испаренной влаги,}$$

где $Q_в^р$ — высшая теплотворная способность топлива, $ккал/кг$;

W — количество удаляемой влаги из 1 $м^3$ условного материала.

При сравнении различных вариантов сушильных установок необходимо учитывать срок окупаемости.

Срок окупаемости

$$\tau = \frac{K_2 - K_1}{C_1 - C_2}, \qquad (14\text{-}15)$$

где K_1 и C_1 — капиталовложения и себестоимость годовой продукции (годовые издержки) первого варианта;

K_2 и C_2 — то же второго варианта.

Срок окупаемости в годах сравнивается с нормативным сроком τ.

Сроки окупаемости установок, аналогичных сушильным агрегатам, принимают 8 лет.

Если расчеты по формуле (14-15) показывают, что $\tau = \tau_{норм}$, то варианты равноценны. При $\tau < \tau_{норм}$ выгоднее второй вариант, а при $\tau > \tau_{норм}$ выгоднее первый вариант.

Для сопоставления значительного числа вариантов сушильного агрегата удобно пользоваться формулой

$$C_1 + \frac{1}{\tau_{норм}} K_1 \lesseqgtr C_2 + \frac{1}{\tau_{норм}} K_2 \lesseqgtr C_3 + \frac{1}{\tau_{норм}} K_3 \lesseqgtr \ldots \qquad (14\text{-}16)$$

В этом случае наиболее экономичным является вариант, имеющий минимальное значение $C + \frac{1}{\tau_{норм}} K$.

Срок окупаемости при рационализаторских предложениях определяется по формуле

$$\tau = \frac{K}{\Delta u - aK}, \qquad (14\text{-}17)$$

где K — затраты на осуществление рационализаторского предложения;

Δu — экономия (снижение эксплуатационных расходов);

a — амортизационные расходы.

14-2. Использование теплоты конденсата, отходящих газов и влажного воздуха сушильных установок

В целях повышения тепловой экономичности сушильных установок в ряде случаев представляется целесообразным использовать теплоту конденсата от калориферов сушилки, тепло отходящих газов от топки сушилки или от других агрегатов, а также тепло влажного воздуха, уходящего из сушилки.

Наиболее рационально использовать эти вторичные тепловые ресурсы в самой сушильной установке, например для подогрева воздуха тепловых завес в конвейерных сушилках, не имеющих дверей, или для подогрева материала перед его поступлением в сушилку и т. п., так как при этом обеспечивается полная синхронность работы калориферов сушилки и теплоуловителей. Меньшая экономичность, но все же достаточная в ряде случаев для того, чтобы устанавливать теплоуловители, получается в том случае, если эти вторичные тепловые ресурсы используются для каких-либо других технологических нужд предприятия или для отопительно-вентиляционных установок цеха, где установлена сушилка.

Использование тепла конденсата. Для снижения расхода топлива в сушильных установках применяются различные схемы использования тепла конденсата. В этих схемах предусматри-

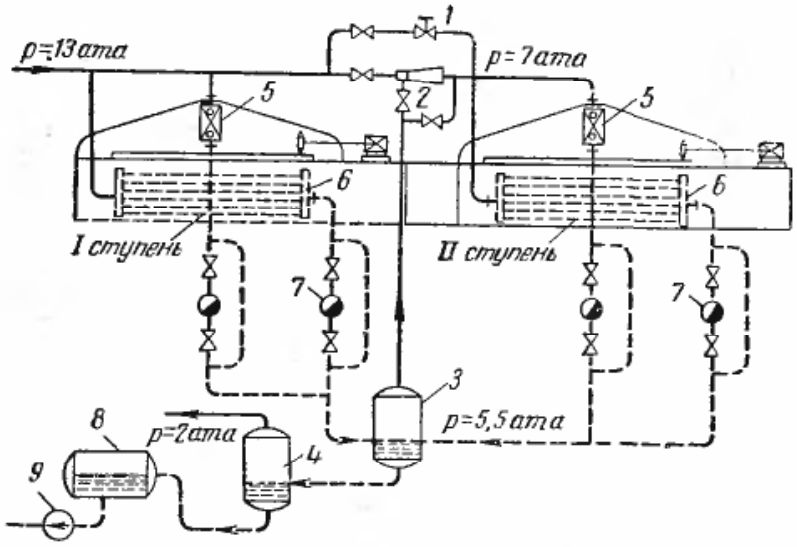


Рис. 14-2. Схема пароснабжения шестиярусной сушилки для гипсовой штукатурки.

1 — редуктор 13/7 *ата*; *2* — пароструйный компрессор; *3* — расширитель первой ступени; *4* — расширитель второй ступени; *5* — калориферы; *6* — радиаторы; *7* — конденсатоотводчики; *8* — сборный конденсатный бак; *9* — насос для перекачки конденсата в котельную.

вается устранение потерь конденсата от его самовскипания, имеющего место, если в сушилках недопустимо переохлаждение конденсата ниже 100° С, а конденсат должен поступать в открытый сборный конденсатный бак, из которого он перекачивается в котельную.

На рис. 14-2 показана схема пароснабжения шестиярусной сушилки для гипсовой штукатурки. Пар давлением 13 *ата* поступает в ребристые стальные воздухоподогреватели *5* и гладкотрубные стальные воздухоподогреватели *6* первой ступени сушилки, в которой поддерживается более высокая температура. Во второй ступени по режиму сушки требуется более низкая температура и поэтому применяется пар давлением 7 *ата*.

Для понижения давления пара может быть установлен редуктор *1*, дросселирующий пар с 13 до 7 *ата*.

Значительно большее использование тепла от самовскипания конденсата, а следовательно, и бóльшую экономию пара можно получить при установке вместо редуктора *1* струйного насоса — инжектора *2*. Инжектор может использовать энергию, бесполезно теряемую при дросселировании пара в редукторе, на создание пониженного давления в расширителе первой ступени, т. е. вместо 7 *ата* он может снизить в нем давление, например, до 5,5 *ата* и повысить его (в диффузоре инжектора) до давления 7 *ата* за счет энергии рабочего пара давлением 13 *ата*, поступающего в струйный компрессор.

Благодаря уменьшению давления в расширителе первой ступени до 5,5 *ата* увеличивается перепад энтальпий конденсата (с 29 до 38 *ккал/кг*), а следовательно, увеличивается и количество пара, образующегося при самовскипании конденсата от подогревателей первой ступени. Кроме того, в расширитель первой ступени может поступать для самовскипания и конденсат второй ступени, снижая энтальпию пропорционально изменению давления пара (с 7 до 5,5 *ат*).

Достоинством рассмотренной схемы является то обстоятельство, что если подогреватели сушилки вследствие неисправности конденсатоотводчиков работают с пролетным паром, то он в дальнейшем используется в подогревателях второй ступени сушилки.

Конденсат из расширителя первой ступени поступает в расширитель второй ступени, в котором поддерживается давление 2 *ат*, вследствие чего вновь происходит самовскипание конденсата. Пар, образующийся во второй ступени, используется в зимнее время для целей отопления и вентиляции цеха, а в летнее время — для подогрева воды, необходимой для технологических нужд производства.

Схемы с использованием теплоты самовскипания конденсата представляют большой интерес в случаях, когда производится дросселирование рабочего пара перед поступлением его в подогреватели сушилки.

Использование отходящих дымовых газов. Использование тепла отходящих газов от котельных установок, промышленных печей, двигателей внутреннего

сгорания и других тепловых установок для сушки материалов может дать значительную экономию топлива, особенно если количество отбросного тепла соответствует количеству тепла, необходимого для целей сушки.

Осуществление такого мероприятия часто не требует крупных затрат и выполнимо силами самих предприятий. Особенно рекомендуется широко использовать отходящие дымовые газы для сушки различных материалов, не боящихся загрязнения, или сушка которых должна производиться во влажном воздухе при температурах 60—70° С. В этом случае дымовые газы могут быть очищены от летучей золы, сажи и искр в контактных теплообменниках, в которых они вступают в тепловлагообмен с водой. При таком способе очистки температура газов понижается, а влагосодержание увеличивается, однако, принимая схему сушилки с однократным использованием сушильного агента, все же можно получить параметры сушильного агента, соответствующие мягким режимам сушки древесины и других материалов. Принципиальная схема такой установки показана на рис. 14-3. В этой схеме в контактном теплообменнике применяют рециркуляцию воды, увлажняющей дымовые газы, при помощи насоса *4*. В момент пуска установки отработавшие газы выпускают после теплообменника в атмосферу, а воду специально подогревают с помощью змеевика, так как если в теплообмен с дымовыми газами будет вступать холодная вода, то дымовые газы будут не увлажняться, а осушаться и не будут пригодны для использования в сушилке. После подогрева воды до температуры мокрого термометра или несколько выше температура ее при рециркуляции почти не изменяется, если добавки для компенсации воды, испаренной дымовыми газами, производить водой, подогретой несколько выше температуры мокрого термометра.

Для очистки дымовых газов от сажи в теплообменниках ВТИ ре-

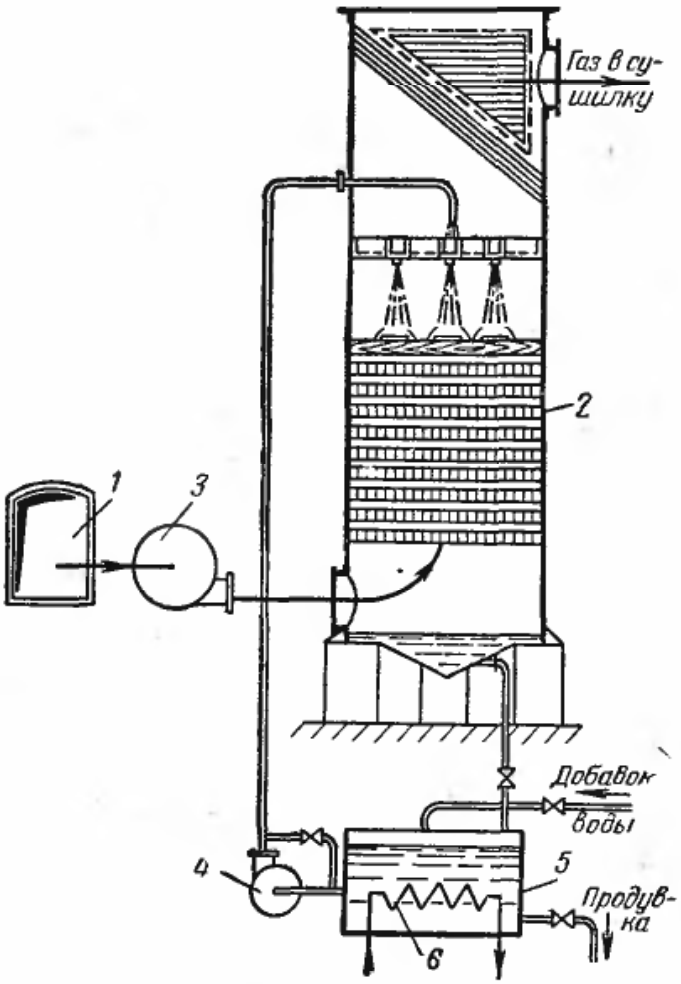


Рис. 14-3. Принципиальная схема использования дымовых газов в сушилке.
1 — боров горячих газов; *2* — контактный теплообменник; *3* — вентилятор; *4* — насос; *5* — бак для рециркулирующей воды; *6* — змеевик для подогрева воды в начальный момент.

комендует использование сульфитных щелоков, добавляемых в количестве 3% к воде, орошающей теплообменник.

Если сушимый материал не боится загрязнений, то может быть применена схема сушилки с рециркуляцией, т. е. с добавлением к рециркулирующей в сушильной камере смеси некоторого количества отработавших дымовых газов (для получения заданной по режиму температуры смеси, поступающей в сушилку).

Использовать тепло отходящих дымовых газов для подогрева воздуха при помощи трубчатых или пластинчатых воздухоподогревателей, располагаемых в самих сушильных камерах, следует лишь в исключительных случаях, так как сушильные установки получаются дорогими, сложными в эксплуатации и в некоторых случаях пожароопасными.

Осуществить использование тепла отходящих дымовых газов легче

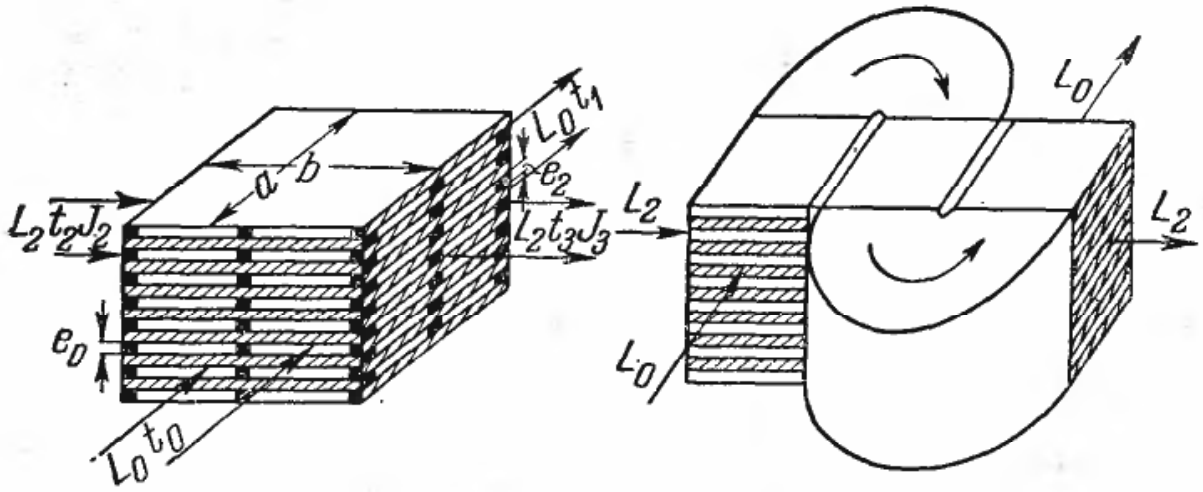


Рис. 14-4. Схема пластинчатого теплоуловителя поверхностного типа.

при проектировании нового промышленного предприятия. На действующем предприятии может возникнуть ряд трудностей, исключающих эту возможность.

Использование отходящих газов может быть рационально только в том случае, если расстояние от источника до потребителя не превышает 70—100 *м*; транспорт газов на большее расстояние требует значительного расхода энергии и не окупается получаемой экономией топлива. Таким образом, территориально такие сушилки должны размещаться вблизи котельных установок или других источников отходящих газов, а это очень редко может соответствовать технологическому потоку действующего предприятия.

Следует отметить, что во многих случаях оказывается рациональным применять отходящие дымовые газы в виде 20—30%-ной добавки к топочным газам от самостоятельных топок, сооружаемых при сушилках.

В этом случае часть дымовых газов рационально добавлять к первичному воздуху, вводимому в самостоятельную топку. Остальное количество дымовых газов (для их очистки) необходимо подмешивать к топочным газам в первой или второй пылеосадительной камере — перед циклоном.

Использование тепла воздуха, уходящего из сушилки. Эффективность использования тепла влажного воздуха зависит от его конечной влажности при одной и той же температуре. Она тем больше, чем больше влажность, с которой воздух или его смесь с топочными газами уходит из сушилки. Тепло уходящего влажного воздуха может быть использовано на подогрев воздуха или для целей вентиляции цеха, где установлены сушилки. В этом случае могут применяться пластинчатые теплоуловители, например системы А. И. Таирова, устройство которых показано на рис. 14-4.

Теплоуловитель набирается из металлических (оцинкованная сталь) листов с деревянными прокладками между ними. Соединение секций применяют последовательное как по горячему, так и по холодному воздуху.

В некоторых случаях тепло влажного воздуха, уходящего из сушилки, используют для подогрева воды, необходимой для технологических нужд предприятия.

Из контактных аппаратов, использующих тепло влажных газов от сушилки для подогрева воды, лучшие результаты дают насадочные теплообменники, которые в зависимости от рода насадки могут иметь объемный коэффициент теплообмена от 1 000 до 3 000 *ккал/м³ · ч · град* по сравнению с форсуночными, имеющими 200—500 *ккал/м³ · ч · град*.

На текстильных фабриках большое применение для получения горячей воды для производственных нужд получили контактные теплообменники системы Г. К. Филоненко (рис. 14-5).

Контактный теплообменник представляет собой шахту, внутри ко-

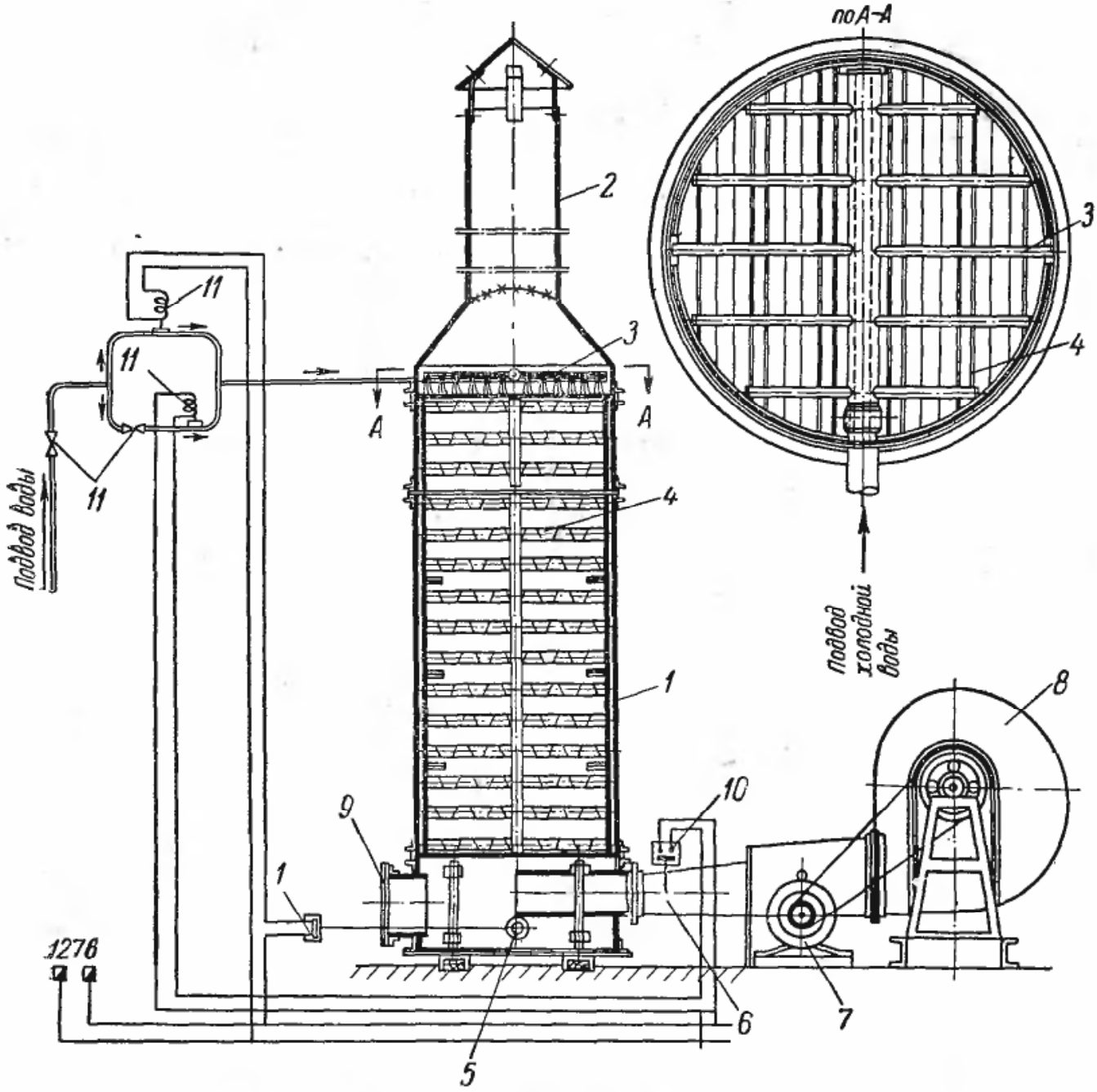


Рис. 14-5. Контактный теплообменник системы Г. К. Филоненко.

1 — корпус теплообменника; *2* — выхлопная труба; *3* — дырчатые трубы; *4* — внутренняя насадка; *5* — выход нагретой воды; *6* — патрубок для подачи горячих газов; *7* — электродвигатель; *8* — вентилятор; *9* — люк для чистки; *10* — дилатометрический датчик с двухпозиционным реле; *11* — проходной клапан 2; *12* — магнитный клапан.

торой расположено несколько рядов распределительных планок. Подаваемый из сушилки воздух проходит шахту снизу вверх.

Вода в верхней части шахты орошает планки и стекает вниз, откуда самотеком поступает к потребителю или в сборный бак. Планки в шахте теплообменника наклонены под углом в разные стороны, вследствие чего создаются местные увеличения скорости проходящего воздуха; благодаря этому капли находятся некоторое время во взвешенном состоянии и увеличивается время контакта воды с воздухом. Капля растекается на планке и, стекая с нее, образуется вновь; благодаря такому образованию капель температура воды выравнивается.

Большое значение для эффективной работы теплообменника имеет расположение распределительных планок. Автор на основе опытных данных рекомендует такое расположение наклонных планок, чтобы происходило местное изменение скорости воздуха в 3 раза.

Расстояние между рядами планок рекомендуется принимать в 1,5 раза больше высоты ряда. Если принять высоту одного ряда 60 *мм*, расстояние между рядами — 90 *мм*, то на активной высота теплообменника $H=3$ *м* можно разместить 20 рядов планок.

Весовая скорость воздуха $w\gamma$ в теплообменнике, считая на полное сечение шахты, рекомендуется от 1,4 до 1,6 *кг/м² · сек*; при меньших скоростях воздуха происходит недостаточное распыление капель и удержание их на некоторое время во взвешенном состоянии; при бо́льших же скоростях мелкие капли прибиваются к планкам так, что с планок стекают и падают только более крупные капли, а это уменьшает поверхность тепло- и массообмена капель с воздухэм.

Распределение воды, поступающей на верхние планки, целесообразно производить равномерно по сечению шахты с помощью горизонтальных труб с отверстиями диаметром 2 *мм*. Тонкого распыла не требуется, поэтому нет необходимости в большом напоре воды.

На основании опытных данных Г. К. Филоненко рекомендует следующие основные формулы для расчета контактного теплообменника.

Температура воды после теплообменника

$$\vartheta_2 = 0{,}25\,(8 + 0{,}1n)\,(H + 2)\sqrt[3]{q - 10}, \qquad (14\text{-}18)$$

где n — число рядов планок в теплообменнике;

H — активная высота теплообменника, т. е. высота шахты, на которой расположено n рядов планок, *м*;

q — количество тепла влажного воздуха на 1 *кг* нагреваемой воды:

$$q = \frac{LI}{W}.$$

Опытами было установлено предельное значение

$$\vartheta_{2\text{пред}} = t_м\left(1 - 0{,}1\,\frac{W}{L}\right), \qquad (14\text{-}19)$$

где $t_м$ — температура мокрого термометра для воздуха, входящего в теплообменник, °С;

L — расход воздуха, *кг/ч*;

W — расход воды и воздуха, *кг/ч*;

I — энтальпия влажного воздуха, *ккал/кг*.

Сопротивление теплообменника

$$\Delta p = 0{,}25\,(n + 4)\,(v\gamma)^2, \qquad (14\text{-}20)$$

где v — скорость воздуха в свободном сечении теплообменника, *м/сек*;

γ — удельный вес воздуха, *кг/м³*.

Для $H = 3$ *м* и $n = 20$ рядов $\Delta p = 6 \div 8$ *кГ/м²*.

На рис. 14-6 показана схема установки контактного теплообменника системы Г. К. Филоленко, установленного для газовой радиационно-конвективной сушилки ГСО-2 системы К. И. Городова и Б. М. Черкинского (рис. 7-18).

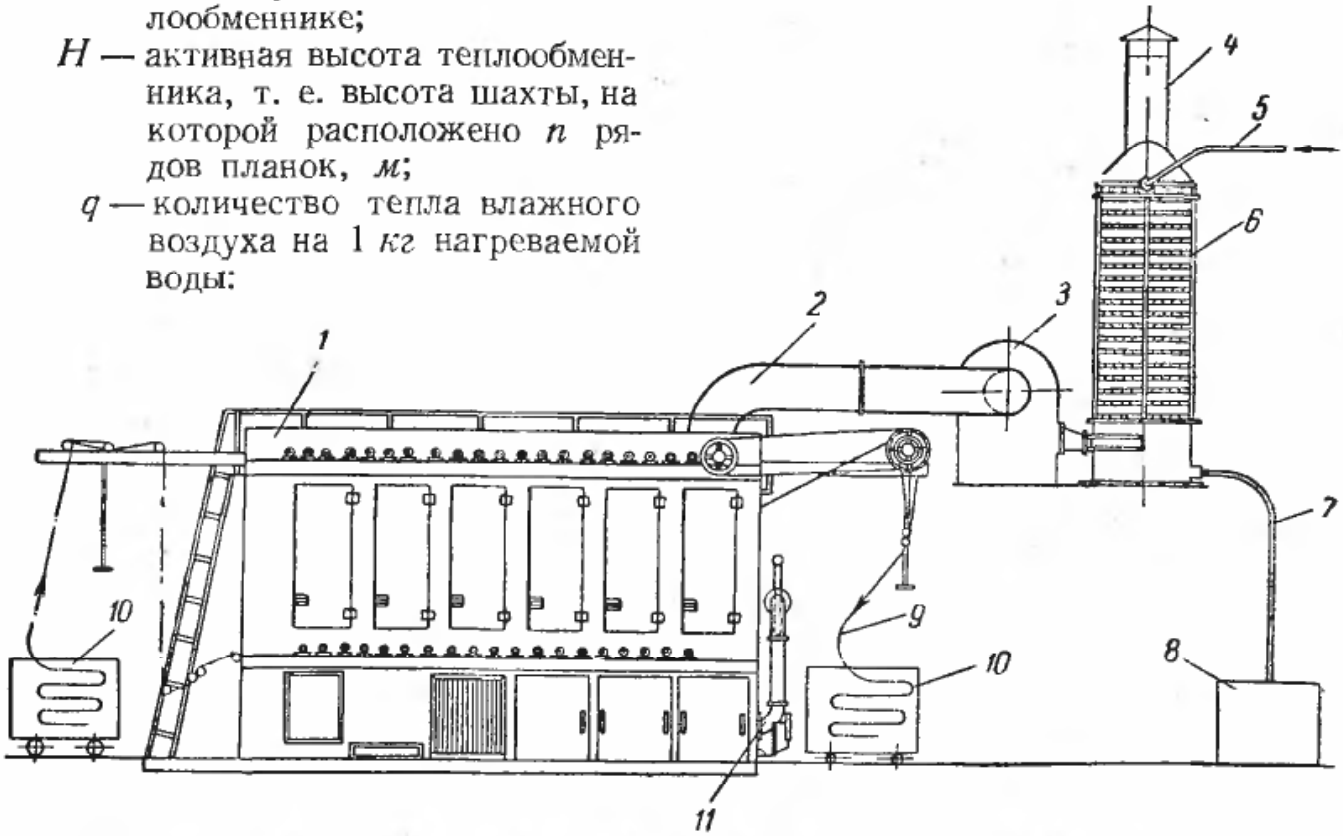


Рис. 14-6. Схема установки контактного теплообменника для газовой сушилки.

1 — газовая сушильно-отделочная машина ГСО-2; *2* — отсасывающий воздуховод; *3* — вентилятор; *4* — выкидная шахта; *5* — водопровод холодной воды; *6* — контактный теплообменник; *7* — водопровод горячей воды; *8* — бак для горячей воды; *9* — высушенная ткань; *10* — тележка для ткани; *11* — газовая горелка.

Контактный теплообменник охлаждает уходящие от сушилки газы со 110—90 до 60° С и подогревает воду до 50° С; при этом используется до 50% тепла, выделенного при сгорании газа в горелках сушилки. Температура воды, нагретой в контактном теплообменнике, регулируется дилатометрическими датчиками типа ДЖК-2 в комплекте с магнитными клапанами типа К-2 завода «Текстильприбор».

Система автоматического устройства предусматривает прекращение подачи воды в теплообменник при остановке сушилки, а также поддержание температуры воды, уходящей из аппарата, на уровне 50° С.

Один дилатометрический датчик устанавливают в газоходе перед теплообменником и при пуске в работу газовой сушилки он воздействует на магнитное реле клапана, который открывает доступ холодной воде в теплообменник. Второй дилатометрический датчик устанавливают на выходе нагретой воды из теплообменника. Если температура нагретой воды превышает заданное значение, он воздействует на реле магнитного клапана, установленного параллельно с первым клапаном, и, открывая его, обеспечивает поступление дополнительного количества холодной воды в контактный теплообменник.

Н. М. Михайловым предложено использовать тепло уходящего воздуха для подсушки топлива в предвключенной тарельчатой сушилке, а также тепло горячей воды от теплоутилизационной установки для подогрева топлива в бункере, в котором с этой целью прокладываются трубы с циркулирующей в них горячей водой.

Коэффициент теплопередачи от этих труб к топливу может быть определен по формуле Ю. П. Курочкина (ВТИ):

$$\mathrm{Nu}=\frac{\alpha d}{\lambda}=$$

$$=0{,}0211\,\mathrm{Pe}^{0,2}\left(\frac{\tau}{\tau_0}\right)^{0,33}\left(\frac{\mu_0}{\mu}\right)\frac{\delta_{ср}}{d}, \qquad (14\text{-}21)$$

где α — коэффициент теплоотдачи от горячей поверхности к топливу, *ккал/м²·ч·град*;

d — диаметр трубок, *м*;

λ — коэффициент теплопроводности неподвижного слоя топлива, *ккал/м·ч·град*;

Pe — критерий Пекле:

$$\mathrm{Pe}=\frac{vd}{a},$$

где v — линейная скорость материала, *м/ч*;

a — коэффициент температуропроводности слоя материала, *м²/ч*;

$\frac{\tau}{\tau_0}$ — отношение начальных напряжений сдвига при рабочей и гигроскопической влажностях топлива;

μ_0/μ — отношение истинных коэффициентов трения при гигроскопической и рабочей влажностях;

$\delta_{ср}$ — средний размер частиц топлива в слое.

По данным Ю. П. Курочкина коэффициент теплопроводности топлива (угля):

$$\lambda=a+b\,(w^{c})^{0,5}\ ккал/м\cdot ч\cdot град, \qquad (14\text{-}22)$$

где w^{c} — влажность топлива на сухой вес, %;

a и b — коэффициенты, которые для исследованных углей имеют следующие значения:

	A^{c}, %	γ_0, кг/м³	a	b
Каменный уголь	12	825	0,125	0,425
Подмосковный уголь	22	795	0,110	0,300
Башкирский уголь	40	734	0,110	0,037

Теплоемкость топлива

$$c_{т}=c_{c}+bW^{p}\ ккал/кг\cdot град, \qquad (14\text{-}23)$$

где W^{p} — рабочая влажность топлива, %;

c_{c} — теплоемкость сухого топлива, *ккал/кг·град*.

Значения коэффициента b и теплоемкости сухого топлива следующие:

	$V^{г}$, %	A^{c}, %	c_{c}	b
Каменный уголь	14	—	0,210	0,0760
Подмосковный уголь	45	30	0,250	0,0748
Башкирский уголь	60	20	0,275	0,0740

Коэффициент теплообмена для случая обтекания трубы диаметром 80 *мм* сухим песком, каменным, подмосковным бурым или башкирским углем может быть определен по упрощенной формуле:

$$\alpha = a\frac{v^{0,21}}{w^n}, \qquad (14\text{-}24)$$

где v — скорость движения материала, *м/ч*;

w — влажность материала на общий вес, %;

a и n — коэффициенты, которые имеют следующие значения:

	a	n
Каменный уголь	45	0,30
Подмосковный уголь	1570	1,15
Башкирский уголь	190	0,51
Песок	75	0,00

При обтекании трубы диаметром 82 *мм* подмосковным углем с влажностью 32% при скорости потока угля 10—15 *м/мин* $\alpha = 40 \div 55$ *ккал/м²·ч·град*.

ЛИТЕРАТУРА

1. Березовец Г. Т. и др. Приборы пневматической агрегатной системы, Гостоптехиздат, 1960.
2. Ворошилов А. П., Барабанный сушильный агрегат, Гостехиздат, 1949.
3. Гержой А. П. и Самочетов В. Ф., Зерносушение, Хлебоиздат, 1958.
4. Гинзбург А. С., Сушка пищевых продуктов, Пищепромиздат, 1960.
5. Гинзбург Д. Б. и др., Печи и сушила силикатной промышленности, Промстройиздат, 1956.
6. Глауберман Х. Б., Отопление, вентиляция, сушка и увлажнение, Гизлегпром, 1959.
7. Кречетов И. В., Сушка древесины, Гослесбумиздат, 1949.
8. Дринберг А. Я. и др., Технология неметаллических покрытий, Госхимиздат, 1957.
9. Лапшин А. А., Электрические влагомеры, Госэнергоиздат, 1960.
10. Лебедев П. Д. и Щукин А. А., Промышленная теплотехника, Госэнергоиздат, 1956.
11. Лебедев П. Д., Сушка инфракрасными лучами, Госэнергоиздат, 1955.
12. Лурье М. Ю., Сушильное дело, Госэнергоиздат, 1948.
13. Лыков А. В. и Грязнов А. А., Молекулярная сушка, Пищепромиздат, 1956.
14. Лыков А. В., Явления переноса в капиллярно-пористых телах, Гостехтеориздат, 1954.
15. Лыков А. В., Тепло- и массообмен в процессах сушки, Госэнергоиздат, 1956.
16. Лыков А. В., Теория теплопроводности, Гостехтеориздат, 1952.
17. Лыков М. В., Сушка распылением, Пищепромиздат, 1955.
18. Макс Лева, Псевдоожижение, Гостоптехиздат, 1961.
19. Михайлов Н. М., Вопросы сушки топлива на электростанциях, Госэнергоиздат, 1957.
20. Нетушил А. В. и др., Высокочастотный нагрев диэлектриков и полупроводников, Госэнергоиздат, 1959.
21. Павлов К. Ф. и др., Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии, Госхимиздат, 1959.
22. Позин М. Е. и др., Пенные газоочистители, теплообменники и абсорберы, Госхимиздат, 1959.
23. Рысин С. А., Вентиляторные установки машиностроительных заводов, Машгиз, 1961.
24. Соколов П. В., Сушка древесины, Гослесбумиздат, 1955.
25. Скобло А. И. и др., Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности, Гостоптехиздат, 1962.
26. Сыромятников Н. И. и Волков В. Ф., Процессы в кипящем слое, ГНТИ, 1959.
27. Свенчанский А. Д., Электрические печи, ч. I, Госэнергоиздат, 1958.
28. Труды Всесоюзного совещания по интенсификации процессов и улучшению качества материалов при сушке в основных отраслях промышленности и в сельском хозяйстве, Профиздат, 1958.
29. Фальковский И. М., Сушка и увлажнение лубоволокнистых материалов, Гизлегпром, 1954.
30. Федоров И. М., Теория и расчет процесса сушки во взвешенном состоянии, Госэнергоиздат, 1955.
31. Филоненко Г. К., Кинетика сушильного процесса, Оборонгиз, 1949.
32. Филоненко Г. К. и Лебедев П. Д., Сушильные установки, Госэнергоиздат, 1952.
33. Чащин В. Т. и Мямлин Л. И., Сушка и сушилки на льнозаводах, Гизлегпром, 1949.
34. Черкинский Б. М. и др., Использование газа для интенсификации процессов сушки и термической обработки тканей, Гизлегпром, 1959.
35. Чистяков С. Ф., Расчет динамических характеристик тепловых регулируемых объектов, Металлургиздат, 1959.

АЛФАВИТНЫЙ УКАЗАТЕЛЬ

А

Абсолютная влажность материала 37
Абсолютно сухой вес материала 37
Автоматизация сушильных установок непрерывного действия 285
— — — периодического действия 298
Агенты сушки 10
Адиабатический процесс сушки 38
Анализ теплового баланса действительной сушилки 60
— — — теоретической сушилки 39
Аэрофонтанные сушилки 132

Б

Баланс влаги сушильной установки 37
— тепла сушильной установки 59
Барабанные сушилки 99
Батарейные циклоны 233

В

Вагонетки 65
Вакуум-сушилки 185
Вальцовые сушилки 179, 189
Варианты сушильного процесса 38, 39, 41, 42, 47, 53, 58
Вентиляторы 250
Вес сухих газов и водяных паров при сжигании топлива 49
Влага в материале адсорбционная 19
— — — гигроскопическая 18
— — — капиллярная 19
— — — осмотически связанная 19
— — — химически связанная 17
Влагосодержание газа и воздуха 49
Влажность материала (абсолютная) на сухой вес 37
— — гигроскопическая 18
— — критическая 18
— — (относительная) на общий вес 37
— — равновесная 18
Воздухоподогреватели 240
Выбор сушильного агента 15
— теплоносителя 15

Г

Газы топочные, состав и засоренность 48
Генераторы для сушки токами высокой частоты 216
— излучения инфракрасных лучей 156, 159, 160
Гигроскопическая влага 18
Горелки газовые 162, 163
Градиент влажности 25, 26, 28
— давлений 31
— температур 26, 28, 29

Д

Двухвальцовая сушилка 189
Действительный процесс сушки 39, 41
Диаметр капель при распылении жидкостей 142, 143, 144, 145
Динамические характеристики процесса сушки 299
Диски для распыления жидкостей 145
Дисковый питатель 101
Диэлектрическая проницаемость 213
Длительность сушки 33

Е

Естественная сушка 9
— циркуляция 10

Ж

Жалюзийный пылеуловитель 233

З

Закон Вина 154
— Дальтона 271
— Стефана — Больцмана 176

И

Измерение влажности газа 269
— — материала 260
— равномерности сушки материала 266
— расхода газа 277
— температуры газа 265
— циркуляции газа в сушилке 265
Инжектирование газа 70, 71
Инфракрасные лучи 154
Испарение жидкости со свободной поверхности 20—24
Использование тепла, уходящего из сушилки 311

К

Камерные сушилки 64
Капиллярная влага 19
Классификация способов автоматизации 282
— сушилок 10
Комбинированные способы сушки 222
Конвейерные сушилки 88
Конвективная сушка 27
Конденсатор-вымораживатель 204
Кондиционная сушилка 44
Контроль влажности материала 260
— за состоянием материала 265
— температуры материала 265
Коэффициент диффузии 23
— заполнения сушильной камеры 81
— — штабеля 81
— избытка воздуха 55
— инжекции 70
— массообмена 23
— потенциалопроводности 26, 27
— приведенной скорости сушки 36
— термоградиентный 27
К. п. д. вентилятора 256
— высокочастотного генератора 214
— инжектора 74
— пылеуловителей 228
— сушилки 60, 61
— сушильной установки 61, 62
— электрофильтра 239
Кривая изменения температуры и влажности материала 18
— интенсивности сушки 19
— скорости сушки 19
Критическая влажность 19
— — приведенная 35

Л

Ленточная сушилка 81, 82

М

Макрокапилляры 19
Материальный баланс сушилки 37
Матерчатый фильтр 234
Механизм и кинетика сушки материалов 17

Механические способы удаления влаги 9
Микрокапилляры 19
Моделирование процесса сушки 299

Н

Напор динамический 279
— статический 279
Напряжение поверхности нагрева вакуум-сушилок 187
— сушильного барабана по влаге 103
— (тепловое) колосниковой решетки 247
— топочного пространства 248
Насадки барабанных сушилок 100
— горелок 164, 165

О

Оборудование сушильных установок 224
Объем продуктов сгорания 52
— смеси на 1 кг сухих газов 52
Очистка газов от пыли 228

П

Параметры топочных газов 48—52
Перегретым паром сушка 78, 86
Перепад влажности в материале 25—28
— температур в материале 26—29
Период падающей скорости сушки 18
— постоянной скорости сушки 18
Плотность излучения 156, 157, 172, 173
Пневматические сушилки 119
— трубки 278
Поведение диэлектрика в высокочастотном поле 211
Подогреватели воздуха 240
Полярные и неполярные молекулы 211
Порядок расчета камерных сушилок 79
— — конвейерных сушилок 92
— — ленточных сушилок 92
— — терморадиационных сушилок 168
— — туннельных сушилок 79
— — сублимационных сушилок 204
Продолжительность сушки 33
Проектирование сушильных установок 12
Психрометр 274—277
Психрометрические таблицы 272
Пылеосадочные камеры 230
Пылеулавливающие устройства 228
Пылеуловители жалюзийные 233
— матерчатые 234
— мокрые 236—238

Р

Равновесная устойчивая влажность материала 18
Распылительные сушилки 141
Расход воздуха в сушилке 38, 43, 46
— — для сжигания топлива 48
— тепла в сушилке 38, 44, 46
— топлива на сушку 54, 59
Режим сушки 36
Рециркуляция воздуха — газов 41

С

Свободная (естественная) конвекция сушильного агента 10, 42
Связь влаги с материалом 17, 18
Себестоимость сушки 306
Скорость витания 124
— — приведенная 36
Смешение воздуха с топочными газами 52
Сорбционно связанная влага 19
Стефана — Больцмана закон 176
Сублиматор 204
Сушилки аэрофонтанные 132
— барабанные 99
— вакуумные 185
— вальцовые 179, 189
— комбинированные 223
— конвейерные 88
— кондесационные 44
— контактные 117
— коридорные (туннельные) 64
— ламповые 155
— ленточные 81, 82
— многоленточные 85
— непрерывного действия 10
— периодического действия 10
— передвижные 99
— петлевые 91
— пневматические 119
— распылительные 141
— с вихревым потоком (циклонные) 134
— — возвратом — рециркуляцией 41
— — естественной циркуляцией 65, 66
Сушилки с замкнутой циркуляцией 44
— — кипящим слоем 133
— — одиократным использованием сушильного агента 41
— — паровым обогревом 66, 67, 68
— — промежуточным подогревом воздуха 47, 67
— трубчатые 113
— туннельные (коридорные) 64
— цилиндрические 181, 182
— шахтные 93
— эжекционные 69—74
Сушка в жидких средах 192
— — поле токов высокой частоты 210
— горячим воздухом 37
— естественная 9
— конвективная 27
— контактная 117
— перегретым паром 78, 86
— под вакуумом 185
— при переменных параметрах воздуха
— сублимацией (в замороженном состоянии) 200
— терморадиационная 153
— топочными газами 48

Т

Тангенс угла потерь 213
Температурные кривые в материале при высокочастотной сушке 29
— — — — — комбинированной сушке 29
— — — — — конвективной сушке 27
— — — — — контактной сушке 27
— — — — — терморадиационной сушке 27
Теоретический процесс сушки 38
Тепловой баланс вакуумной сушилки 186
— — конвективной сушилки 59
— — терморадиационной сушилки 169
Теплоемкость воздуха и газов 50, 51
Тепло- и массообмен влажных материалов 20
Теплоноситель в сушильных установках 15
Теплота сгорания топлива 49
Теплоуловители 313, 314
Термоанемометр 279
Терморадиационные сушилки с газовым обогревом 161
— — — электрическим обогревом 159
Терморегулятор 285, 287
Типы центробежных вентиляторов 251
Топки для сушилок 246
Точка росы 269
Траверсная тележка 227
Транспортные устройства сушильных установок 224

У

Уравнение испарения жидкости 20
— перемещения влаги в материале 32
— психрометра 271
— скорости сушки 32
— теплового баланса сушилки 59
— теплопроводности 32, 33

Ф

Фильтр для воздуха 89
Форсунки 142, 143

Х

Характеристика вентилятора 256, 257
— центробежного вентилятора 254, 255
Химические поглотители влаги 45

Ц

Циклоны для обеспыливания газов 230
Цилиндрические сушилки 181, 182
Циркуляция сушильного агента 65

Ш

Шахта для ограждения вальцовой сушилки 183
Шахтные сушилки 93
— топки 250
Шнек 226

Э

Эжекционные сушилки 69, 74
Эжекция 70, 71
Электровлагомер 263
Электротележка 228
Электрофильтры 240
Энтальпия влажного газа 51
Эпюры облучения 156, 157