

А.С. ГИНЗБУРГ

РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК ПИЩЕВОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

Допущено Министерством высшего и среднего специального образования в качестве учебного пособия для студентов вузов, обучающихся по специальностям группы «Технология пищевых продуктов» и «Машины и аппараты пищевых производств»



МОСКВА
АГРОПРОМИЗДАТ
1985

ББК 36.81

Г 49

УДК 664.047.001.2 (075)

Рецензенты: кафедра «Процессы и аппараты пищевых производств» ВЗИППа (доц. Г. А. Джороган) и канд. техн. наук А. П. Рысин (ВНИЭКИпродмаш)

Гинзбург А. С.

Г49 Расчет и проектирование сушильных установок пищевой промышленности.— М.: Агропромиздат, 1985.— 336 с.

Книга является третьей, завершающей частью ранее вышедших учебных пособий автора по сушке: «Основы теории и техники сушки пищевых продуктов» (1973 г.) и «Технология сушки пищевых продуктов» (1976 г.).

В книге излагаются научные основы проектирования и расчета сушилок, общая методика проектирования и расчета установок для сушки пищевых продуктов, а также особенности расчета сушилок различных конструкций: туннельных, шахтных, вибрационных, распылительных, пневматических, термораднационных.

Даны примеры расчета сушильных установок.

Для студентов вузов пищевой промышленности.

Г $\frac{2901000000-160}{035(01)-85}$ 17—85

ТП изд-ва «Легкая и пищ. пром.»

ББК 36.81

6П8

Абрам Соломонович Гинзбург

РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК
ПИЩЕВОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

Редактор Г. И. Круглова

Художественный редактор В. А. Чуракова

Технический редактор Т. П. Астахова

Корректоры О. И. Галанова, Е. Д. Френкель

ИБ № 1357

Сдано в набор 13.07.84. Подписано в печать 01.03.85. 1—00174. Формат 60 × 90^{1/16}. Бумага книжно-журн. Литературная гарнитура. Высокая печать. Усл. п. л. 21. Усл. кр.-отт. 21. Уч.-изд. л. 23,13. Тираж 5000 экз. Заказ 1414. Цена 1 р. 10 к.

Ордена Трудового Красного Знамени ВО «Агропромиздат»,
107807, ГСП, Москва, Б-53, ул. Садовая-Спасская, 18

Ленинградская типография № 4 ордена Трудового Красного Знамени Ленинградского объединения «Техническая книга» им. Евгении Соколовой Союзполиграфпрома при Государственном комитете по делам издательств, полиграфии и книжной торговли. 191126, Ленинград, Социалистическая ул., 14

© ВО «Агропромиздат», 1985

Предисловие	6
Введение	9
Глава I	
Научные основы расчета и проектирования сушильных установок	16
Основы системного анализа процессов сушки	16
Основные законы технологических процессов и общие методы расчета и проектирования сушильных установок	19
Методы исследования процессов сушки	26
Аналитический метод исследования	26
Экспериментальный метод исследования	36
Синтетический метод исследования	38
Опыт применения системного анализа при исследовании процесса сушки и проектировании сушильной установки	48
Глава II	
Расчеты кинетики процессов сушки	52
Общая характеристика методов расчета кинетики сушки	52
Методы расчета продолжительности сушки	54
Метод расчета по приведенной скорости сушки Г. К. Филоненко	54
Определение продолжительности сушки по методу А. В. Лыкова и развитие метода В. В. Красниковым и другими исследователями	56
Метод подбора уравнения кривой сушки Н. Ф. Докучаева и М. С. Смирнова	73
Метод О. Кришера	75
Метод Л. Страха	75
Метод Риозо Тоэи и Шиня Хаяши	75
Метод расчета продолжительности сушки термолабильных материалов В. А. Резчикова и А. С. Гинзбурга	76
Развитие методов расчета кинетики сушки	78
Глава III	
Общая методика инженерного расчета и проектирования сушильных установок	84
Статический метод расчета сушильной установки	84
Методика расчета сушильной камеры	84
Варианты сушильного процесса	105
Термодинамический анализ сушильного процесса	111
Уточненный статический расчет сушильной установки	116
Комбинированные методы расчета сушильной установки	124
Расчеты показателей эффективности сушильных установок	133
Определение энергетического коэффициента полезного действия сушильной установки	133
Эксергетический анализ сушильной установки	135
Расчет параметров оптимального режима и определение критериев оптимизации при проектировании сушильных установок	143
Схема оптимизации и вид целевой функции	147

Выбор ограничений на управляемые переменные	149
Результаты оптимизации	150

Г л а в а IV

Методика расчета конвективных сушильных установок различных типов 150

Расчет установок для сушки кусковых и дисперсных материалов в плотном слое	151
Расчет установок для сушки дисперсных материалов во взвешенном состоянии	157
Сушка в псевдооживленном слое	158
Расчет фонтанирующего слоя	165
Расчет тепло- и массообмена в кипящем слое	171
Расчет кинетики процесса сушки в кипящем слое	178
Сушка в виброкипящем слое	179
Методы расчета пневмосушильных установок	189
Методы расчета установок для распылительной сушки	201

Г л а в а V

Расчет и проектирование сушильных установок с энергоподводом в электромагнитном поле 228

Оптические и терморadiационные характеристики пищевых продуктов	229
Расчетные соотношения тепло- и массопереноса при ИК-облучении пищевых продуктов	241
Методика инженерного расчета и проектирования терморadiационных установок	244
Особенности расчета и проектирования установок для сушки в электрическом поле токов высокой и сверхвысокой частоты	256

Г л а в а VI

Расчеты вспомогательного оборудования сушильных установок 264

Основы расчета калориферов	265
Установки для предварительного нагревания материала перед сушкой	271
Теплообменники и устройства, используемые для утилизации теплоты уходящих сушильных агентов	274
Характеристики тепловых насосов для сушильных установок	275
Тепловые трубы в утилизаторах теплоты уходящих сушильных агентов	280
Данные для расчета топочных устройств сушильных установок	280
Основы расчета вентиляционной системы и выбор вентилятора для сушильной установки	283

Г л а в а VII

Примеры расчетов сушильных установок 288

Расчет туннельной сушилки с рециркуляцией воздуха	289
Выбор типа сушилки и варианта сушильного процесса	289
Расчет сушильной камеры	289
Расчет калорифера	299
Расчет вентиляционной системы	299
Расчет двухзонной сушилки с промежуточным подогревом воздуха . . .	301
Выбор режима сушки и расчет продолжительности процесса	301
Расчет сушилки по зонам	302
Построение процесса с промежуточным подогревом и рециркуляцией отработанного воздуха по зонам в $I-d$ диаграмме	302
Выбор калориферов и вентиляторов	305
Расчет шахтной зерносушилки	306
Определение параметров сушильного агента	308
Определение расхода топлива	309
Определение скорости газозвушной смеси в коробах	311

Расчет параметров шахты	311
Выбор вентиляторов	311
Расчет аппарата для сушки и грануляции никотиновой кислоты в псевдоожигенном слое с локальным фонтанированием	313
Описание устройства проектируемого аппарата	313
Методика расчета и проектирования аппарата с псевдоожигенным слоем при локальном фонтанировании	315
Пример расчета аппарата для сушки и грануляции	317
Особенности методики и пример расчета вихревой распылительной сушилки с тангенциальным вводом и верхним аксиальным выводом газа	321
Заключение	328
Приложения	330
Список рекомендуемой литературы	333
Предметный указатель	335

ПРЕДИСЛОВИЕ

Проблема сушки различных материалов и продуктов имеет важное народнохозяйственное значение. На современном этапе развития этой проблемы в связи с задачами реализации Продовольственной программы особое внимание уделяется сушке сельскохозяйственных и пищевых продуктов. Сушка широко применяется при хранении сырья, промышленной переработке сельскохозяйственного сырья и производстве пищевых продуктов, а также как метод сохранения готовых продуктов. Сушка позволяет сократить потери ценных ингредиентов, а также эффективно реализовать побочные продукты, т. е. создавать безотходные производства. Наряду с этим в связи со значительной энергоемкостью процессов сушки большое значение имеет реализация этих процессов при минимальных энергетических затратах и высокой эффективности сушильных установок.

Повышение производительности сушильных установок может быть достигнуто как экстенсивными методами, т. е. путем увеличения габаритов сушильной камеры, сокращения простоев и т. п., так и более эффективными интенсивными методами — путем повышения скорости сушки и соответствующего сокращения продолжительности процессов.

Сушка является типичным необратимым процессом, для анализа которого целесообразно применить основные принципы термодинамики необратимых процессов. В соответствии с принципом линейности интенсификация процесса может быть достигнута как за счет увеличения кинетических коэффициентов, характеризующих релаксационные свойства продуктов (к ним относятся коэффициенты диффузионного и молярного переноса влаги), так и за счет повышения движущих сил процесса (каковыми обычно являются соответствующие градиенты влагосодержания, температуры, давления). Если для повышения движущих сил существуют определенные технологические пределы, то в увеличении кинетических коэффициентов имеются значительные резервы. Так, например, предварительный нагрев материала перед сушкой способствует резкому повышению коэффициента диффузии влаги внутри продукта.

Несомненно, что наиболее рациональным путем повышения эффективности сушильных установок является интенсификация и оптимизация процессов сушки в производстве высококачественных

продуктов питания, что имеет важное научно-техническое и социальное значение.

В связи с изложенным очевидно, что создание современных высокоэффективных сушильных установок является одной из актуальных задач технического прогресса в пищевой промышленности.

Создание таких установок базируется на органической связи теории, технологии и техники сушки. В этом плане данная книга является завершающей частью ранее вышедших учебных пособий автора: «Основы теории и техники сушки пищевых продуктов» и «Технология сушки пищевых продуктов».

Как известно, теория сушки рассматривает общие аналитические и экспериментальные закономерности этого процесса и вскрывает механизм и движущие силы его протекания при различных методах энергоподвода; технология сушки изучает свойства материалов как объектов сушки, что является основой для выбора рационального способа сушки и оптимального режима его проведения; техника сушки рассматривает различные способы проведения процессов сушки в сушильных установках разных типов, а также методы расчета и проектирования этих установок.

В данной книге излагаются современные методы расчета и проектирования сушильных установок. Как теория сушки базируется на общих физических и физико-химических законах технологических процессов, в которых явления тепло- и массообмена часто играют решающую роль, так и указанные методы расчета и проектирования являются общими для сушильных установок разного назначения; наряду с этим отмечаются специфические требования, предъявляемые к сушильным установкам пищевой промышленности, и при необходимости учитываются характерные свойства пищевых материалов и продуктов как объектов сушки. В частности, эти свойства играют решающую роль при выборе и расчете оптимальных режимов сушки. Оптимальный режим обеспечивает получение продукта требуемого качества при высоких технико-экономических показателях работы сушильной установки: чем ближе режим, создаваемый в установке, к оптимальному, тем рациональнее ее конструкция.

В соответствии с изложенным создание современных сушильных установок базируется на основных принципах технологии сушки: от изучения свойств продукта как объекта сушки — к выбору метода и обоснованию режима процесса и только на этой основе — к созданию рациональных конструкций сушильных установок. Вместе с тем, имея в виду массовое промышленное производство сушильных установок на машиностроительных заводах, можно прийти к выводу о целесообразности создания для однородных по структуре и свойствам продуктов по возможности универсальных установок, состоящих из стандартных модулей, в которых специфические свойства отдельных объектов сушки будут учтены при разработке систем регулирования режима процесса.

При построении книги применен дедуктивный метод изложения: в начале (во введении) формулируются основные общие требования, предъявляемые к сушильным установкам различных типов; затем в главе I излагаются научные основы расчета и проектирования установок и, в частности, основные законы и методы исследования и расчета процессов сушки; в главе II приводятся методы расчета кинетики сушки; в главе III даются общие методы инженерного расчета конвективных сушильных установок, а в последующих главах излагаются особенности расчета установок при различных способах обработки материала и разных методах энергоподвода.

Отдельно приводятся материалы по расчету вспомогательных устройств: теплогенераторов (топок), калориферов, установок для утилизации теплоты уходящих сушильных агентов, а также по расчету вентиляционной системы и выбору вентиляторов для сушильных установок.

В заключительной главе даются примеры расчета реальных сушильных установок различных типов.

Автор надеется, что данная книга будет полезна не только для студентов, изучающих процессы и аппараты пищевых производств, но и для инженеров, занимающихся расчетами, проектированием и созданием сушильных установок.

Автор выражает искреннюю признательность кафедре «Процессы и аппараты пищевых производств» Всесоюзного заочного института пищевой промышленности (доц. Г. А. Джорогян) и заведующему лабораторией сушильного оборудования ВНИЭКИпродмаша канд. техн. наук А. П. Рысину за ценные замечания, сделанные ими при рецензировании рукописи книги.

К. А. Тимирязев писал, что пробным камнем всякой науки служит ее способность объяснять и предвидеть. Научно обоснованное проектирование процессов и аппаратов, в частности современных сушильных установок, является примером такого научного предвидения.

Если задача теории сушки — вскрыть физический и физико-химический механизм процесса и объяснить основные закономерности его протекания, если технология обосновывает оптимальные режимы процесса с целью получения продуктов с заранее заданными свойствами, то техника реализует эти режимы в конкретных конструкциях сушильных установок. Таким образом, расчет и проектирование сушильной установки являются заключительным этапом всего длительного процесса изучения свойств продуктов как объектов сушки, исследования и математического анализа явлений, протекающих при сушке, и в первую очередь процессов тепло- и массопереноса, а также исследований и расчетов в области оптимизации процесса сушки. Наиболее полно последовательность указанных стадий и их взаимосвязь выявляются при использовании современных методов системного анализа.

На основах системного анализа мы остановимся далее; здесь же отметим, что, применяя классификацию акад. В. В. Кафарова и Н. Н. Дорохова (см. список литературы) к анализу процессов сушки, можно выделить пять уровней иерархии физико-химических эффектов и явлений, развивающихся в этих процессах, и соответственно пять уровней их исследования:

I — исследование на атомарно-молекулярном уровне;

II — исследование надмолекулярных и глобулярных структур, что очень важно для биохимических и биофизических объектов сушки;

III — анализ физических и физико-химических явлений, протекающих в объектах сушки, и в частности — явлений межфазного энерго- и массопереноса;

IV — исследование явлений, протекающих в пограничных слоях между объектами сушки и средой сушильной камеры;

V — анализ совокупности процессов, определяющих макрогидродинамическую и макроэнергетическую обстановку в масштабе аппарата в целом.

Первые три уровня иерархии относятся к внутреннему тепло- и массопереносу, а IV и V — к внешнему обмену.

В настоящее время расчет процессов сушки и сушильных установок ведется в основном на макроскопическом уровне, что соответствует III и IV уровням иерархии системного анализа, однако уже имеются определенные данные и перспективы более глубокого проникновения в механизм процесса сушки на атомарно-молекулярном уровне, т. е. на I уровне иерархии.

Автор уже отмечал, что если до недавнего времени сушка в основном изучалась как макропроцесс и объекты сушки рассматривались как непрерывные модели, в которых отдельные фазы представлены в виде сплошной среды, равномерно распределенной в объеме тела, и соответственно анализ процессов переноса в них базировался на феноменологических представлениях, то в настоящее время в связи со значительными достижениями молекулярной физики, а также с широким использованием новых физических эффектов в условиях воздействия внешних полей целесообразно более глубоко проникнуть в существо микропроцессов и рассматривать объекты сушки как корпускулярные модели, физические свойства которых обусловлены молекулярной структурой тел и силами взаимодействия между образующими влажные материалы молекулами, атомами и ионами.

Такой подход к изучению процессов сушки уже дает положительные результаты при анализе явлений, развивающихся внутри материала при взаимодействии влаги с сухим скелетом тела, образовании различных форм связи влаги, воздействии поверхностно-активных веществ на влажный материал, а также при вскрытии специфических особенностей влияния различных методов энергоподвода на объекты сушки.

В связи с этим на современном этапе развития сушку следует рассматривать как процесс разделения фаз в гетерогенных системах в условиях взаимодействия внешних и внутренних полей, причем определяющее влияние имеет начальная стадия этого взаимодействия, которую мы называли *начальным импульсом*.

Понятие «импульс» заимствовано из механики; развивая эту аналогию, целесообразно использовать также понятие «импульс силы», который представляет собой произведение движущей силы процесса F на время ее воздействия t , т. е. импульс начального воздействия на объект сушки учитывает как начальную действующую силу процесса, так и продолжительность ее приложения.

В соответствии с универсальным физическим принципом Лешателье—Брауна чем сильнее внешнее воздействие на объект сушки в начальный момент, тем интенсивнее протекают внутренние процессы, стремящиеся вернуть систему в состояние равновесия. В последующей работе К. Е. Милицера, Р. Штрауса и Е. Бринк (Технический университет, Дрезден, ГДР), показано, что теория начального импульса применима ко многим процессам массообмена (экстракции, адсорбции, десорбции). По существу, все методы обобщения кривых сушки и расчета продолжительности процесса базируются на использовании значения скорости сушки в первый

период (или скорости сушки в начале второго периода, если первый период отсутствует), которая является количественной мерой начального импульса.

В связи со значительной термолабильностью и влагоинерционностью влажного материала необходимо подготовить его к восприятию начального импульса, поэтому особенно важны различные технологические способы предварительной подготовки материалов к сушке (центрифугирование, выпаривание, диспергирование, виброобработка, предварительный нагрев, пенообразование, воздействие ПАВ и др.), а также совмещение сушки с другими технологическими операциями (перемещение внутри материала водорастворимых минеральных веществ, ферментов и т. п., окисление, восстановление, ускорение релаксации внутренних напряжений, обжиг и пр.).¹

Таким образом, при проектировании сушильных установок необходимо создать условия, обеспечивающие эффективное протекание как внешнего тепло- и массообмена в сушильной камере, так и тепло- и массопереноса внутри объектов сушки.

При проектировании современных сушильных установок учитывается ряд требований, которые можно разбить на следующие группы:

1) технологические — обеспечение высокой эффективности и равномерности сушки при получении однородного высококачественного продукта во всем объеме сушильной камеры, причем свойства этого продукта заранее задаются (конечные влажность и температура, дисперсность, гранулометрический состав, плотность, прочность и пр.); совмещение сушки с другими технологическими процессами (обжарка, обжиг, дробление, гранулирование, декстринизация и пр.);

2) конструктивные — минимальное использование дефицитных конструкционных материалов, компактность, максимально возможное использование стандартных деталей и узлов, технологичность сооружения на машиностроительном предприятии, удобство монтажа и т. д.;

3) эксплуатационные — безопасность, соответствие санитарным нормам, непрерывность процесса сушки, удобство обслуживания и ремонта, максимальная механизация и автоматизация, рациональное включение в энергетическую схему промышленного предприятия, использование вторичных энергоресурсов и т. п.;

4) кибернетические — соответствие требованиям автоматизации контроля, регулирования и управления процессом сушки и работой установки;

5) технико-экономические, которые, по существу, являются итогом реализации перечисленных выше требований.

¹ Вопросы расчета кинетики сушки, а также установок для предварительного нагревания и виброобработки материалов найдут отражение в данной книге.

к ним относится целый ряд показателей, причем некоторые из них желательно в определенных пределах максимизировать (max), а другие, наоборот, минимизировать (min); так, например:

$$\begin{array}{lcl} \text{max} & \left\{ \begin{array}{l} \text{а) единичная производи-} \\ \text{тельность устано-} \\ \text{вок;} \\ \text{б) удельные съемы} \\ \text{влаги в сушильной} \\ \text{камере: } A_F \text{ в кг} \\ \text{вл./}(\text{м}^2 \cdot \text{ч}); A_V \text{ в кг} \\ \text{вл./}(\text{м}^3 \cdot \text{ч}) \end{array} \right. & \text{min} & \left\{ \begin{array}{l} \text{а) продолжитель-} \\ \text{ность сушки } (\tau); \\ \text{б) удельные расходы} \\ \text{теплоты и электро-} \\ \text{энергии, металла} \\ \text{и т. п.: } q \text{ в кДж/кг} \\ \text{вл.}; N \text{ (в кВт} \cdot \text{ч/кг} \\ \text{вл.); } g_M \text{ в кг/кг вл.} \end{array} \right. \end{array}$$

В целом стремление максимально улучшить технико-экономические показатели сушильной установки приводит к минимальным удельным приведенным затратам (руб./кг вл.).

Наряду с указанными общими требованиями для конкретных продуктов могут быть сформулированы и отдельные частные требования. Так, например, для установок, предназначенных для сушки сырых (высоковлажных) материалов, начальная влажность которых может изменяться в широких пределах (например, зерна), важным требованием является возможность высушивать партии сырья с различной влажностью за один проход; для влагоинерционных и термолабильных материалов целесообразно применение осциллирующих режимов при чередовании циклов нагрева и охлаждения продукта или проведение «изотермической» сушки после предварительного нагревания материалов и др.

Все указанные выше требования реализуются в процессе проектирования и расчета сушильных установок. При этом обычно применяется следующий примерный порядок выполнения отдельных этапов проектирования.

I. Предварительный этап (выбор основного оборудования, режима процесса и вспомогательных устройств): 1) выбор типа установки; 2) обоснование (расчет) оптимального режима процесса; 3) выбор метода энергоподвода и вида сушильного агента (воздух, топочные или инертные газы); 4) выбор типа калорифера и топочной камеры с вспомогательным оборудованием; 5) выбор типа вентиляторов и места их расположения; 6) выбор типа загрузочных, разгрузочных устройств и транспортных приспособлений; 7) выбор системы контроля, регулирования и управления процессом сушки, и, в частности, типа датчиков и места их расположения.

В некоторых случаях решаются вопросы выбора дополнительного оборудования. Так, например, при распылительной сушке необходимо обосновать выбор распыливающих устройств для диспергирования жидкостей, а при сушке пылевидных материалов — обеспыливающих устройств (сухих и мокрых циклонов, фильтров и т. п.).

II. Основные расчеты. Методика и порядок расчета зависят от типа установки, метода энергоподвода, варианта сушильного процесса и других специфических факторов. Так, например,

при конвективной сушке, когда сушильный агент является теплоотдатчиком и влагопоглотителем, задача сводится к расчету расхода сушильного агента, а при других методах энергоподвода определяется интенсивность теплового потока, величина которого лимитируется свойствами высушиваемого материала (при кондуктивной сушке — теплопроводностью, при терморadiационной сушке — оптическими характеристиками и т. д.).

В связи с тем что наиболее широкое применение в народном хозяйстве имеют конвективные сушилки, порядок расчета дан применительно к установкам этого типа, а особенности расчета других сушилок будут изложены далее.

Порядок расчета конвективной сушильной установки. Сушилка рассчитывается на основании задания, которое обычно содержит следующие исходные данные¹:

а) по установке в целом: 1) производительность; 2) вид сушильного агента; 3) способ нагревания сушильного агента (тип топочного устройства, тип калорифера); 4) характер циркуляции сушильного агента; 5) способ загрузки, транспортирования и выгрузки материалов;

б) по материалу: 1) начальная и конечная влажность; 2) начальная и максимально допустимая температура; 3) размеры, масса изделия (частиц), плотность; 4) теплоемкость сухого вещества и т. п.;

в) по режиму сушки: 1) параметры наружного воздуха; 2) максимально допустимая температура подаваемого и температура (или влажность) отработанного сушильного агента; 3) скорость сушильного агента.

Продолжительность сушки может быть задана или, точнее, ее следует вначале рассчитать по уравнениям кинетики процесса.

Примерная схема расчета. Расчет сушильной камеры: 1) расчет массы испаренной влаги; 2) расчет расхода воздуха; 3) расчет габаритов сушильной камеры; 4) выбор конструкции ограждений сушильной камеры и расчет потерь теплоты в окружающую среду; 5) расчет остальных потерь теплоты в сушильной камере; 6) построение процесса в $I-d$ -диаграмме (если применяется графоаналитический метод расчета); 7) расчет расхода тепла.

Расчет нагревательной установки: 1) выбор типа калорифера и вида теплоотдатчика (теплоносителя); 2) расчет средней температурной разности; 3) расчет коэффициента теплопередачи; 4) определение площади поверхности нагрева; 5) расчет точки (для огневого калорифера и при сушке топочными газами).

Расчет вентиляционной установки: 1) разработка схемы воздушного тракта; 2) расчет сопротивлений в сушильной установке; 3) выбор вентиляторов и расчет мощности электродвигателей.

¹ Некоторые данные могут быть выбраны на предварительном этапе проектирования.

Расчет технико-экономических показателей установки. На основании расчетных данных составляют таблицу указанных выше основных технико-экономических показателей установки для сравнения с показателями действующих типов сушильных установок. При этом апробируются выбранные на предварительном этапе проектирования тип установки, метод энергоподвода, параметры режима и т. п. Естественно, что выбор падает на наиболее рациональный экономический вариант.

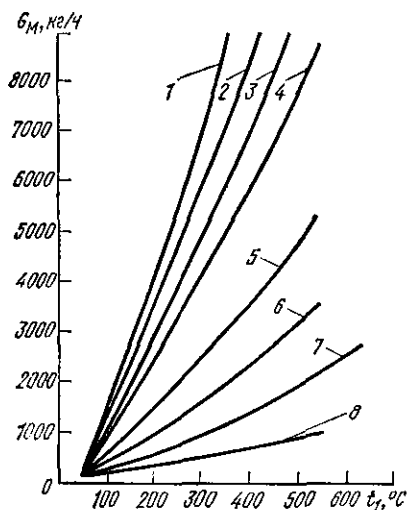


Рис. 1. Зависимость производительности пневмосушилки G_M от начальной температуры сушильного агента при различном влагосодержании материала u_1 (в кг/кг):

1 — 0,08; 2 — 0,1; 3 — 0,125; 4 — 0,15;
5 — 0,2; 6 — 0,3; 7 — 0,5; 8 — 1,0

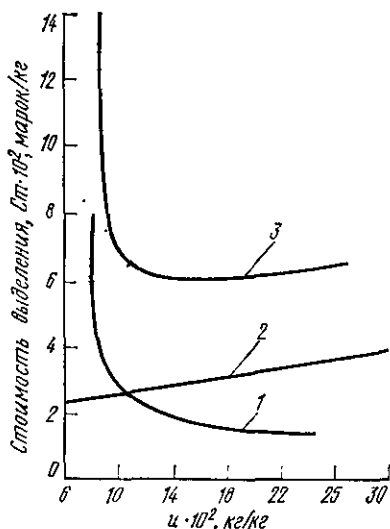


Рис. 2. Зависимость удельных затрат на центрифугирование (1) и сушку (2) и общих затрат на обезвоживание (3) от начального влагосодержания материала

Установлено, в частности, что значительный экономический эффект дают увеличение единичной мощности (производительности) установки, повышение напряжения объема сушильной камеры по влаге, использование сушильных агентов с высокой начальной температурой (что обеспечивает высокий начальный импульс воздействия на влажный материал) и наиболее полное использование энергии этих агентов, применение комбинированных методов энергоподвода и др.

А. Н. Плановский, В. И. Муштаев и В. М. Ульянов (см. список литературы) приводят характерный график (рис. 1), иллюстрирующий зависимость производительности пневмосушилки G_M от начальной температуры сушильного агента t_1 при различном началь-

ном влагосодержании материала (u_1): чем выше t_1 , тем больше G_m , причем эта зависимость особенно ярко выражена при малом влагосодержании материала.

Авторы ссылаются также на данные Бендера и Майера (рис. 2), отражающие зависимость общей себестоимости обезвоживания материала на агрегате отстойная центрифуга — пневмосушилка от начального влагосодержания: характерно, что удельные затраты (отнесенные к единице высушиваемого продукта) имеют минимальное значение при определенном влагосодержании, т. е., иначе говоря, имеется оптимальное значение влагосодержания $u_{1(\text{опт.})}$, до которого целесообразно обезвоживать продукт в центрифуге перед сушкой. В частности, авторы рекомендуют для непористых материалов отношение $u_{1(\text{опт.})}/u_p = 2 \div 2,5$, а для пористых — 1,8 (где u_p — равновесное влагосодержание).

Интенсификация внешнего тепло- и массообмена при конвективной сушке достигается за счет увеличения движущих сил обмена, т. е. соответствующих градиентов (разности) температуры и влагосодержания сушильного агента и материала. Величина этих градиентов в большей мере зависит от гидродинамической обстановки в сушильной камере, в частности от относительной скорости дисперсной и газовой фаз и поверхности их контакта. В химической технологии в зависимости от гидродинамической обстановки различают аппараты идеального вытеснения и идеального перемешивания; для последних движущая сила процесса на порядок меньше, чем в случае идеального вытеснения реагирующих фаз, и в этом плане лучшие условия создаются в пневмосушилках; однако при этом для влагонерционных материалов в связи с кратковременностью процесса влагообъем незначителен, и поэтому применяют рециркуляцию материала.

Увеличение относительной скорости фаз достигается в аппаратах с закручиванием потока газовзвеси материала, при встречных или пересекающихся потоках газовзвесей, а также в аппаратах с кипящим и аэровиброкипящим слоем.

Приведенные примеры свидетельствуют о том, что выбор рационального метода сушки, типа аппарата, а также гидродинамического и теплового режима его работы представляет собой сложную задачу, решение которой требует от проектировщика широкой эрудиции и достаточных знаний в области теории, технологии и техники сушки.

В решении этой комплексной задачи большую помощь может оказать применение метода вычислительного эксперимента с использованием современных ЭВМ: диалог конструктор—ЭВМ дает возможность с наименьшей затратой времени и сил выбрать наиболее эффективный вариант конструкции сушильной установки и режима ее работы.

НАУЧНЫЕ ОСНОВЫ РАСЧЕТА И ПРОЕКТИРОВАНИЯ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

К научным основам расчета и проектирования сушильных установок относятся физические законы и физико-химические соотношения, которым подчиняются технологические процессы и, в частности, процессы сушки, а также общие методы исследования и расчета этих процессов. Сушка является типичным нестационарным и необратимым процессом, протекающим в общем случае с переменной (убывающей) скоростью, и поэтому расчет кинетики процесса представляет значительные трудности. В результате этого расчета должна быть определена продолжительность сушки, значение которой при заданной производительности установки и установленном режиме процесса определяет габариты сушильной камеры. В ряде случаев практический интерес представляет также решение обратной задачи, т. е. расчетное определение параметров оптимального режима, обеспечивающих заданную производительность установки и соответствующие технологические требования.

В соответствии с изложенным в данной главе мы остановимся на основных законах технологических процессов (применительно к физической модели процессов сушки), методах исследования и общих методах расчета процессов сушки и сушильных установок. Как было сказано выше, увязка этих вопросов и объединение их в единую систему дается в методологии системного анализа.

ОСНОВЫ СИСТЕМНОГО АНАЛИЗА ПРОЦЕССОВ СУШКИ

Системный анализ, или системотехника (как ее иногда называют в литературе), является разделом кибернетики, в котором анализируются системы со сложными внутренними физико-химическими связями. Сушка, как технологический процесс, может служить ярким примером таких систем.

Разработка и проектирование новых процессов сушки (имеются в виду как новые объекты сушки, так и новые методы и способы реализации процесса) заключается в решении комплекса взаимосвязанных задач, к которым относятся исследование и учет свойств продуктов, выбор метода энергоподвода и обоснование (расчет) оптимального режима процесса, гидравлические расчеты, расчеты тепло- и массопереноса и тепло- и массообмена, конструктивное оформление сушильных установок с оснащением их контрольно-измерительной аппаратурой и системами автоматического регулирования и управления.

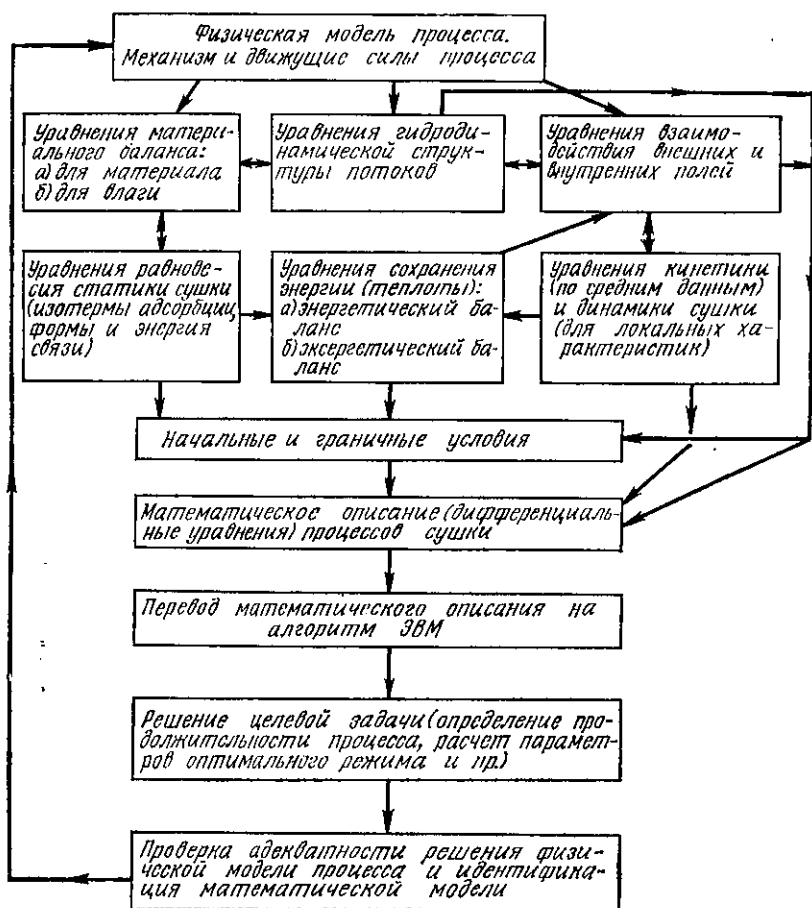


Рис. 1.1. Структура математического моделирования процессов сушки

При системном анализе указанные задачи решаются с широким использованием математического моделирования, что дает возможность обосновать не только параметры оптимального режима процесса, но и выбрать наиболее целесообразный способ управления процессом сушки в реальных производственных условиях.

Следует отметить, что понятие математического моделирования неадекватно математическому описанию процесса, которое является только одним из этапов математического моделирования. Как известно, математическое моделирование любого процесса, и в частности процесса сушки, включает в себя следующие этапы: формулировка физической модели процесса с учетом взаимодействия внешних и внутренних полей, математическое описание (с уче-

том изменения кинетических коэффициентов в процессе сушки), перевод математического описания на алгоритм ЭВМ, решение целевой задачи и проверка адекватности полученного решения физической модели процесса.

Следуя акад. В. В. Кафарову и Н. Н. Дорохову, математическую модель процесса сушки как сложной физико-химической системы можно представить в виде совокупности подсистем (блоков), представленных на рис. 1.1.

При анализе сушки как процесса разделения фаз в условиях взаимодействия внешних и внутренних полей мы рассматриваем объект сушки как систему со сложной структурой, взаимодействующую с внешней средой (источником энергии), причем под воздействием этой среды внутри объекта развиваются соответствующие поля, обуславливающие перенос влаги внутри материала. Структура этой системы представляет собой совокупность элементов (фаз), между которыми существует материальная, энергетическая и информационная связь. Эта связь и определяет свойства материала как объекта сушки.

Методология системного анализа, которая базируется на комплексном использовании принципов математического моделирования и математической теории больших систем, а также достижения современной вычислительной техники дают возможность перейти от сложной реальной физической модели сушки как нестационарного и необратимого процесса к его формализованной математической модели. Согласно В. В. Кафарову и Н. Н. Дорохову стратегию такого перехода можно представить в следующем общем виде. На вход формализованной физико-химической системы поступают потоки сплошной среды, характеризующиеся вектором u входных переменных (состав и параметры состояния отдельных фаз, скорость их переноса и т. п.), которые в процессе обработки под действием технологического оператора преобразуются в вектор выходных переменных y :

$$y = f(u). \quad (a)$$

Технологический оператор подчиняется принципу суперпозиции «элементарных» операторов (химических, биохимических и фазовых превращений; молекулярного и молярного переноса веществ и теплоты и др.) и имеет сложную детерминированно-стохастическую природу.

Реальная зависимость (a) заменяется его математической моделью

$$\hat{y} = \Phi(u, x)_\tau, \quad (б)$$

в которой функциональный оператор Φ отображает зависимость вектора выходных переменных \hat{y} от входных переменных и переменных состояния самого объекта x во времени τ ; чем ближе значения функций y и \hat{y} , тем тождественнее операторы f и Φ . В явном виде оператор Φ является замкнутой системой аналитического описа-

ния процесса в виде дифференциальных, интегральных и дифференциально-интегральных уравнений с соответствующими крайними условиями и, если надо, эмпирическими соотношениями. Решение этих уравнений дает зависимость в виде

$$\hat{y} = \varphi(u), \quad (в)$$

в которой вектор-функция φ отражает необходимую информацию о способе получения соотношений между входными и выходными переменными системы в виде метода аналитического решения или алгоритма численного решения с использованием ЭВМ. Отображение (в) называют модулем сложной кибернетической физико-химической системы. Далее мы остановимся на указанном методе, но прежде рассмотрим основные законы, которые определяют физическую модель процессов сушки.

ОСНОВНЫЕ ЗАКОНЫ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ И ОБЩИЕ МЕТОДЫ РАСЧЕТА И ПРОЕКТИРОВАНИЯ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

Как известно, сушка — это сложный технологический процесс, и поэтому проектирование сушильных установок базируется на основных законах технологических процессов. Научно обоснованное проектирование технологического процесса и установки, в которой этот процесс должен быть реализован, является научным предвидением: зная свойства объектов сушки — влажных материалов — и основные закономерности процесса сушки, можно вскрыть механизм процесса, выбрать рациональный метод и оптимальный режим процесса и спроектировать соответствующую сушильную установку, обладающую высокими технико-экономическими показателями. Следуя чл.-корр. АН СССР П. Г. Романкову, применительно к процессам сушки основные законы технологических процессов можно разбить на три группы.

1. Законы, устанавливающие количественные соотношения. К ним относятся фундаментальные законы сохранения массы и энергии. На основании этих законов составляют материальные и энергетические балансы сушильной установки. Так, например, для сушильной камеры уравнение материального баланса (по объекту сушки) имеет вид

$$g_1 = g_2 + U, \quad (I.1)$$

где g_1 , g_2 — масса сырого и высушенного материала, кг/ч; U — масса испаренной влаги, кг/ч.

Уравнение энергетического баланса сушильной камеры для конвективной установки в общем виде

$$Q_{вх} = Q_{ух}, \quad (I.2)$$

где $Q_{вх}$, $Q_{ух}$ — соответственно энергия, внесенная в сушильную камеру материалом и воздухом, и энергия, уходящая из сушильной камеры (кДж), или соответственно мощность (кДж/ч или кВт).

Так как

$$Q_{\text{ух}} = Q_{\text{пол}} + Q_{\text{пот}}, \quad (1.3)$$

где $Q_{\text{пол}}$ — полезно использованная энергия; $Q_{\text{пот}}$ — потери энергии¹, то можно представить в общем виде выражение энергетического КПД сушильной установки

$$\eta_{\text{эн}} = Q_{\text{пол}}/Q_{\text{вх}}. \quad (1.4)$$

По существу, полезным расходом теплоты в сушильной установке является затрата энергии на испарение влаги, тогда приближенно можно принять, что

$$\eta_{\text{эн}} \cong (r + r_{\text{св}})/q_{\text{общ}}, \quad (1.5)$$

где r — удельная теплота испарения, кДж/кг, вл.; $r_{\text{св}}$ — удельная затрата энергии на разрыв связи влаги с материалом, кДж/кг вл.; $q_{\text{общ}}$ — общий расход теплоты, кДж/кг вл.

Сушка—типичный необратимый процесс, в котором влажность материала стремится к значению равновесной влажности.

В связи с увеличением энтропии ($\Delta S > 0$), обусловленным необратимостью этого процесса, для оценки его эффективности следует применять не только энергетический, но и эксергетический анализ, т. е. учитывать не только количество, но и качество расходуемой энергии.

Д. М. Левин показал, что наибольшая потеря работоспособности (качества) энергии в конвективной сушильной установке происходит в калорифере, где топочный газ с высокой температурой, т. е. рабочее тело, обладающее высоким энергетическим потенциалом, нагревает воздух (сушильный агент) до сравнительно невысокой температуры. Поэтому целесообразно по возможности использовать сушильный агент с наиболее высокой температурой. Воздействие такого агента на термолабильный влажный материал должно быть кратковременным; однако в связи с влагонерционностью такие материалы за это время отдают мало влаги, поэтому для них применяют циклическую сушку при осциллирующем режиме (нагрев—охлаждение).

При необходимости удаления значительного количества влаги число циклов соответственно велико, что приводит к непроизводительным затратам теплоты (при охлаждении нагретого материала) и повышению расхода энергии на транспортирование рециркулирующего материала. Лучшие результаты дает применение рециркуляционно-изотермического метода с предварительным нагревом материала, при котором число циклов резко сокращается и предотвращается перегрев материалов в процессе сушки. При указанных условиях эффективно реализуется принцип интенсивного воздействия начального импульса на влажный материал, иначе говоря,

¹ Далее эти потери будут расшифрованы и будут приведены формулы для их расчета, так же как и более точные формулы для определения коэффициентов полезного действия.

эффект воздействия осциллирующего режима может рассматриваться как сумма n -го числа начальных импульсов. Рециркуляционно-изотермические зерносушилки успешно работают на предприятиях СССР.

Уравнение эксергетического баланса имеет вид

$$E_{\text{вх}} = E_{\text{ух}} + T_0 \Delta S, \quad (1.6)$$

где $E_{\text{вх}}$, $E_{\text{ух}}$ — соответственно эксергия, внесенная в сушильную установку и уходящая из нее; T_0 — начальная температура.

Как известно, эксергия характеризует качество — работоспособность энергии, причем для анализа процессов сушки важное значение имеет возможность ее преобразования и использования для удаления влаги из материала.

Наглядно отдельные члены уравнения эксергетического баланса можно представить в диаграмме $T-S$, в которой соответствующие площади определяют их значения. Рассмотрим в диаграмме $T-S$ процесс нагревания воздуха в калорифере (рис. 1.2).

Эксергия нагрева

$$E_n = \int_1^2 (T_1 - T_0) dS = F_{1234},$$

где T_1 и T_0 — соответственно температура теплоотдатчика в калорифере и начальная температура воздуха.

Неиспользованная часть энергии (анергия)

$$A_n = T_0 (S_2 - S_1) = T_0 \Delta S = F_{4356}.$$

В сушильной камере на эксергию материала влияет, с одной стороны, снижение его влажности, что обуславливает уменьшение эксергии, и, с другой стороны, повышение температуры, что способствует увеличению эксергии. Эти факторы оказывают соответствующее влияние на эксергию сушильного агента, который является влагопоглотителем и теплоотдатчиком.

Я. Шаргут и Р. Петела предложили эксергетическую оценку совершенства процесса сушки производить по удельному расходу эксергии (в кДж/кг вл.)

$$\mu = E_{\text{с. аг}} / u_{\tau}, \quad (1.7)$$

где $E_{\text{с. аг}}$ — эксергия сушильного агента, кДж; u_{τ} — количество влаги, удаляемой за время сушки, кг вл.

Определение μ можно производить по формуле

$$\mu = e / (x_2 - x_1),$$

где e — удельная эксергия (кДж/кг с. в.); $x_2 - x_1$ — разность влагосо-

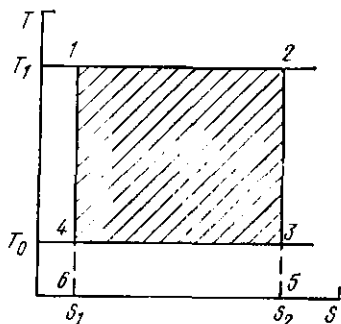


Рис. 1.2. Изображение процесса нагревания воздуха в калорифере в $T-S$ диаграмме

держаний воздуха, уходящего из сушильной камеры и поступающего в нее (кг вл./кг с. в.)

2. Законы, устанавливающие равновесные соотношения. При достижении равновесия процесс сушки прекращается, однако знание равновесных соотношений дает возможность оценить движущую силу процесса: чем больше начальная влажность материала, т. е. чем дальше она от равновесного влагосодержания и соответственно — чем больше разность $u - u_p$, тем интенсивнее протекает внешний массообмен в процессе сушки. Точнее эту зависимость можно представить в виде соотношения парциальных давлений пара над поверхностью материала p_m и в окружающем воздухе p_n :
если $p_m > p_n$, протекает процесс десорбции (сушки); движущая сила процесса $p_m - p_n$;

при $p_m < p_n$ протекает процесс сорбции (увлажнения);

при $p_m = p_n$ достигается состояние динамического равновесия — процесс прекращается.

Изучением равновесных соотношений занимается статика сушки. Знание этих соотношений необходимо для оценки гигроскопических свойств и термодинамических характеристик материала, что важно для выбора оптимальных режимов сушки, а также условий хранения высушенных материалов.

Обычно гигроскопические свойства материалов характеризуются изотермами сорбции и десорбции.

В связи с тем что влага в материалах находится в различных формах связи с их сухим скелетом, аналитическое получение общего уравнения изотерм затруднительно и в инженерной практике для расчета равновесной влажности используют эмпирические формулы, полученные путем обработки опытных данных.

Для расчета энергии связи влаги с материалом ($r_{св}$) применяют термодинамические методы, используя при этом зависимость между равновесной влажностью материала и влажностью воздуха.

Наибольшее практическое применение имеет метод акад. П. А. Рибиндера, который определяет энергию связи $r_{св}$ или работу отрыва единицы массы воды от материала L в виде выражения уменьшения свободной энергии — ΔF при температуре T , так как в результате связывания воды с материалом снижается давление пара воды над его поверхностью и свободная энергия соответственно понижается.

$$r_{св} = L = -\Delta F = RT \ln(p_n/p_u) = -RT \ln \varphi, \quad (1.8)$$

где R — газовая постоянная; p_n — давление насыщенного пара свободной воды; p_u — парциальное давление равновесного пара воды над материалом с влагосодержанием u в любой среде: воздухе, инертном газе или вакууме; очевидно, что $\varphi = p_u/p_n$.

В зарубежной литературе¹ величину φ называют активностью

¹ См. Труды I Международного симпозиума (Англия) «Вода в пищевых продуктах» под ред. Р. Б. Дакуорта, изд. «Академик пресс», 1976, русский перевод под ред. А. С. Гинзбурга и В. Я. Адаменко, «Пищевая промышленность»,

воды, имея в виду, что p_u — это парциальное давление пара в пограничном слое над материалом. Чем прочнее вода связана с материалом, тем меньше p_u , и наоборот, для свободной воды $p_u = p_n$, $\varphi = 1$, $r_{св} = 0$. В процессе сушки материала по мере уменьшения его влагосодержания $r_{св}$ увеличивается, так как повышается доля влаги, более прочно связанной с материалом (влаги микрокапилляров и адсорбционно связанной влаги). Общая затрата энергии на удаление (испарение) влаги в процессе сушки $r_{общ}$ определяется как сумма удельной теплоты испарения свободной воды r , теплоты, затраченной на преодоление энергии связи, $r_{св}$ и теплоты, затраченной на преодоление энтропийной связи, $T\Delta S$:

$$r_{общ} = r + r_{св} + T\Delta S. \quad (I.9)$$

Обычно считали, что энтропийная связь, характерная для осмотически удержанной влаги, незначительна по сравнению с другими формами связи. Однако, как показали исследования А. А. Буйнова, В. И. Сыроедова и автора, в некоторых случаях, например при взаимодействии воды с белками в биополимерах (рыбные гидролизаты), когда происходит не только их набухание, но и «стеклование» и растворение, энтропийный член в формуле (I.9) может играть существенную роль. Как было сказано выше, в процессе сушки $r_{св}$ величина переменная, поэтому в инженерных расчетах с некоторым запасом берут величину $r_{св}$, соответствующую конечной влажности материала, или рассчитывают приведенную энергию связи

$$r_{св} = \int_0^u \Delta F du, \quad (I.10)$$

где $\Delta F = -RT \ln \varphi$.

Если конечная влажность материала больше максимальной гигроскопической, то величиной $r_{св}$ можно пренебречь. Однако в ряде случаев эта величина соизмерима со значением r ; так, например, по данным Отмера (рис. I.3), для зерна кукурузы при $u = 8$ кг/кг отношение $r_{общ}/r = 1,4$, т. е. энергия связи составляет 0,4 r , и ее необходимо учитывать в тепловых расчетах.

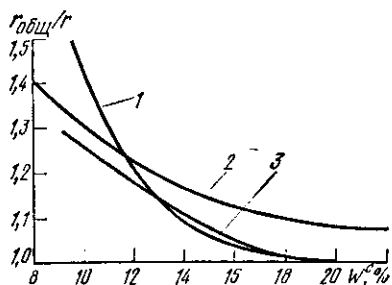


Рис. I.3. Зависимость $r_{общ}/r$ продукта от его влажности $W^с$ (в % к массе сухого вещества):

1 — сено люцерны; 2 — зерно кукурузы; 3 — зерно пшеницы

3. Законы, определяющие скорость процессов — их кинетику и динамику. К этой группе относятся законы нестационарного тепломассообмена и тепломассопереноса. Как и всякий необратимый процесс, сушка материала (после первой критической влажности) протекает с убывающей скоростью: чем ближе текущая влажность материала к значению равновесной влажности, тем меньше скорость процесса. Поэтому в расчете сушильной установки учет кинетики процесса имеет решающее значение.

В конце процесса обычно удаляется влага, прочно связанная с сухим скелетом материала, что обуславливает не только уменьшение скорости сушки, но и требует дополнительных энергетических затрат на преодоление энергии связи.

В общем виде уравнение внешнего массообмена может быть представлено следующим образом:

$$q_m = \alpha_{mp} (p_m - p_n) B_{\text{норм}}/B, \quad (I.11)$$

или

$$q_m = \alpha_{mi} \rho_0 (u_n - u_p), \quad (I.12)$$

где q_m — интенсивность испарения, кг/(м²·ч); α_{mp} , α_{mi} — коэффициенты внешнего влагообмена, отнесенные к разности парциальных давлений пара, или к разности влагосодержаний, кг/(м²·ч·Па), или м/ч; $B_{\text{норм}}$, B — нормальное барометрическое давление и фактическое общее давление в сушильной камере, Па; ρ_0 — плотность абсолютно сухого материала, кг сух. вещ./м³; u_n , u_p — соответственно влагосодержание на поверхности материала и равновесное, кг вл./кг сух. вещ.

Следует учесть, что в связи со сложной зависимостью коэффициентов влагообмена от влажности материала, а также из-за интенсивного углубления поверхности (зоны) испарения внутрь материала во второй период сушки эти коэффициенты изменяются в процессе сушки, и поэтому использование формул (I.11), (I.12) в инженерных расчетах имеет ограниченный характер. Лучшее приближение дает расчет кинетики процесса сушки по зонам, считая влажностные коэффициенты постоянными только в пределах зоны.

Кинетика внутреннего массопереноса (переноса влаги внутри материала) описывается уравнением, аналогичным уравнению теплопроводности:

$$\partial u / \partial \tau = a_m \nabla^2 u + a_m \delta \nabla^2 \vartheta + (K_p / \rho_0) \nabla^2 p, \quad (I.13)$$

где $\nabla^2 = \partial^2 / \partial x^2 + \partial^2 / \partial y^2 + \partial^2 / \partial z^2$ — оператор Лапласа; K_p — коэффициент молярного фильтрационного переноса влаги, обусловленного появлением внутри материала градиента общего давления. Остальные обозначения известны.

Это уравнение устанавливает связь между изменением влагосодержания во времени ($\partial u / \partial \tau$) и координатами тела (x , y , z), или, другими словами, описывает скорость изменения влажности в любой точке тела. Решение этого уравнения, приведенное далее, дает возможность определить влажность тела в любой точке в любой момент времени или при заданной конечной влажности тела и за-

данных параметрах режима процесса рассчитать продолжительность сушки, что является основой кинетического и динамического методов расчета сушильной установки. Эта задача относится к первому классу прямых способов расчета.

Важное практическое значение имеет второй класс, к которому относятся обратные задачи расчета, когда при ограничениях, накладываемых на характеристики объекта сушки технологическими требованиями (например, максимально допустимые значения температуры нагрева, поверхностного градиента влажности и т. п.), определяют параметры оптимального режима процесса, обеспечивающие наиболее высокие технико-экономические показатели сушильной установки, т. е. наибольшую эффективность процесса в соответствии с принятым критерием оптимизации.

В соответствии с изложенным общие методы расчета сушильных установок можно разделить на четыре группы.

1. Приближенные инженерные расчеты по нормативам или эмпирическим формулам применяются при выборе типового оборудования. Например, при расчете распылительных или барабанных сушилок определение объема сушильной камеры производится по нормативному коэффициенту — напряжению по влаге A_v [кг вл./($\text{м}^3 \cdot \text{ч}$)].

При выборе и расчете поверхности нагрева типовых калориферов коэффициент теплопередачи (k) может быть определен по эмпирической формуле

$$k = A(v\rho)^n$$

где v — скорость воздуха, м/с; ρ — плотность воздуха, кг/м³; A , n — нормативные коэффициенты, значения которых приводятся в паспорте калорифера.

2. Статические инженерные расчеты относятся к постоянной (средней) скорости процесса сушки (U , кг вл./ч). Обычно эти расчеты проводятся на основании балансовых уравнений с использованием I — d -диаграммы, что правомочно при протекании процесса сушки в первый период или с определенным приближением при незначительном изменении скорости процесса во второй период. Следует также учесть, что I — d -диаграмма построена для влажного газа и в ней не учитываются свойства объектов сушки и кинетика процесса. Поэтому большое практическое значение имеют работы по развитию I — d -диаграммы и нанесению на нее линий, характеризующих гигроскопические свойства материалов, а также создание I_m — u -диаграмм влажного материала и комбинированной I — u — d -диаграммы.

3. Кинетические расчеты отражают кинетику процесса сушки в реальных условиях переменного режима в сушильной камере. Эти расчеты базируются, с одной стороны, на балансовых уравнениях теплоты и влаги и, с другой стороны, на уравнениях кривых сушки в первом и втором периодах.

4. Динамические расчеты основываются на системах дифференциальных уравнений, описывающих изменение температуры и влагосодержания в локальных точках объекта сушки.

Как было сказано выше, кинетические и динамические методы дают возможность аналитически определить продолжительность сушки и уточнить расчет габаритов сушильной установки или определить параметры оптимального режима процесса. Детально отдельные методы расчета сушильных установок будут описаны далее.

МЕТОДЫ ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССОВ СУШКИ

Исследование процессов сушки проводится с целью научного обоснования выбора рациональных методов и оптимальных режимов процесса, а также получения необходимых формул для проектирования и расчета сушильных установок. Как и для других технологических процессов, методы исследования процессов сушки можно разбить на три основные группы: аналитические, экспериментальные и синтетические.

Аналитический метод исследования

Аналитическое исследование протекает в три этапа: а) математическое описание задачи; б) формулировка краевых условий; в) решение задачи. Необходимость формулировки краевых условий вызвана тем, что уравнение вида (1.13) в частных производных второго порядка описывает целый класс явлений и имеет бесчисленное множество решений. Для однозначного решения уравнения необходимо сформулировать начальное и граничное условия, отражающие конкретную обстановку протекания процесса.

Для примера рассмотрим решение уравнения (1.13) отдельно для первого и второго периодов сушки, причем для упрощения принимаем, что материал имеет форму пластины.

При конвективной сушке нагретым воздухом (при сравнительно невысокой температуре и небольшой скорости его) термовлагопроводность в расчете процесса можно не учитывать. Для первого периода сушки это обусловлено отсутствием градиента температуры или небольшой величиной его, для второго периода — незначительной величиной коэффициента δ . Обычно при низкотемпературной сушке полагают также $\nabla p = 0$. Тогда дифференциальное уравнение влагопереноса для конвективной сушки пластины будет иметь вид

$$du/d\tau = a_m (d^2u/dx^2). \quad (1.14)$$

Период постоянной скорости сушки. Обычно принимают, что к началу процесса сушки ($\tau = 0$) влага равномерно распределена по сечению тела, и начальное условие записывается в виде

$$u(x; y; z; 0) = u_0 = \text{const.} \quad (1.15)$$

Граничное условие можно представить в виде баланса влаги для поверхности: количество влаги, переместившееся изнутри тела

к его поверхности, равно количеству влаги, переместившейся с поверхности тела в окружающую среду:

$$q_m = -a_m \rho_0 (\partial u / \partial x)_{\text{пов}} = \alpha_{mP} (p_m - p_n), \quad (I.16)$$

где $(\partial u / \partial x)_{\text{пов}}$ — градиент влажности на поверхности тела; барометрическое давление P принято равным 0,1 МПа.

В период постоянной скорости $q_m = \text{const}$. Уравнение (I.14) при краевых условиях (I.15) и (I.16) решено акад. АН БССР А. В. Лыковым.

При массообменном критерии Фурье

$$Fo_m = a_m \tau / R^2 > 0,5,$$

$$u = u_1 - [q_m / (R \rho_0)] [\tau - (R^2 - 3x^2) / 6a_m], \quad (I.17)$$

где u — влагосодержание в любой точке тела в любой момент времени, кг вл./кг сух. вещ.; R — определяющий геометрический размер (половина толщины пластины).

Подставляя в формулу (I.17) значения x и τ , можно определить влажность в любой точке пластины в любой момент времени. Из этой формулы видно, что влажность пластины является линейной функцией времени, а распределение влаги по толщине тела описывается параболой; эксперименты подтверждают эту закономерность. Зная влагосодержание u в любой точке тела, можно найти среднее (интегральное) влагосодержание всей пластины $u_{\text{ср}}$:

$$u_{\text{ср}} = \frac{1}{R} \int_0^R u dx.$$

В результате интегрирования и перехода от влагосодержания $u_{\text{ср}}$, выраженного в кг вл./кг сух. вещ., к влажности W^c , выраженной в процентах к массе сухого вещества, получим

$$W^c = W_1^c - [100 q_m / (R \rho_0)] \tau = W_1^c - N \tau, \quad (I.18)$$

где $N = 100 q_m / (R \rho_0)$ — скорость сушки в период постоянной скорости, %/ч*.

Уравнение (I.18) является уравнением кривой сушки в период постоянной скорости; оно является уравнением прямой линии (рис. I.4)

$$N = \text{tg } \psi_1 = (W_1 - W_{к1}) / \tau_1, \quad (I.19)$$

где ψ_1 — угол наклона кривой сушки в первый период; W_1 и $W_{к1}$ — начальная и первая критическая влажность материала, %.

Таким образом, продолжительность сушки в первый период

$$\tau_1 = (W_1 - W_{к1}) / N. \quad (I.20)$$

* В теории сушки влажность относится к массе сухого вещества материала (W^c); для упрощения записи индекс «с» мы далее опускаем. Уравнение (I.18) можно получить просто, если иметь экспериментальную кривую сушки в первый период: $(-dW/d\tau) = N$; при интегрировании получаем $W = -N\tau + \text{const}$; при $\tau = 0$ $\text{const} = W_1$. Тогда $W = W_1 - N\tau$.

Если сушка происходит только в период постоянной скорости ($\tau < \tau_1$) до влажности W_2 , то

$$\tau = (W_1 - W_2)/N. \quad (I.21)$$

Из выражения (I.17) можно получить формулу для определения первой критической влажности $W_{к1}$. В первой критической точке средняя влажность пластины $W^c = W_{к1}^c$, а влагосодержание на поверхности $u_{пов} = u_{к1}$ (для коллоидного тела $u_{к1} = u_r$, где u_r — максимальная гигроскопическая влажность).

Для влагосодержания поверхности пластины ($x = R$) в критической точке можно написать

$$u_{к1} = u_1 - [q_m/(R\rho_0)] [\tau_1 + R^2/(3a_m)],$$

отсюда

$$u_1 - [q_m/(R\rho_0)] \tau_1 = u_{к1} + (q_m R)/(3a_m \rho_0).$$

Переходя к влажности материала (в %), получим

$$W_1 - 100q_m\tau_1/(R\rho_0) = 100u_{к1} + 100q_m R/(3a_m \rho_0).$$

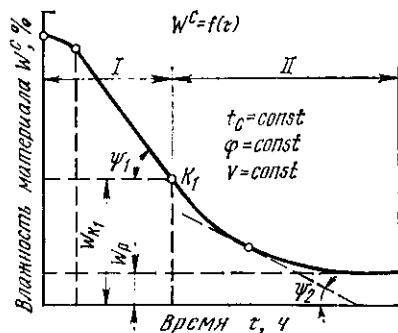


Рис. I.4. Кривая сушки

Подставляем значение W_1 в формулу (I.18) для средней влажности пластины в первой критической точке ($W = W_{к1}$):

$$W_{к1} = 100u_{к1} + 100q_m R/(3a_m \rho_0) = 100u_{к1} + (NR^2)/(3a_m). \quad (I.22)$$

Из формулы видно, что первая критическая влажность зависит от определяющего размера материала (толщины образца), коэффициента переноса влаги внутри материала a_m и режима сушки. Для материалов со сравнительно большим R величина $W_{к1}$ может быть больше начальной влажности; в этом случае сушка происходит только в период падающей скорости (период постоянной скорости отсутствует). Такое явление наблюдается, например, при сушке ломтей хлеба стандартной толщины (20—22 мм).

А. В. Лыков и Л. Я. Ауэрман показали, что при $t_c = 40^\circ \text{C}$, $\varphi = 20\%$ и $w = 4$ м/с для сухаря толщиной 20 мм $W_{к1} \approx 250\%$, что значительно больше начальной влажности хлеба (83,6 %). При этом интенсивность испарения в период постоянной скорости сушки принята равной скорости испарения воды со свободной поверхности.

$$q_m = \alpha_{тр} (p_m - p_n)/(760/B) = 0,085 \cdot 8,8 (760/745) = 0,765 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Величина $100 u_{к1}$ в формуле (I.22) принята равной максимальной гигроскопической влажности (25 %). Коэффициент a_m хлеба, рассчитанный по методу А. В. Лыкова на основании экспериментальной кривой сушки, $a_m = 0,45 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{ч}$.

Плотность абсолютно сухого вещества хлеба $\rho_0 = 250 \text{ кг/м}^3$. Тогда по формуле (1.22)

$$W_{\kappa 1} = 25 \div 100 \cdot 0,765 \cdot 0,01 / (3 \cdot 0,45 \cdot 10^{-6} \cdot 250) \approx 250 \text{ \%}.$$

С уменьшением толщины ломтя R величина $W_{\kappa 1}$ тоже уменьшается. Эту зависимость авторы подтвердили прямым экспериментом. При толщине ломтя хлеба 3 мм $W_{\kappa 1} = 50 \text{ \%}$, т. е. она меньше начальной влажности хлеба, и на кривых сушки и скорости сушки наблюдается период постоянной скорости.

Уравнение (1.22) получено исходя из предположения, что в период постоянной скорости сушки испарение происходит на поверхности тела (критерий фазового перехода $\varepsilon = 0$). Если учесть, что испарение частично может протекать и в толще материала, то выражение для критической влажности тела (пластина, цилиндр, шар) будет иметь вид

$$W_{\kappa 1} = 100 u_{\kappa 1} + [(100 q_m R) / (\Gamma a_m \rho_0)] [1 + \varepsilon \delta a_m / (c a)],$$

где Γ — постоянный коэффициент формы тела (геометрический фактор); для пластины $\Gamma = 3$, для цилиндра $\Gamma = 4$, для шара $\Gamma = 5$; ε — критерий фазового перехода; c — удельная теплоемкость; a — коэффициент температуропроводности.

Обычно в первый период сушки считают, что температура тела равна температуре мокрого термометра. Тогда нетрудно получить выражение для массообменного критерия Кирпичева Ki_m , который является показателем отношения интенсивности внешнего влагообмена и внутреннего переноса влаги, обусловленного величиной a_m

$$Ki_m = q_m R / [a_m \rho_0 (u_1 - u_p)].$$

Для периода постоянной скорости сушки

$$Ki_m = 2 (u_c - u_{\text{пов}}) / (u_1 - u_p),$$

где u_c и $u_{\text{пов}}$ — влагосодержание в центре и на поверхности тела.

Критерий Ki_m является важным технологическим параметром, характеризующим трещинообразование в процессе сушки, или, иначе говоря, величину допустимого градиента влажности; при параболическом распределении влаги по сечению материала и $u_1 \gg u_p$

$$Ki_m = (\nabla u)_{\text{пов}} R / u_1.$$

Период убывающей скорости сушки. Выше было указано, что в период постоянной скорости сушки обычно принимают параболическое распределение влаги по сечению образца. В таком состоянии материала начинается сушка с убывающей скоростью, поэтому для периода убывающей скорости начальное условие будет иметь вид

$$\text{при } \tau = 0 \quad u = u_c - (x/R)^2 (u_c - u_{\text{пов}}). \quad (1.23)$$

Если же период постоянной скорости сушки отсутствует, то начальное условие будет иметь такой же вид, как и для периода постоянной скорости:

$$\text{при } \tau = 0 \quad u(x; y; z) = u_1 = \text{const}.$$

Решение дифференциального уравнения влагопереноса для периода убывающей скорости сушки представляет значительные трудности, так как коэффициенты переноса α_{mi} и a_m изменяются во времени (с изменением влагосодержания и температуры материала), т. е. процессы переноса описываются системой нелинейных дифференциальных уравнений. При этом значительную трудность представляет формулировка граничного условия. Поэтому для практических целей ряд авторов принимают, что между скоростью сушки и массой удаляемой влаги существует прямая пропорциональная зависимость, т. е. кривую сушки во второй период заменяют прямой (рис. 1.5). Фактически это означает принятие допущения о

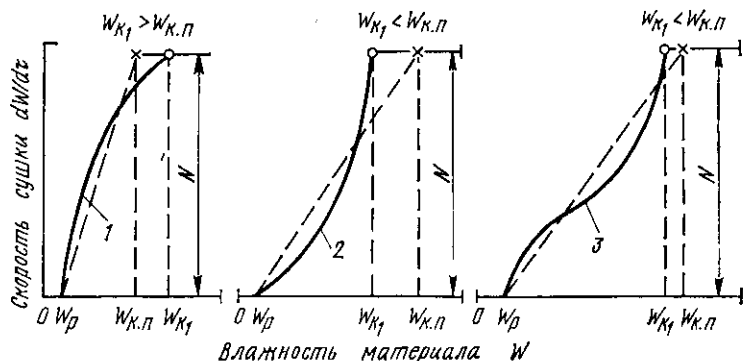


Рис. 1.5. Графический метод определения приведенной критической влажности $W_{K.п}$:

1 — коллоидные тела (прессованное макаронное тесто, крахмал); 2 — капиллярно-пористые тела с относительно малой удельной поверхностью испарения (керамические изделия); 3 — коллоидные капиллярно-пористые тела (зерно, хлеб)

постоянстве коэффициентов переноса. В этом случае в качестве граничного условия можно принять уравнение баланса влаги для поверхности тела, описываемое формулой вида (1.12).

$$q_m = -\alpha_{mi}\rho_0 \left(\frac{du}{dx} \right)_{пов} = \alpha_{mi}\rho_0 (u_{пов} - u_p). \quad (1.24)$$

Дифференциальное уравнение влагопереноса (1.14) при крайних условиях (1.23 и 1.24) и допущении, что влажкоэффициенты a_m и α_{mi} не изменяются в процессе сушки, решено А. В. Лыковым.

Для средней скорости сушки пластины во второй период получено выражение

$$-dW^c/d\tau \approx (a_m/R^2) \frac{1}{4/\pi^2 + 1/Bi_m} (W - W_p), \quad (1.25)$$

где $Bi_m = \alpha_{mi}R/a_m$ — массообменный критерий Био (остальные обозначения известны).

Уравнение (1.25) имеет важное значение для анализа и расчета процесса сушки. Так, анализ данного уравнения позволяет объяс-

нить характер кривых скорости сушки в период убывающей скорости. Из формулы (1.25) видно, что во второй период скорость сушки находится в прямой зависимости от влажности материала (с уменьшением которой она убывает) и в обратной зависимости от определяющего геометрического размера тела R (чем больше R , тем меньше средняя скорость сушки, и наоборот).

Скорость сушки зависит также от влагокоэффициентов, которые в общем случае зависят от температуры и влажности, т. е. изменяются в процессе сушки.

Для технических расчетов в уравнение (1.25) вводится коэффициент сушки K . Пользуясь выражением для коэффициента сушки, автор рассчитал продолжительность сушки хлеба. Аналогичные расчеты проделаны В. И. Поповым для солода, А. П. Гержоем для зерна и т. д.

Преобразуем уравнение (1.25), умножив числитель и знаменатель на R/a_m :

$$-dW/d\tau = (1/R) [(1/\alpha_{mu}) + (4/\pi^2) (R/a_m)]^{-1} (W - W_p). \quad (1.26)$$

Принимая влагокоэффициенты постоянными, т. е. заменяя кривую скорости сушки во второй период прямой линией (см. рис. 1.5)*, обозначим комплекс перед скобкой через K :

$$(1/R) \frac{1}{(1/\alpha_{mu}) + (4/\pi^2) (R/a_m)} = K, \quad (1.27)$$

где K — коэффициент сушки, зависящий от режима сушки.

Тогда

$$-dW/d\tau = K (W - W_p). \quad (1.28)$$

Интегрируя формулу (1.28) в пределах от W_1 (начальная влажность) до W_2 (конечная влажность), примем для второго периода $W_1 = W_{к.п.}$, или, точнее, $W_1 = W_{к.п.}$ ($W_{к.п.}$ — критическая приведенная влажность) (см. рис. 1.5). Тогда получим

$$\ln \left(\frac{W_{к.п.} - W_p}{W_2 - W_p} \right) = K\tau_2.$$

Отсюда

$$\tau_2 = (1/K) \ln [(W_{к.п.} - W_p)/(W_2 - W_p)]. \quad (1.29)$$

Коэффициент сушки может быть найден по экспериментальным данным.

Из формулы (1.29) видно, что зависимость между $\ln (W - W_p)$ и временем τ графически представляется в виде прямой линии.

$$\ln (W_2 - W_p) = \ln (W_1 - W_p) - K\tau_2.$$

* Прямую линию проводим так, чтобы площадь под графиком оставалась неизменной, т. е. чтобы отрезаемый и прирезаемый участки были равны. При этом критическая точка $W_{к.п.}$ смещается в точку $W_{к.п.}$.

Для примера на рис. 1.6 показана характерная для хлеба графическая зависимость между удаляемой влагой ($W - W_p$) и временем τ на полулогарифмической бумаге: на оси ординат в логарифмическом масштабе отложена удаляемая влага ($W - W_p$) в процентах, на оси абсцисс в обычном масштабе — время в минутах. Нетрудно видеть, что численное значение тангенса угла наклона прямой равно коэффициенту сушки (в 1/ч):

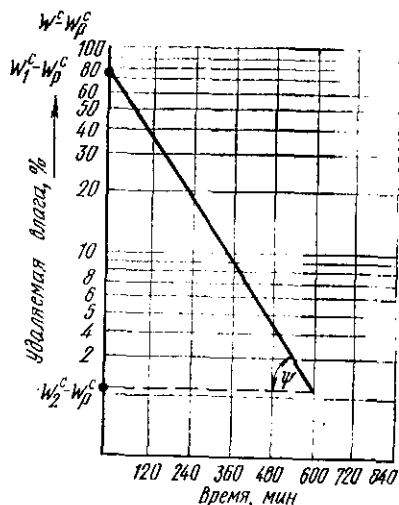


Рис. 1.6. Примерный график для определения коэффициента сушки хлеба

$$\begin{aligned} \operatorname{tg} \psi &= \\ \therefore \frac{\ln(W_1 - W_p) - \ln(W_2 - W_p)}{\tau/60} &= K. \end{aligned} \quad (1.30)$$

Из уравнения (1.28) видно, что коэффициент сушки

$$K = N/(W_{к.п} - W_p),$$

где N — скорость сушки в первый период.

Выражение $1/(W_{к.п} - W_p)$ называют относительным коэффициентом сушки κ , который зависит от свойств материала и его начальной влажности. Тогда

$$K = \kappa N. \quad (1.31)$$

В соответствии с этим относительный коэффициент определяется как тангенс угла наклона прямой $\kappa = K/N$.

Обработка большого количества экспериментальных данных, проведенная Н. С. Михеевой, дала следующее соотношение:

$$\kappa \approx 1,8/W_1. \quad (1.32)$$

Следует отметить, что выражение (1.32) носит несколько формальный характер, так как в нем свойства материала учитываются только начальной влажностью W_1 . Между тем при одной и той же начальной влажности разные материалы имеют различные свойства, так как этой величине могут соответствовать различные формы связи влаги и специфические технологические свойства.

Для второго периода сушки массообменный критерий Кирпичева изменяется со временем: $Ki_m = f(\tau)$. Для его определения поток влаги q_m удобно представить в виде

$$q_m = (dW/d\tau) (1/100) \text{ г}_{с. \text{вещ}} (1/S),$$

где $g_{с. \text{вещ}}$ — масса сухого вещества тела;

$$g_{с. \text{вещ}} = V\rho_0 = SR\rho_0,$$

где V и R — объем и определяющий размер тела; S — площадь поверхности испарения.

Тогда

$$q_m = (1/100) (dW/d\tau) R \rho_0$$

и критерий

$$\begin{aligned} K_{im} &= (q_m R) / [a_m \rho_0 (u_1 - u_p)] = \{R^2 / [a_m (W_1 - W_p)]\} dW/d\tau = \\ &= (\kappa N R^2 / a_m) [(W - W_p) / (W_1 - W_p)]. \end{aligned}$$

За последние годы в аналитическое исследование процессов сушки внесены уточнения. Используемые в теории сушки системы параболических дифференциальных уравнений тепломассопереноса соответствуют бесконечной скорости распространения теплоты и массы.

Действительно, скорость распространения теплоты соизмерима со скоростью звука ($0,33 \cdot 10^3$ м/с), однако скорость переноса массы в процессе сушки соответствует примерно $0,33 (10^{-4} \div 10^{-3})$ м/с. Поэтому, как указывает А. В. Лыков, более строгой является система гиперболических уравнений, в которой учитывается период релаксации массы (влаги), достигающий в процессе сушки значения τ_m от 0 до 275 с.

Например, для шара (при $\nabla p = 0$) эта система имеет вид:

$$\begin{aligned} \tau_m (\partial^2 u / \partial \tau^2) + \partial u / \partial \tau &= a_m [\partial^2 u / \partial r^2 + (2/r) \partial u / \partial r + \delta (\partial^2 \theta / \partial r^2 + \\ &+ (2/r) \partial \theta / \partial r)]; \\ \partial \theta / \partial \tau &= a [\partial^2 \theta / \partial r^2 + (2/r) (\partial \theta / \partial r)] + (\epsilon r_{\text{обш}} / c) \partial u / \partial \tau, \end{aligned} \quad (1.33)$$

где r — радиус шара; ϵ — коэффициент фазового перехода. Остальные обозначения известны.

3. Ю. Мазяк решил эти уравнения численным методом на ЭЦВМ при начальном и граничном условиях, соответствующих противоточному движению материала и воздуха в условиях идеального вытеснения. Построение полей влагосодержания показало, что при применении гиперболических уравнений влагосодержание отдельных слоев материала несколько выше, чем при использовании параболических уравнений, что уточняет расчет скорости сушки и продолжительности процесса.

По характеру постановки задачи функциональные математические модели могут быть построены различно, в связи с чем различают информационные и имитационные модели. Анализ различных моделей дан в работе автора и В. Д. Скверчака (см. список литературы).

При построении информационных моделей рассматривают распределение вероятностей исследуемых факторов в новом состоянии при известном начальном состоянии. Однако для вывода и обоснования таких уравнений в случае сложных процессов необходим не только достаточно высокий уровень развития теоретических представлений о процессе, но и большой объем надежной эмпирической информации о состоянии элементов системы.

Причинная модель в форме графа причинно-следственных отношений может использоваться не только для анализа, но и для решения различных задач оптимального управления.

В последнее время при проектировании сложных технологических процессов, о характере протекания которых отсутствует достаточно полная информация, для построения функциональной модели начинают широко использовать имитационные модели. В этих моделях моделирующий алгоритм приближенно воспроизводит функционирование процесса во времени, причем имитируются элементарные явления, составляющие процесс, с сохранением их логической структуры и последовательности протекания. Моделирующий алгоритм позволяет по исходным данным, содержащим сведения о начальном состоянии процесса (входная информация) и его параметрах, получить сведения о состоянии процесса в произвольные моменты времени.

Имитационные модели применимы к исследованию более сложных процессов, однако обладают тем существенным недостатком, что полученное решение носит частный характер, отвечая фиксированным значениям параметров системы, входной информации и начальных условий.

В зависимости от степени влияния случайных факторов функциональные модели делятся на детерминистические и стохастические (вероятностные).

В детерминистических моделях состояние системы в заданный момент времени однозначно определяется через параметры системы, входную информацию и начальные условия.

В стохастических моделях определяется (тоже однозначно) лишь распределение вероятностей для состояния системы при заданных распределениях вероятностей для начальных условий, параметров системы и входной информации.

Информационные и имитационные модели бывают преимущественно стохастическими. Поэтому проектирование процесса с помощью моделей этого типа принято называть стохастическим моделированием, хотя имитационные модели могут применяться и как детерминистические.

По способу реализации математических моделей аналитические методы расчета можно разделить на следующие группы:

аналитическое решение, когда стремятся получить в общем виде зависимости для искомых величин;

численное решение, когда отсутствует возможность решения имеющихся уравнений в общем виде, но все же возможно (в том числе и с применением средств вычислительной техники) получить численные результаты при конкретных начальных данных;

качественное исследование, когда, не имея решения в явном виде, по структуре модели можно найти некоторые свойства, например оценить устойчивость системы;

графоаналитическое решение, когда математическая модель системы реализуется в виде соответствующего набора номограмм;

алгоритмическое описание, когда моделирующий алгоритм заменяет математическую модель процесса.

Аналитическое решение удается получить лишь для сравнительно простых систем. Если же рассматриваемая система достаточно сложна, то аналитическое решение наталкивается на значительные, а часто и непреодолимые трудности. В этом случае, стремясь все же получить аналитическое решение, нередко идут на умышленное упрощение исходной модели, чтобы иметь возможность изучить некоторые общие свойства системы.

Численные методы по сравнению с аналитическими практически применимы к значительно более широкому классу функциональных уравнений, однако полученные решения носят частный характер. Использование численных методов стало особенно эффективным в связи с внедрением современных средств вычислительной техники, в особенности быстродействующих цифровых вычислительных машин.

Графоаналитические методы, по-существу, являются синтезом аналитических и численных методов реализации математических моделей. Они позволяют обойти трудности, связанные с решением трансцендентных уравнений, просты и удобны в практической работе и потому получили наиболее широкое распространение в инженерной практике проектирования сушильных процессов.

Одна из первых номограмм статического расчета процесса сушки ($I-d$ -диаграмма) впервые была предложена Л. К. Рамзиным в 1918 г. В 1923 г. аналогичная диаграмма была опубликована в Германии Р. Мольте. В дальнейшем $I-d$ -диаграмма Рамзина была расширена и дополнена в сушильной лаборатории Всесоюзного теплотехнического института им. Ф. Э. Дзержинского М. Ю. Лурье и др. Д. М. Левин уточнил построение линий $t_w = \text{const}$ и предложил применять $I-d$ -диаграмму для любого барометрического давления. Значительные исследования в области развития $I-d$ -диаграммы проведены И. В. Кречетовым (СССР), В. Хойслером (ГДР), Я. Салиным (Финляндия) и др.

Широкое применение и развитие в разных странах диаграммы влажного воздуха свидетельствует о том большом значении, которое имеет диаграмма для расчета параметров влажного воздуха при протекании различных процессов и, в частности, процесса сушки.

Вместе с тем можно наметить пути дальнейшего развития диаграммы, что будет способствовать уточнению указанных расчетов.

Диаграмма составлена исходя из предположения, что материал отдает столько влаги, сколько может поглотить воздух определенных параметров. Между тем для ряда материалов, в частности, для многих пищевых продуктов, процесс сушки лимитируется внутренним переносом влаги и вследствие этого протекает с переменной (убывающей) скоростью.

Естественно, что эти явления обусловлены свойствами материала и формами связи влаги в нем. Поэтому, как было сказано выше,

диаграмму влажного воздуха необходимо увязать с гигроскопическими характеристиками материалов путем нанесения на диаграмму соответствующих изотерм сорбции (которые могут характеризовать процесс сушки при очень малой скорости влагоотдачи) или линий термодинамических характеристик влажных материалов (что дает более полное представление о свойствах материалов), а также с действительной скоростью процесса сушки определенных групп материалов, т. е. увязать графоаналитический статический расчет с кинетикой процесса сушки. Описание диаграмм $I-u$ и $I-u-d$ и расчетных номограмм, а также пример их использования приведены далее.

Методы качественного исследования и алгоритмического описания изложены в специальной литературе.

Аналитические методы исследования и расчета по своей сущности являются дедуктивными. Они учитывают основные закономерности процессов, протекающих в моделируемом объекте, качественно более правильно характеризуют его даже при наличии недостаточно точных в количественном отношении параметров модели. Поэтому с их помощью можно разрабатывать общие методы расчета, относящиеся к определенному классу. При возможности их полной реализации, по существу, отпадает необходимость в эксперименте, который в этом случае применяют для определения кинетических констант модели и для проверки адекватности полученных математических решений.

В ряде случаев целесообразно использовать принцип суперпозиции, когда задача со сложными краевыми условиями и переменными физическими характеристиками раскладывается на алгебраическую сумму простых задач, решения которых известны (например, в виде расчетных графиков, номограмм и т. п.).

Хорошие практические результаты дает зональный расчет с применением метода кусочно-ступенчатой аппроксимации.

Однако применение аналитических методов расчета не всегда возможно; в частности, когда отсутствует или весьма ограничен объем теоретических сведений об изучаемом процессе, вследствие чего неизвестен ориентировочный вид соотношений, описывающих этот процесс. Даже если аналитические зависимости получены, из-за их громоздкости и сложности их часто трудно применять в практических инженерных расчетах.

В связи с этим важное практическое значение имеет экспериментальный метод исследования.

Экспериментальный метод исследования

К основным целям экспериментального исследования процессов сушки относятся: 1) исследование механизма и получение данных для формулировки физической модели процесса; 2) получение эмпирических расчетных зависимостей; 3) формулировка конкретных краевых условий; 4) проверка адекватности аналитического решения физической модели процесса.

При проведении экспериментального исследования важно:

- а) правильно поставить эксперимент и определить минимально необходимое число опытов; при решении этой задачи широко применяются методы планирования многофакторных экспериментов;
- б) оценить погрешность проведения опытов и точность получаемых данных с использованием методов математической статистики;
- в) создать экспериментальные установки, которые должны быть моделями будущих полупроизводственных установок;
- г) обобщить экспериментальные данные с целью получения эмпирических расчетных формул.

Решение двух последних задач реализуется в третьем — синтетическом методе исследования, который базируется на теории подобия и анализе размерностей, а также на статистических методах математического планирования экспериментов.

Не останавливаясь детально на изложении этих вопросов экспериментального исследования, достаточно полно изложенных в ряде литературных источников, приведем примерную схему проведения экспериментального исследования процессов сушки, в которой сочетаются этапы исследования и вопросы проектирования сушильной установки (табл. I.1).

Т а б л и ц а I.1

Схема этапов экспериментального исследования

	Установки		
	экспериментальная (лаборатория)	полупроизводственная (пилотная)	опытная промышленная
Получаемые данные	а) Особенности механизма процесса и основные закономерности; б) параметры оптимального режима;	а) Уточнение параметров режима процесса; б) основные технико-экономические показатели;	а) Уточнение технико-экономических показателей; б) технические условия на первую серию установок;
	в) основные данные для создания полупроизводственной установки	в) технические условия на опытно-промышленную установку	в) инструкции по монтажу и эксплуатации установки
Организация, реализующая этап	Лаборатория, конструкторское бюро научно-исследовательского или учебного института		КБ машиностроительного завода при участии научно-исследовательских организаций

Приведенная схема, естественно, является ориентировочной и применяется при разработке нового способа сушки и создании оригинальной конструкции сушильной установки. Если речь идет о модернизации действующей установки или разработке новой конструкции установки, реализующей известный способ сушки,

количество этапов экспериментальных работ может быть соответственно сокращено.

Получаемые при экспериментальном исследовании расчетные зависимости имеют вид корреляционных или регрессионных соотношений между входными и выходными величинами, которые носят частный характер и справедливы для сравнительно узкой области изменения параметров модели.

Синтетический метод исследования

Синтетический метод объединяет аналитический и экспериментальный методы исследования. Как было сказано, он базируется на современных методах обобщенного анализа (теория подобия и метод анализа размерностей) и на математических методах планирования экспериментов.

Первый метод позволяет сократить число переменных в рассматриваемых задачах за счет перехода к удобным и легко интерпретируемым безразмерным комплексам (критериям или числам подобия) и, кроме того, определяет условия и искомые параметры при проведении экспериментальных исследований (первая теорема подобия). При исследовании выбирают функциональную форму эмпирического уравнения в критериальном виде, стремясь ввести необходимое количество параметров и коэффициентов, чтобы в дальнейшем, определив их численные значения из экспериментальных данных, обеспечить необходимую точность расчетов по формуле (вторая теорема подобия).

Теория подобия позволяет результаты (закономерности), полученные экспериментальным путем на пилотной установке, перенести на промышленную, если соблюдены определенные условия однозначности, определяемые третьей теоремой подобия. Этот метод нашел широкое применение в инженерной практике.

Теория подобия в том аспекте, в каком она изложена в классических трудах П. Бриджмена, М. В. Кирпичева, А. А. Гухмана, относится к явлениям, характеризующимся постоянством свойств изучаемого объекта во времени, так как кинетические коэффициенты, учитывающие эти свойства (теплофизические, массообменные, термодинамические, структурно-механические, физико-химические и пр.), рассматриваются в критериях подобия как константы. В реальных процессах эти коэффициенты обычно изменяются. В этой связи могут представить определенный интерес методы дифференциального и интегрального подобия, предложенные в работах А. И. Бабчина, В. М. Брейтмана.

Для получения критериев подобия необходимы уравнения математического описания процесса (первая теорема подобия), а для выявления функциональной связи между ними — большой объем экспериментальных исследований, хотя бы на пилотной установке. Если математическое описание процесса отсутствует, то критерии могут быть получены методом анализа размерностей.

Дальнейшим шагом в развитии синтетических экспериментально-аналитических методов расчета явилось применение методов математического планирования экспериментов, дающих возможность сократить число опытов и позволяющих получить уравнение регрессии между входными и выходными параметрами, описывающее изучаемый процесс.

При анализе процесса методом «черного ящика» исследуются реакции процесса на различные стандартные возмущения. Достаточно представительный набор реакций дает возможность отнести рассматриваемый процесс к одному из хорошо изученных классов объектов, что позволяет, используя метод аналогий, подобрать форму эмпирического уравнения, хорошо описывающего ход исследуемого процесса, и определить его коэффициенты с помощью современного аппарата математической статистики.

Этот метод в своем первоначальном виде оказался весьма эффективным лишь при решении задач расчета оптимальных условий ведения процесса применительно к имеющемуся типу оборудования, на котором эти уравнения были получены.

Большим шагом в развитии экспериментально-аналитических методов расчета явилась идея совмещения методов теории подобия и математического планирования эксперимента, т. е. получение уравнений регрессии в виде функциональной связи между обобщенными переменными. Этот подход в настоящее время получает все большее применение.

Однако при всей его простоте трудности, связанные с расчетом переменных режимов обработки, коррелирующих с изменением текущих свойств объекта, до последнего времени оставались непреодолимыми, так как существующие методы математического планирования эксперимента позволяют получить уравнения регрессии, описывающие процесс только в статике. Если же разбить процесс на ряд зон, в каждой из которых рассматривать процесс сушки в статике за счет осреднения кинетических параметров по зонам, то в этом случае применение методов планирования эксперимента оправдано. Чем больше зон, тем выше точность получаемых результатов.

Применение метода аналогий характерно для современного этапа развития науки и техники как эффективного средства решения актуальных научных и практических задач. Представление об аналогиях имеет глубокий философский смысл. В. И. Ленин в своей известной работе «Материализм и эмпириокритицизм» писал: «Единство природы обнаруживается в «поразительной аналогичности» дифференциальных уравнений, относящихся к разным областям явлений»¹.

Известный французский специалист в области кибернетики Луи Куффиньяль считает, что применение метода аналогий явилось решающим фактором современного технического прогресса. В своем

¹ Ленин В. И. Полн. собр. соч., т. 18, с. 306.

труде «Кибернетика — искусство управления» он пишет: «Прогресс человека в познании мира и в воздействии на окружающий мир происходил благодаря созданию моделей, к которым применяется метод мышления по аналогии».

А. А. Гухман очень точно определил, что «аналогия порождает гипотезу». В. Н. Адрианов в проблемном докладе «Физико-математические аналогии различных процессов переноса в энергетических и теплотехнических устройствах»¹ пишет, что законы Фурье, Фика, Ньютона (для вязкого течения), Ома и др. одинаковы не только в математическом отношении, но их аналогичный характер — это следствие «глубокой физической аналогии, существующей на микроскопическом уровне, в основе которой лежит кинетическое уравнение Больцмана».

В расчетах кинетики и особенно динамики сушки широко используется аналогия процессов тепломассообмена и тепломассопереноса.

В составленной нами для сравнения табл. 1.2 приведены соответствующие расчетные уравнения.

Т а б л и ц а 1.2

Основные параметры и уравнения переноса теплоты и массы (влаги)

Показатели	Перенос теплоты	Перенос массы (влаги)
Потенциал переноса	Температура θ	Потенциал вещества θ_m (влажностное содержание u)
Движущая сила переноса	Градиент температуры $\nabla\theta$	Градиент потенциала вещества $\nabla\theta_m$ (градиент влагосодержания ∇u)
Основные уравнения переноса	Поток теплоты $\bar{q} = -\lambda \nabla \theta$	Поток массы $\bar{q}_m = -\lambda_m \nabla \theta_m$ Поток влаги $\bar{q}_m = (-\lambda_m/c_m) \nabla u = (-\lambda_m/c_m \rho_0) \times \times \rho_0 \nabla u = -a_m \rho_0 \nabla u$, где λ_m — коэффициент влагопроводности, c_m — удельная массемкость
	Дифференциальное уравнение переноса теплоты внутри тела $\partial\theta/\partial\tau = a \nabla^2 \theta$	Дифференциальное уравнение переноса влаги внутри тела $\partial u/\partial\tau = a_m \nabla^2 u$
Кинетические характеристики	Коэффициент температуропроводности $a = \lambda/(\rho c_p)$	Коэффициент диффузии (переноса) влаги $a_m = \lambda_m/(c_m \rho_0)$

Следует отметить, что понятия «подобие» и «аналогия» не являются синонимами; характерный пример приводит венгерский математик Д. Пойя²: мы говорим, что «девушка подобна цветку»,

¹ Сборник проблемных докладов VI Всесоюзной конференции по тепломассообмену. Ч. 2. — Минск: ИТМО АН БССР, 1981.

² По й я Д. Математика и правдоподобные рассуждения; под ред. С. А. Яновской. — М.: Наука, 1975. — 464 с.

но не скажем, что «девушка аналогична цветку», т. е. важна не только аналогия понятий, но и аналогия представлений. Иначе говоря, аналогия — более общее понятие, частным случаем которого является подобие, так же как аналогия может считаться частным случаем широкого понятия соответствия.

Практическое использование методов аналогии при исследовании и расчете процессов сушки является сложной задачей, так как использование данных, полученных на пилотной модельной установке к проектированию и расчету промышленной установки, связано с трудностями масштабного перехода. Это, в частности, обусловлено различной гидродинамической обстановкой, которая может быть создана в натуре и модели. Так, известно, что одним из условий однозначности является равенство соответствующих критериев Рейнольдса: $Re' = Re''$ или $Re = (dvp)/\mu = idem$, поэтому при тех же значениях ρ и μ , если в модели геометрический фактор d уменьшается по сравнению с натурой в n раз, то скорость сушильного агента должна в n раз увеличиваться, а это существенно изменяет режим сушки, а следовательно, и кинетику процесса. В связи с этим часто проектируют многосекционные установки, состоящие из отдельных секций, размеры которых соответствуют пилотной модели.

Иногда при приближенном моделировании в условиях однозначности вводят новые обобщенные переменные, постоянство которых легче обеспечить, чем равенство Re . Так, например, при ламинарном режиме такой переменной может быть критерий Лагранжа

$$La = ReEu = [(dvp)/\mu] [\Delta p/(\rho v^2)] = (\Delta p d)/(\mu v).$$

Как видно, в выражении La , характеризующем одновременно действие касательных (через Re) и нормальных сил (через Эйлера Eu), геометрический фактор стоит в числителе, а скорость потока — в знаменателе; иначе говоря, условие однозначности сохраняется за счет создания соответствующего гидравлического сопротивления Δp .

В качестве примера приведем некоторые критериальные уравнения (уравнения подобия), полученные методами обобщенного анализа, которые используются в расчетах процессов сушки и сушильных установок.

При конвективной сушке коэффициент теплообмена α определяется по известному критериальному уравнению вида

$$Nu = f[Re, Gr, Pr, (u/u_{к1})], \quad (1.34)$$

где Gr , Pr — критерии Грасгофа и Прандтля; $u/u_{к1}$ — критерий (симплекс), введенный П. Д. Лебедевым, выражающий отношение среднего влагосодержания материала в любой момент времени u к среднему критическому влагосодержанию $u_{к1}$.

В первый период сушки, когда $u > u_{к1}$, число Nu при постоянном аэродинамическом режиме может считаться постоянной величиной.

Таким образом, в первый период сушки на величину α могут оказать влияние только величины, входящие в выражение для числа Нуссельта $Nu = \alpha l / \lambda$, и, в частности, определяющий размер l , который уменьшается в результате усадки материала при сушке.

Так как $Nu = \text{const}$, то при уменьшении l α увеличивается. Действительно, размеры многих пищевых продуктов изменяются именно в первый период сушки. Однако для таких продуктов поверхность теплообмена F , так же как и величина l , уменьшается. Таким образом, α и F изменяются в противоположных направлениях. Во многих случаях изменение α и F за первый период сушки незначительно; поэтому с большой степенью приближения можно считать, что при неизменных параметрах сушильного агента произведение $\alpha F (t_c - t_n)$, а следовательно, и скорость сушки остаются постоянными.

Период постоянной скорости сушки заканчивается в тот момент, когда влажность на поверхности материала становится равной максимальной гигроскопической. Это приводит к интенсификации углубления зоны испарения внутрь материала. При этом также прекращается охлаждающее действие процесса испарения на поверхность материала и температура этой поверхности становится выше t_m , стремясь к температуре среды сушильной камеры t_c . Вместе с тем в связи с уменьшением влагосодержания тела ($u/u_{к1} < 1$) число Nu , а следовательно, и α начинают уменьшаться.

Все это приводит к уменьшению количества теплоты, передаваемой через поверхность материала из окружающей среды; кроме того, при этом появляются новые направления, по которым расходуется теплота, передаваемая материалу: на нагревание материала ($d\theta/dt > 0$) и перегрев пара, образующегося при испарении влаги в зоне испарения.

В самом деле, если зона испарения влаги находится внутри материала, а не на его поверхности, то влага материала из его центральных слоев доходит до зоны испарения в жидком виде, а от зоны испарения до поверхности она уже движется в парообразном состоянии. Находясь в достаточно длительном контакте со стенками пор, пар успевает прогреться до температуры стенок. Другими словами, можно принять, что с поверхности материала пар уходит в среду сушильной камеры, имея температуру поверхности t_n , которая во второй период выше, чем $t_{исп}$. При удалении адсорбционно связанной влаги увеличивается r за счет $r_{св}$.

Таким образом, характерной особенностью процесса во второй период сушки является убывающая (падающая) скорость. В самом начале этого периода она равна постоянной скорости первого периода; затем по мере углубления зоны испарения внутрь материала и повышения температуры его поверхности скорость сушки уменьшается, снижаясь до нуля, когда температура на поверхности становится равной температуре среды сушильной камеры; при этом влажность материала становится равной равновесной влажности,

соответствующей параметрам среды сушильной камеры, и сушка прекращается.

При комбинированной терморadiационно-конвективной сушке коэффициент α определяется по уравнению, полученному П. Д. Лебедевым на основании обобщения экспериментальных данных по сушке различных материалов:

$$Nu = A Re^{0,5} (T_c/T_m)^2 (T_{изл}/T_c)^{0,4} (u/u_{кл})^n, \quad (I.35)$$

где $T_c/T_m = Gu'$ — модифицированный критерий Гухмана, учитывающий способность сушильного агента поглощать влагу, испаряемую из материала (T_c , T_m — температура среды сушильной камеры по сухому и мокрому термометру); $T_{изл}/T_c$ — параметрический критерий (симплекс), учитывающий влияние терморadiации на теплообмен ($T_{изл}$ — температура излучателя).

Значения A и n зависят от рода материала. Характерно, что показатель степени у критерия Gu' не зависит от рода высушиваемого материала, так же как показатель степени у критерия $T_{изл}/T_c$ не зависит от конструкции сушильной камеры.

Чл.-корр АН БССР Б. М. Смольским получено аналогичное критериальное уравнение для хлебопекарных дрожжей.

Коэффициент влагообмена может быть определен по критериальному уравнению А. В. Нестеренко:

$$Nu_m = A Re^n Pr_m^{0,33} Gu^{0,135} (T_c/T_{исп})_a^2, \quad (I.36)$$

где $Nu_m = (\alpha_{mp}/\lambda_{mp}) l$ — влагообменное число Нуссельта [α_{mp} — коэффициент влагообмена, $кг/(м^2 \cdot ч \cdot Па)$; λ_{mp} — коэффициент паропроводности, $кг/(м \cdot ч \cdot Па)$; l — определяющий размер поверхности испарения — длина обтекания по направлению движения сушильного агента, м]; $Pr_m = \nu/a_m = \mu/(r a_m) = \mu c_m/\lambda_m$ — массообменный критерий Прандтля, характеризующий физические свойства среды сушильной камеры (ν , μ — кинематическая и динамическая вязкость; ρ — плотность; a_m , c_m , λ_m — коэффициенты диффузии, удельной массоемкости и теплопроводности); $Gu = (T_c - T_m)/T_m$ — критерий Гухмана; T_c и $T_{исп}$ — температуры среды и поверхности испарения, К.

Постоянные A и n имеют разные значения при различных гидродинамических режимах:

$$\text{При } Re = 3150 \div 22\,000 \quad A = 0,49, \quad n = 0,61$$

$$\text{При } Re = 22\,000 \div 315\,000 \quad A = 0,025, \quad n = 0,90$$

Внутренний влагоперенос в процессах сушки описывается критериальными уравнениями, полученными А. В. Лыковым и Ю. А. Михайловым в результате аналитических и экспериментальных исследований. В частности, уравнения для поля температур и поля влагосодержаний внутри материала в процессе сушки имеют общий вид:

при граничных условиях третьего рода

$$[\theta(\xi; \tau) - \theta(\xi; 0)]/[t_c - \theta(\xi; 0)] = f(Lu; Bi; Ko; Pn; \epsilon; Fo; \xi/R); \quad (I.37)$$

при граничных условиях второго рода

$$[\theta(\xi; \tau) - \theta(\xi; 0)] / [t_c - \theta(\xi; 0)] = f(Lu; Ki; Ko; Pn; \varepsilon; Fo; \xi/R), \quad (I.38)$$

где $\theta(\xi, \tau)$ — температура в точке тела с координатой ξ в момент времени τ ; $\theta(\xi, 0)$ — то же, в начальный момент времени (при $\tau = 0$);

при граничных условиях третьего рода

$$[u(\xi; 0) - u(\xi; \tau)] / [u(\xi; 0) - u_p] = f(Lu; Bi_m; Ko; Pn; \varepsilon; Fo_m; \xi/R); \quad (I.39)$$

при граничных условиях второго рода

$$[u(\xi; 0) - u(\xi; \tau)] / [u(\xi; 0) - u_p] = f(Lu; Ki_m; Ko; Pn; \varepsilon; Fo_m; \xi/R), \quad (I.40)$$

где u_p — равновесное влагосодержание материала.

В уравнениях (I.37) — (I.40) приняты следующие обозначения:

- $Lu = a_m/a$ — критерий Лыкова, характеризующий соотношение интенсивностей внутреннего переноса влаги и теплоты в процессе сушки через соотношение инерционных полей влагосодержания и температуры;
- $Bi = \alpha l/\lambda$; $Bi_m = \alpha_m l/\lambda_m$ — теплообменный и массообменный критерии Био, характеризующие соотношение между интенсивностью теплообмена (массообмена) на поверхности твердого тела и его теплопроводностью (массопроводностью);
- $Ko = r\Delta\bar{u}/(c\Delta\theta) = q_{исп}/q_{нагр}$ — критерий Коссовича, характеризующий соотношение между теплотой, затраченной на испарение влаги, и теплотой, расходуемой на нагревание материала за весь процесс сушки;
- $Pn = \delta_p \Delta\theta/\Delta u$ — критерий Поснова, характеризующий относительный перепад влагосодержаний, вызванный перепадом температур (явление термовлагопроводности) в стационарном состоянии;
- $Ki = q_l/(\lambda t_c) = q_l/(a c \rho_0 t_c) = q_l/(a l \rho_0)$ — теплообменный и массообменный критерии Кирпичева, характеризующие соотношение между интенсивностью внешнего теплообмена (массообмена) и внутреннего переноса теплоты (массы);
- $Ki_m = q_{ml}/(a_m u_0 \rho_0)$ — критерий фазового перехода, характеризующий механизм переноса влаги внутри тела (при $\varepsilon = 1$ влага мигрирует в виде пара, при $\varepsilon = 0$ — в виде жидкости);
- $Fo = (a\tau)/l^2$; $Fo_m = (a_m \tau)/l^2$ — теплообменный и массообменный критерии Фурье (безразмерное время), дающие возможность сравнивать во времени процессы, протекающие в натуре и модели;
- ξ/R — безразмерная координата, которая дает возможность анализировать процессы, протекающие в сходственных точках природы и модели (R и l — определяющие размеры).

Развернутые формулы для расчета переноса теплоты и влаги в процессе сушки, полученные А. В. Лыковым и Ю. А. Михайловым на основе аналитического решения соответствующих дифферен-

циальных уравнений, также представлены в критериальной форме: период постоянной скорости

$$(\theta - \theta_0)/(t_c - \theta_0) = 1 - (1 - \epsilon) \text{KoLu} (K_{im}/B_{im}) - (1/2) \epsilon \text{KoLu} K_{im} (1 - x^2 + 2/Bi);$$

$$(u_0 - u)/u_0 = K_{im} \{(\Gamma + 1) \text{LuFo} - (1/2) (1 + \epsilon \text{KoPnLu}) (1 - x^2)\},$$

где для пластины $\Gamma = 0$, $l = 2/3$, $x = \xi/R$; для цилиндра $\Gamma = 1$; $l = 1/2$; $x = r/l$; для шара $\Gamma = 2$; $l = 2/5$; $x = r/R$; период падающей скорости¹:

$$(\theta - \theta_0)/\theta_0 = \sum_{k=1}^2 \sum_{i=1}^2 B_{ki}^q Q_{ki} = f_1(K_{im}; K_i; \text{Pn}; \text{Lu}; \epsilon; \text{Fo});$$

$$(u_0 - u)/u_0 = \sum_{k=1}^2 \sum_{i=1}^2 B_{ki}^m Q_{ki} = f_2(K_{im}; K_i; \text{Pn}; \text{Lu}; \epsilon; \text{Fo}_m).$$

В зависимости от способа и режима процесса сушки те или иные критерии тепло- и массопереноса приобретают доминирующее значение.

Обработка результатов экспериментов по сушке различных материалов с помощью уравнений вида (I.39) и (I.40) дает ценные для расчета результаты. В качестве примера можно привести критериальные уравнения для сушки солода, полученные В. И. Поповым (при помощи этих уравнений можно рассчитать продолжительность сушки для отдельных зон процесса), а также критериальные уравнения, полученные автором, А. С. Васильевой, Н. А. Хорватх, И. М. Савиной и др. для сушки различных пищевых продуктов (зерно, макаронные изделия и т. д.).

Критериальные уравнения для внутреннего влагопереноса при сушке в кипящем слое, полученные П. Г. Романковым и др., приведены далее.

Критериальные уравнения типа (I.40) получены А. Н. Плановским, В. И. Муштаевым и др.

Приведем пример применения метода анализа размерностей для исследования процесса массопереноса. За последние годы этот метод получил дальнейшее развитие в работах А. А. Гухмана, Г. Хантли, Б. Н. Бояджиева (БНР) и др.

Хантли рассматривает размерности длины по осям прямоугольной системы координат $L_x, L_{-x}, L_y, L_{-y}, L_z, L_{-z}$, что существенно для анизотропных тел, а также различает размерности инерционной M_i и гравитационной массы тела M_μ . Следует, однако, отметить, что использование такой методики возможно, если известно

¹ Значения величин B_{ki}^q ; Q_{ki} ; B_{ki}^m приведены в книге А. В. Лыкова «Теория сушки» (см. список литературы). Считая, что в период падающей скорости сушки наступает регулярный режим тепло- и влагообмена, в решениях уравнений ограничиваются первыми двумя членами ряда (индекс i относится к веществу — влаге, индекс k — к движущей силе процесса).

значение физических характеристик тела по координатным осям.

Б. Н. Бояджиев и др. (см. список литературы) рекомендуют ввести дополнительно новые составные размерности температуры и длины с соответствующими обозначениями: θ_k — для температуры; θ_d — для разности двух значений температуры одной и той же фазы; θ_D — для разности температур разных фаз; l — для длины как линейного параметра; L_Δ — для разности линейных параметров, а также раздельно: M_m — для массы и M_Δ — для разности масс.

Применяя указанную методику анализа размерностей, авторы получили выражение известного закона Фика.

Выражение для массы переносимого вещества G :

$$G = H \delta^e \Delta C^f F^g \tau^h D^i, \quad (I.41)$$

где H — безразмерный фактор (коэффициент); δ — расстояние между двумя изоконцентрационными поверхностями, м; ΔC — разность концентраций, кг/м³; F — площадь изоконцентрационной поверхности, м²; τ — время, с; D — коэффициент диффузии, м²/с; e, f, g, h, i — искомые показатели степени соответствующих единиц измерения.

Уравнение (I.41) может быть представлено размерностями входящих в него величин (табл. I.3, вариант 1).

$$M = 1 L^e (M/L^3)^f (L^2)^g T^h (L^2/T)^i. \quad (I.41a)$$

Т а б л и ц а I.3

Размерности величин, входящих в уравнение (I.41a)

Физическая величина	Символ физической величины	Символы			
		обычной размерности	составной размерности		
			вариант 1	вариант 2	вариант 3
Масса диффундирующего вещества	G	M	—	M_m	M_m
Расстояние (толщина слоя)	δ	L	L_x	—	L_x
Разность концентраций	ΔC	M/L^3	$\frac{M}{L_x L_y L_z}$	M_Δ/L^3	$M_\Delta/L_x L_y L_z$
Время	τ	T	—	—	—
Коэффициент диффузии	D	L^2/T	L_x^2/T	$(M_m/M_\Delta) \times (L^2/T)$	$(M_m/M_\Delta) \times (L_x^2/T)$

Уравнение (I.41) можно выразить через размерности величин, по Г. Хантли (вариант 2),

$$M = 1 L_x^e (M/L_x L_y L_z)^f (L_y L_z)^g T^h (L_x^2/T)^i \quad (I.41б)$$

или через новые составные размерности, по Б. Н. Бояджиеву (вариант 3),

$$M_m = 1 L_x^e (M_\Delta/L^3)^f (L^2)^g T^h [(M_m/M_\Delta) (L^2/T)]^i, \quad (I.41в)$$

а также, используя обе указанные методики,

$$M_m = 1 L_x^e (M_\Delta / L_x L_y L_z)^f (L_y L_z)^g T^h [(M_m / M_\Delta) (L_x^2 / T)]^i. \quad (I.41г)$$

Далее составляются системы уравнений, представляющих собой зависимости показателей степени при условии, что соответствующие комплексы единиц измерения были бы безразмерными, т. е. имели нулевую размерность:

а) для уравнений (I.41) и (I.41а)

$$M \quad 1 = f;$$

$$L \quad 0 = e - 3f + 2g + 2i;$$

$$T \quad 0 = h - i;$$

б) для уравнений (I.41) и (I.41б)

$$M \quad 1 = f;$$

$$L_x \quad 0 = e - f + 2i;$$

$$L_y \quad 0 = -f + g;$$

$$L_z \quad 0 = -f + g;$$

$$T \quad 0 = h - i;$$

в) для уравнений (I.41) и (I.41в)

$$M_m \quad 1 = i;$$

$$M_\Delta \quad 0 = f - i;$$

$$L \quad 0 = e - 3f + 2g + 2i;$$

$$T \quad 0 = h - i;$$

г) для уравнений (I.41) и (I.41г)

$$M_m \quad 1 = i;$$

$$M_\Delta \quad 0 = f - i;$$

$$L_x \quad 0 = e - f + 2i;$$

$$L_y \quad 0 = -f + g;$$

$$L_z \quad 0 = -f + g;$$

$$T \quad 0 = h - i.$$

Уравнения (а) могут быть решены, если известны (например, по экспериментальным данным) любые два из входящих в них пяти (e, f, g, h, i) показателей. Для решения уравнений (б, в) необходимо знание одного из этих показателей, а уравнения (г) решаются априорно, так как число уравнений соответствует числу неизвестных: $e = -1; f = g = h = i = 1$. Тогда искомая физическая зависимость, выраженная с точностью до постоянного множителя (в данном случае — безразмерного фактора H), имеет вид

$$G = H (\Delta C) F \tau D / \delta,$$

а при $H = -1$ получается выражение закона Фика

$$G = -D (\Delta C / \delta) F \tau, \quad (I.42)$$

Важно отметить (и в этом существенное достоинство методики Б. Н. Бояджиева), что использование новых составных размерностей дает возможность получить выражение физической закономерности без предварительного определения некоторых значений показателей в соответствующих уравнениях. В связи с этим указанная методика имеет перспективы практического применения при исследовании различных факторов в процессах сушки и получении соответствующих расчетных выражений.

Опыт применения системного анализа при исследовании процесса сушки и проектировании сушильной установки

Изложенные выше методы исследования и расчета объединяются в системном анализе процессов сушки и системном проектировании сушильных установок. Как было сказано выше, этот анализ в настоящее время проводится в основном на III, IV и V уровнях иерархии, причем на III и IV уровнях используются приведенные выше уравнения внутреннего тепло- и массопереноса и внешнего тепло- и массообмена, а на V уровне производятся проектирование и расчет сушильной установки.

Для примера можно привести опыт применения системного анализа при исследовании и расчете процесса сушки одного из видов макаронного теста — лагманного полуфабриката — как типичного коллоидного капиллярно-пористого тела. При этом дополнительно к известным нам уравнениям разработана блок-схема реологических характеристик объекта сушки, для которого одной из важных характеристик является прочность готового продукта. Анализ проведен Ж. М. Курбановым в его диссертации, выполненной в МТИППе под руководством автора и А. М. Остапенкова.

В результате анализа определены значения максимально допустимого градиента влажности в изделии и соответствующие скорости сушки для каждой из четырех зон установки при комбинированном высокочастотно-конвективном энергоподводе.

В указанной работе на базе стратегии системного подхода к исследованию и моделированию процесса сушки коллоидных капиллярно-пористых материалов рассмотрен первый с л о в о й этап анализа, т. е. дан предварительный анализ априорной информации о физико-химических закономерностях процесса и, в частности, анализ структуры математических зависимостей, описывающих физическую модель процесса сушки. Структура процесса сушки представлена на языке направленных графов, которые устанавливают связь между отдельными факторами (эффектами) системы.

На рис. I.7 представлена структурная схема физико-химических факторов III уровня иерархии процесса сушки коллоидно-пористых материалов.

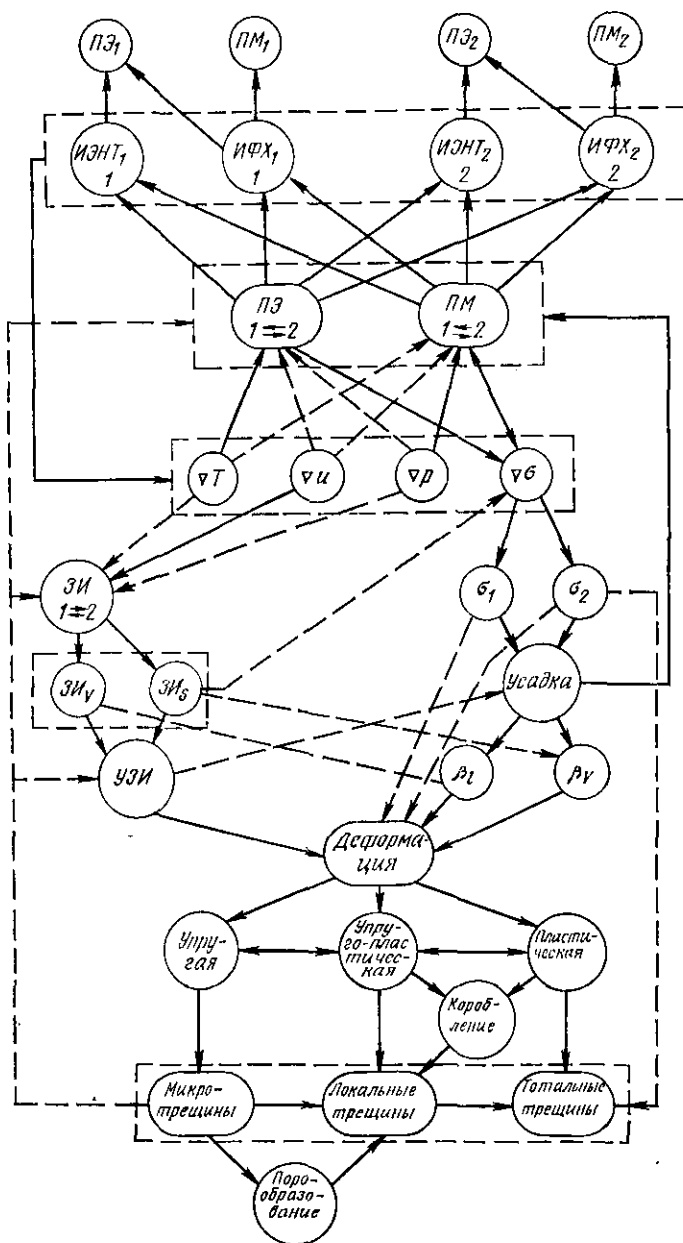


Рис. 1.7. Структурная схема физико-химических и энергетических факторов в процессе сушки на III уровне иерархии системного анализа

Масса влажных материалов состоит в основном из двух фаз: первая (1) соответствует наличию влаги в материале, второй фазой (2) является сухой скелет материала (т. е. сухое вещество материала).

При сушке материала происходит одновременно два процесса: испарение влаги и перенос массы (ПМ) и перенос энергии (ПЭ) — перенос теплоты.

Основной движущей силой переноса теплоты и влаги являются градиенты температуры (∇T), влагосодержания (∇u) и давления (∇p).

Для реологических систем дополнительно учитывается градиент поверхностных сил (поверхностного натяжения) $\nabla \sigma$, обусловленный действием нормальных (σ_1) и касательных (σ_2) сил.

Несоответствие между количеством влаги, испаряющейся с поверхности тела, и количеством влаги, поступающей из внутренних слоев, приводит к образованию зоны испарения ($ЗИ_V$ в объеме и $ЗИ_S$ по поверхности) и ее углублению ($УЗИ$).

В результате указанных явлений переноса изменяются физико-химические свойства материала (ИФХ) и его энтальпия (ИЭНТ), причем они протекают в каждой фазе системы. Взаимодействие этих фаз, по существу, определяет характер (механизм) протекания процесса сушки, кинетика которого обусловлена, как это видно из

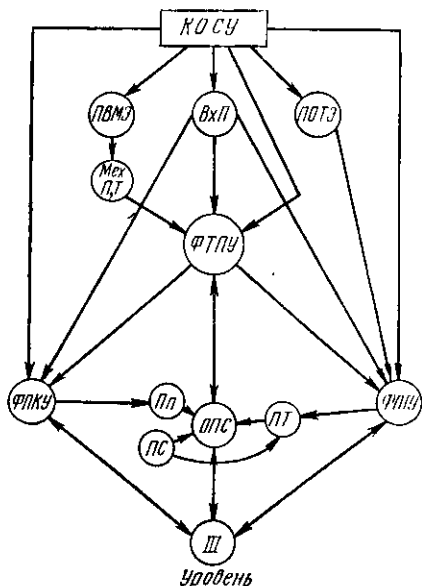


Рис. 1.8. Структурная схема физико-химических и энергетических факторов и конструктивных параметров сушильной установки на IV и V уровнях иерархии системного анализа

структурной схемы, закономерностями переноса энергии и массы, а также скоростью фазового перехода. Естественно, что указанные внутренние явления — это следствие взаимодействия влажного материала с внешним источником энергии и внешней окружающей средой (энерго- и массообмен), которое отражается в структурной схеме IV и V уровней иерархии.

Для материалов с «пониженными» структурно-механическими характеристиками, т. е. склонных к образованию трещин, важную роль играют отмеченные в схеме явления усадки (линейной β_l и объемной β_v) и развитие общей деформации, причем в зависимости от свойств материала могут развиваться как упругие, так и пластические деформации.

На рис. 1.8 представлена структурная схема факторов IV и V уровней иерархии, которые являются основой конструктивных решений при расчете и проектировании сушильной установки.

Исходным фактором, определяющим специфику эффектов V уровня иерархии, служат конструктивные особенности сушильной установки (*КОСУ*). Они определяются подводом внешней механической энергии (*ПВМЭ*), т. е. механическим воздействием (перемещиванием и транспортированием) (*МехПТ*); обменом (отводом или подводом) энергии (*ПОТЭ*); входными потоками (концентрационными или тепловыми) (*ВхП*) исходных реагентов.

Эффектом IV уровня иерархии данной схемы является образование пограничного слоя (*ОПС*) над объектом сушки, обусловленного соответствующими полями парциального давления (*Пп*) пара, температуры (*ПТ*) и скорости теплоносителя (*ПС*), на которые непосредственное влияние имеет, с одной стороны, формирование определенной топологии потоков в масштабе установки (*ФТПУ*), полей концентрации (*ФПКУ*) и температуры (*ФПТУ*) и, с другой стороны, указанные выше эффекты III уровня иерархии в масштабе сушильной установки в целом.

Анализ литературных данных в области интенсификации процесса сушки макаронных изделий показал, что ранее интенсификация процесса сушки макаронных изделий производилась путем изменения T или ∇p , а параметр σ исследовался самостоятельно.

Смысловой анализ по уровням иерархии определил использование Ж. М. Курбановым метода сушки при комбинированном (СВЧ-конвективном) энергоподводе, при котором можно обеспечить существенную интенсификацию процесса и улучшение качества готового продукта.

На втором этапе анализа — математическом моделировании — составлена общая принципиальная схема полной математической модели процесса сушки коллоидных капиллярно-пористых материалов, причем в качестве основного выходного параметра взят максимально допустимый градиент влагосодержания ∇u , определяющий качество готового продукта.

Полная математическая модель состоит из 58 уравнений, включающих 79 переменных, из которых 21 задано, а количество остальных соответствует числу уравнений, т. е. система замкнута.

При составлении блок-схемы явлений переноса теплоты и влаги, а также изменения избыточного давления в объекте сушки, его структурно-механических свойств и гидродинамики потоков в рабочей камере учитывалась причинно-следственная взаимосвязь указанных явлений.

Так, учитывая изменение структурно-механических свойств теста в процессе сушки, объект сушки рассматривался на разных стадиях сушки как вязко-пластичное, вязко-пластично-упругое и упругое тело, свойства которого могут быть описаны дифференциальным уравнением

$$d\sigma/dt + (1/\tau_p)(\sigma - \sigma_{kp}) = 0,5E(d\varepsilon/dt), \quad (1.43)$$

где τ_p — время релаксации, с; $\sigma_{кр}$ — критическое напряжение, Па; E — модуль сдвига, Па; ε — деформация, %.

Деление на указанные три стадии обусловлено изменением структурно-механических свойств теста и наглядно иллюстрируется дериватограммой (рис. 1.9). Значения поверхностного градиента влагосодержания (∇u), полученные в результате математического анализа процесса сушки, даются отдельно для каждой стадии процесса и соответственно даются значения скорости сушки: $(dW^c/d\tau)_I = 0,0128 \text{ \%}/\text{с}$; $(dW^c/d\tau)_{II} = 0,0093 \text{ \%}/\text{с}$; $(dW^c/d\tau)_{III} = 0,0058 \text{ \%}/\text{с}$, которые положены в основу проектирования установки.

В работе Ж. М. Курбанова даны детальные блок-схемы переноса теплоты, влаги, развития внутреннего общего давления и изменения структурно-механических характеристик объекта сушки при комбинированном (сверхвысокочастотно-конвективном) энергоподводе, в которых использованы соответствующие уравнения и физические характеристики процессов внешнего обмена и внутреннего переноса.

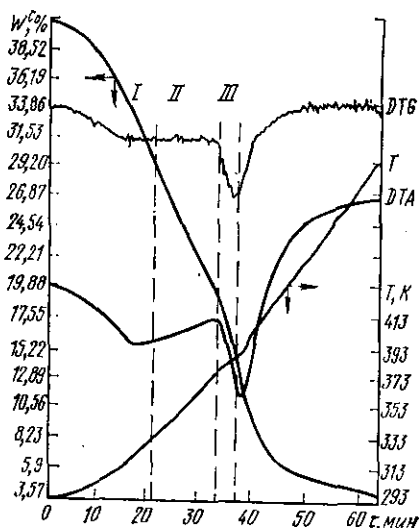


Рис. 1.9. Дериватограмма лагманного теста:

W^c — кривая сушки; T — температурная кривая; DTG — кривая скорости сушки (изменения массы образца); DTA — кривая термических эффектов (дифференциально-термического анализа)

Глава II РАСЧЕТЫ КИНЕТИКИ ПРОЦЕССОВ СУШКИ

Как было сказано в главе I, наиболее точным является расчет сушильной установки, отражающий кинетику и динамику процесса. В расчетах кинетики и динамики сушки обычно используются решения уравнений кривых сушки в первом и втором периодах, определяются поля температуры и влагосодержания в объектах сушки и рассчитывается продолжительность процесса.

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА МЕТОДОВ РАСЧЕТА КИНЕТИКИ СУШКИ

Широкие перспективы имеет применение комбинированных (кинетико-статических, кинетико-динамических и динамико-статических) методов расчета и вообще методов, в которых дается «раз-

вязка» системы дифференциальных уравнений взаимосвязанного тепло- и массопереноса. Анализ этих методов дан в работе автора и В. Д. Скверчака применительно к процессу сушки зерна (см. список литературы).

В работах В. И. Коновалова, П. Г. Романкова, В. М. Соколова и А. П. Пасько (ЛТИ им. Ленсовета) рассмотрены методы взаимосвязанного описания кинетических кривых нагрева и обезвоживания материалов с помощью приближенных кинетико-динамических моделей, уравнения баланса теплоты и уравнения теплопроводности с эквивалентными коэффициентами (a — коэффициент температуропроводности; c — удельная теплоемкость; α — коэффициент теплообмена):

$$a_{\text{экв}} = \lambda / (c_{\text{экв}} \rho); \quad c_{\text{экв}} = c [(Rb + \bar{\epsilon}) / (Rb)]; \quad \alpha_{\text{экв}} = \alpha [(Rb + \bar{\epsilon}) / (Rb + 1)], \quad (\text{II.1})$$

где $Rb = - (c/r) b_{\tau}$ — критерий Ребиндера (где $b_{\tau} = d\theta/du$); $\bar{\epsilon} = d\bar{u}_{\text{исп}}/d\bar{u}_{\text{общ}}$ — критерий фазового перехода.

А. Н. Плановским и сотрудниками (МИХМ) рассмотрены возможности использования дифференциального уравнения «чистого» массопереноса с условным (обобщенным) коэффициентом теплопроводности. Наряду с этим ими отмечено, что возможен также и второй метод «развязки» — путем сведения системы дифференциальных уравнений к одному уравнению нестационарной теплопроводности с эквивалентными теплофизическими характеристиками. В ряде случаев, например для процесса сушки зерна, это может оказаться более удобным.

Применительно к сушке тонких материалов такой метод изложен в работах чл.-корр. АН СССР П. Г. Романкова и его учеников.

Получение приведенного уравнения теплопроводности

$$\partial T(x; \tau) / \partial \tau = a_{\text{экв}} [\partial^2 T(x; \tau) / \partial x^2 + (\Gamma/x) \partial T(x; \tau) / \partial x] \quad (\text{II.2})$$

с граничными условиями для конвективной сушки, записанными в виде

$$-\lambda \partial T(R; \tau) / \partial x + \alpha_{\text{экв}} [T_{\text{с}} - T(R; \tau)] = 0, \quad (\text{II.3})$$

где Γ — коэффициент формы (для пластины $\Gamma = 0$, для цилиндра $\Gamma = 2$, для шара $\Gamma = 3$); $T_{\text{с}}$, $T(R, \tau)$ — температура среды и температура поверхности материала, K ; $a_{\text{экв}}$ и $\alpha_{\text{экв}}$ — определяются выражениями (II.1),

основано на допущении существования одинаковой для всех точек материала зависимости между локальной температурой и влагосодержанием $T(x; \tau) = f[u(x; \tau)]$, которая аппроксимируется по зонам кусочно-линейной зависимостью

$$T(x; \tau) = T_{0i} + b_{\tau i} u(x; \tau), \quad (\text{II.4})$$

где T_{0i} — начальная температура в зоне сушки i , K ; $b_{\tau i}$ — локальный температурный коэффициент в зоне i , $K/(K/\text{кг} \cdot \text{кг сух. вещ.})$.

Если по всей толщине тела $T(u)$ однозначна, т. е. соответствует i -й зоне, то, используя решение уравнения теплопроводности (II.2), можно для любого момента времени τ рассчитать профиль темпера-

туры в теле $T(x; \tau)$ и затем на основании соотношения (II.4) найти соответствующее этому моменту времени распределение влагосодержания.

Другой способ развязки системы дифференциальных уравнений тепло- и массопереноса использован в работах Г. Д. Рабиновича и В. И. Хорева (ИТМО АН БССР им. А. В. Лыкова). В этих работах внутренний сток теплоты, обусловленный испарением влаги, в уравнении теплопроводности выражается в виде линейной функции температуры. Это позволило авторам свести задачу по теплообмену в неподвижном плотном слое дисперсного материала к решению задач по теплообмену в модифицированных рекуперативных теплообменниках с использованием соответствующего математического аппарата.

Проведенное сравнение расчетных и экспериментальных данных по кинетике сушки ряда капиллярно-пористых тел показало эффективность использования рассмотренных выше кинетико-динамических «развязанных» моделей тепло- и массопереноса.

Следует отметить, что граничные условия, которые использовались в работах Г. Д. Рабиновича, составлялись без анализа влияния внешнего массообмена на теплообмен, что надо учитывать в реальных условиях, в особенности для промышленных непрерывнодействующих сушильных установок.

З. Ю. Мазяк (Львовский политехнический институт) разработал способ построения граничных условий, позволяющий получить характеристики, учитывающие различную структуру потока среды, т. е. переменный характер потенциалов переноса в среде. Основная идея способа сводится к тому, что с помощью уравнений материального и теплового балансов, составленных для потока, определяются переменные значения потенциалов, от которых зависит скорость процесса. На основе установленных таким образом значений потенциалов составляются балансовые уравнения, определяющие потоки массы и энергии на границе между влажным материалом и сушильным агентом.

Для реализации этого способа З. Ю. Мазяк дал математическое описание процесса в конвективных сушильных аппаратах при различных условиях проведения процессов (прямотоке и противотоке материала и теплоносителя, обратном перемешивании теплоносителя). По своей сущности этот метод расчета является комбинированным динамико-статическим, он хорошо описывает процессы, протекающие в трубах-сушилках и шахтных сушилках.

МЕТОДЫ РАСЧЕТА ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТИ СУШКИ

Метод расчета по приведенной скорости сушки

Г. К. Филоненко

Г. К. Филоненко, исследуя кривые сушки одного и того же материала при разных режимах (он изучал конвективную сушку ткани), установил, что различные кривые сушки, полученные при

разных режимах, совмещаются в одну общую кривую, если их перестроить в системе координат: скорость сушки $dW^c/d\tau$ — приведенная скорость сушки ψ . Последняя представляет собой отношение скорости сушки в любой данный момент к скорости сушки в первый период N :

$$\psi = (1/N) (dW^c/d\tau). \quad (II.5)$$

Эта приведенная скорость сушки по опытам для ткани представляется в таком виде:

$$\psi = (W^c - W_p^c) / [28,5 + 0,73 (W^c - W_p^c)], \quad (II.6)$$

где W^c — влажность материала в любой момент сушки; W_p^c — равновесная влажность материала для заданного режима сушки.

Исходя из выражения для элементарного количества теплоты, переносимой через поверхность материала за бесконечно малый промежуток времени,

$$dQ = \alpha F (t_c - \theta_n) d\tau = r dg_{вл},$$

и выражая массу испаренной влаги $dg_{вл}$ через влажность материала W^c и массу сухого вещества материала $g_{с.вещ}$ и подставляя в это уравнение значение приведенной скорости сушки ψ , после интегрирования Г. К. Филоненко получил формулу для расчета продолжительности сушки

$$\tau = (1/N) \{2,3 \cdot 28,5 \lg [(W_1^c - W_p^c) / (W_2^c - W_p^c)] + 0,73 (W_1^c - W_2^c)\}, \quad (II.7)$$

где W_1^c и W_2^c — начальная и конечная влажность материала.

Приведенную скорость сушки других материалов Г. К. Филоненко определяет по формуле

$$\psi = (W^c - W_p^c)^m / [A + \beta (W^c - W_p^c)^m]. \quad (II.8)$$

Показатель степени m определяется характером связи влаги со скелетом сухого вещества, и от других факторов он не зависит; значения коэффициентов A и β зависят от толщины материала, и находят их опытным путем.

В. Д. Корчагин при исследовании сушки овощей в слое, продуваемом воздухом, получил значения показателя степени m и коэффициентов A и β (табл. II.1).

Таблица II.1

Значение постоянных коэффициентов в формуле, полученной Г. К. Филоненко (II.8)

Овощи	A	β	m
Картофель	1200	-3,0	1,0
Свекла	1000	-2,0	1,0
Морковь	1550	-2,0	1,0
Лук	1600	-3,0	1,0

**Определение продолжительности сушки
по методу А. В. Лыкова¹
и развитие метода В. В. Красниковым
и другими исследователями**

Достоинством этого метода является то, что он позволяет найти продолжительность сушки материала от любой начальной его влажности W_1^c до любой конечной влажности W_2^c в период падающей скорости с учетом переменного режима сушки, который характерен для действительных условий; расчет базируется на кривых сушки, полученных в лабораторных условиях, где обычно режим процесса в каждом опыте остается постоянным.

Вначале определим продолжительность сушки для периода постоянной скорости, пользуясь приведенными выше формулами.

Расчет начнем с определения массообменного числа Нуссельта по формуле А. В. Нестеренко [см. формулу (I.36)]:

$$Nu_m = A Re^n Pr_m^{0,33} Gu^{0,135} (T_c/T_{исп})^2.$$

По выражению

$$Nu_m = (\alpha_{m,p} l) / \lambda_{m,p}$$

определим коэффициент массообмена $\alpha_{m,p}$.

Интенсивность испарения влаги q_m находим по формуле (I.16). После этого определим скорость сушки в первый период

$$N = 100 q_m S / g_{с. веш.}$$

Продолжительность первого периода определяем из выражения (I.21)

$$\tau_1 = (W_1^c - W_{к1}^c) / N.$$

Для определения продолжительности второго периода сушки тонких материалов можно воспользоваться решением дифференциального уравнения влагопереноса (I.14) при начальном равномерном распределении влаги по сечению материала: при $\tau = 0$ $u = u_{к1} = \text{const}$.

Решение уравнения (I.14) аналогично решению дифференциального уравнения теплопроводности и может быть представлено в таком виде:

$$E_m = (u - u_p) / (u_{к1} - u_p) = f(Bi_m; x/R; Fo_m), \quad (II.9)$$

где Bi_m — массообменный критерий Био; он обычно является определяющим критерием в отличие от определяемого массообменного числа Nu_m (см. формулу [(I.36)], который характеризует массообмен в пограничном слое; x/R — безразмерная координата; $Fo_m = (a_m \tau) / R^2$ — массообменный критерий Фурье.

¹ Как было указано ранее, коэффициент сушки K использован в ряде работ советских и зарубежных ученых. Математическое обоснование введения K дано А. В. Лыковым при допущении постоянства влагокоэффициентов и использовании граничного условия третьего рода.

² Вообще деление на определяющие и определяемые критерии является условным — оно зависит от постановки задачи.

Из уравнения (II.9) определяем критерий Fo_m и, подставляя в его выражение значения a_m и R , находим τ_2 .

Для определения длительности второго периода сушки толстых материалов, если к началу его наблюдается параболическое распределение влаги по сечению материала, используем выражение (I.29).

$$\tau_2 = (1/K) \ln [(W_{\kappa, n}^c - W_p^c) / (W_2^c - W_p^c)]. \quad (II.10)$$

Коэффициент сушки

$$K = N / (W_{\kappa, n}^c - W_p^c) = \kappa N, \quad (II.11)$$

где относительный коэффициент сушки $\kappa \approx 1,8 / W_1^c$.

Более точные результаты получаются, если воспользоваться значением K , определенным при экспериментах, проведенных при сушке конкретного материала в условиях соответствующего режима сушки с учетом изменения влагокоэффициентов по зонам. При этом полнее учитываются специфические свойства материала, так как при одной и той же начальной влажности разные материалы могут обладать разными свойствами. Получению эмпирических формул для расчета K посвящен ряд работ.

И. А. Чубик экспериментально установил зависимость коэффициента K от параметров режима конвективной сушки:

$$K = (K' \theta^a t_1^b v^d) / (h^e \varphi_1^e),$$

где θ — температура продукта; t_1 , φ_1 , v — параметры воздуха; h — высота слоя продукта.

Значения величин K' , a , b , c , d , e устанавливаются экспериментально в определенных пределах изменения параметров режима процесса.

В. И. Попов и А. И. Макаров исследовали зависимость коэффициента сушки солода от параметров вибрации рабочего органа вибросушильной установки:

$$K = 1 / (2\pi n A a_{\kappa} + k_0),$$

где n — число колебаний рабочего органа в минуту; A — амплитуда колебаний, мм; a_{κ} , k_0 — эмпирические коэффициенты (определяются при $n = 0$).

В. И. Жидко получил выражение для расчета K в процессе сушки зерна с учетом предварительного прогрева материала:

$$K = [K_{\kappa} \varphi(W_1^c) (F/G_{\text{сух}})] / (1 - \alpha \theta_n),$$

где K_{κ} — постоянный коэффициент, характеризующий среднюю скорость сушки данной культуры по отношению к пшенице; $\varphi(W_1^c)$ — функциональная зависимость продолжительности сушки от начальной влажности исследуемого материала; эта функция определяется экспериментально; θ_n — начальная температура материала, °C; α — коэффициент, учитывающий изменение продолжительности сушки с изменением начальной температуры семян на 1 °C;

$$\alpha = (K_2 - 1) / (K_2 \Delta \theta),$$

где K_2 — коэффициент, равный соотношению средних скоростей сушки пред-

варительно нагретых и ненагретых семян, просушенных при одинаковых условиях; $\Delta\theta$ — разность начальных температур семян, °C; $F/G_{\text{сух}}$ — удельная поверхность испарения, численно равная отношению поверхности семян к массе сухого вещества навески семян;

$$F = \pi d_{\text{экв}}^2 n \delta_c,$$

где n — число семян в навеске; δ_c — коэффициент формы семян; $d_{\text{экв}}$ — эквивалентный диаметр семян;

$$d_{\text{экв}} = 0,124 \sqrt[3]{G'/\rho_c},$$

где G' — масса 1000 семян, кг; ρ_c — насыпная плотность семян, кг/м³; W_1^c — начальная влажность семян, отнесенная к сухому веществу, %.

В частности, для процесса конвективной сушки предварительно нагретых семян подсолнечника в диапазоне начальной влажности от 9,8 до 45,5 % В. И. Алейников, В. И. Жидко, М. Г. Спиридонова предложили следующее выражение для коэффициента сушки:

$$K = \{[K_k \cdot 0,0266 (W_1^c)^{-0,5135}]/[1 - (6,9 - 0,12W_1^c)]\} (F/G_{\text{сух}}).$$

Приведенные в табл. II.2 значения продолжительности сушки, определенные экспериментально и путем расчета, позволили этим авторам рекомендовать полученное выражение для инженерных расчетов при разработке конструкций новых сушилок.

Т а б л и ц а II.2

Сравнение расчетных и опытных значений продолжительности сушки

W_1^c , %	$\tau_{\text{опыт}}$, мин	$\tau_{\text{расч}}$, мин	Относительное отклонение $\tau_{\text{расч}}$ от $\tau_{\text{опыт}}$, %	Абсолютное отклонение $\tau_{\text{расч}}$ от $\tau_{\text{опыт}}$, мин	Δt , мин ²
9,8	4,5	4,20	—6,6	—0,30	0,09
17,3	19,0	18,27	—4,0	—0,73	0,05
27,7	35,0	38,05	—5,8	+3,05	9,10
32,8	43,0	45,30	+5,3	+2,30	5,30
39,4	54,0	56,70	+5,0	+2,70	7,40
45,5	62,0	62,80	+1,3	+0,80	0,64

В. И. Никулин получил расчетную формулу для определения K при вибросушке желатина на основе обработки опытных данных на ЭВМ, используя метод наименьших квадратов:

$$K = 6,85 \cdot 10^{-5} [(t_1 + 13,79) (M_c/F_p)^{-0,56}] (V + 108,1)/60,$$

где температура воздуха изменялась в пределах $t_1 = 22 \div 80$ °C; удельная нагрузка на решетку (по абсолютно сухому продукту) $M_c/F_p = 10 \div 25$ кг/м²; скорость воздуха $v = 1,1 \div 3,3$ м/с.

В табл. II.3 приведены расчетные формулы для определения коэффициента сушки и его численных значений для некоторых других пищевых продуктов и материалов при сушке в различных условиях.

Влажность в критической точке, которую необходимо знать для определения τ_1 , находим для пластины по формуле (I.22)

$$W_{k1}^c = 100u_{k1} + (NR^2)/3a_m.$$

Строго говоря, в формулу для определения τ следует подставить критическую приведенную влажность $W_{к.п}^c$, которую можно рассчитать, если известны K и N :

$$W_{к.п}^c = (N/K) + W_p^c = (1/\kappa) + W_p^c, \quad (II.12)$$

Относительный коэффициент сушки

$$\kappa = K/N = 1/(W_{к.п}^c - W_p^c).$$

Общая продолжительность сушки от влажности W_1^c до влажности W_2^c

$$\begin{aligned} \tau = \tau_1 + \tau_2 = & [(W_1^c - \\ & - W_{к.п}^c)/N] + \\ & + (1/K) 2,3 \lg [(W_{к.п}^c - \\ & - W_p^c)/(W_2^c - W_p^c)]. \end{aligned} \quad (II.13)$$

Дальнейшее развитие метода дано в работах ряда исследователей. Автор и Н. А. Иванникова произвели зональный расчет процесса сушки хлеба с использованием коэффициента сушки K , имеющего разное значение в различных зонах сушилки; А. А. Рудзицкий рассчитал сушку сахара-рафинада, И. С. Мельникова—сушку макаронных изделий и т. д.

Чтобы рассчитать продолжительность сушки с учетом изменения режима, весь второй период сушки разбивают на несколько отдельных зон и, принимая значение K в зоне постоянным, определяют длительность сушки в каждой зоне, а затем суммируют их. Разбивка на зоны необходима не только потому, что меняется состояние сушильного агента по пути движения материала в сушильной камере, но и в связи с тем, что влажкоэффициенты материала изменяются в зависимости от изменения его влажности и температуры.

Интересная закономерность отмечена в работе В. И. Попова при исследовании сушки белого солода при переменном режиме в условиях повышения температуры сушильного агента: характерные точки разделяют график (рис. II.1) на три прямых отрезка, соответствующих удалению влаги, различно связанной с материа-

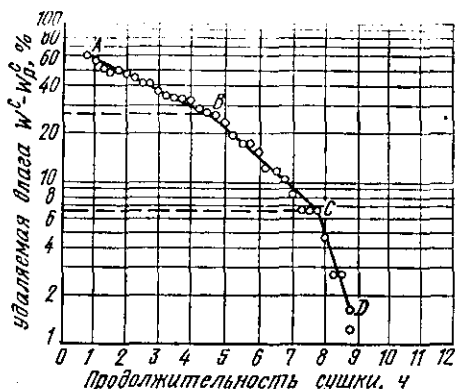


Рис. II.1. График для определения зональных значений коэффициента сушки солода при переменном режиме

Эмпирические формулы для определения и численные значения коэффициента сушки K некоторых пищевых материалов и продуктов

Продукт	Режим сушки				Расчетные формулы и численные значения	Авторы
	$t_1, ^\circ\text{C}$	$v, \text{м/с}$	$W_1^c, \%$	$W_2^c, \%$	W_p^c	
Хлеб	110	3,6	86	14	—	Н. А. Иванникова, А. С. Гинзбург,
	100	3,6	—	—	—	
	80	3,6	—	—	—	
					$K = \frac{\ln(W_1^c - W_p^c) - \ln(W_2^c - W_p^c)}{\tau} (1/\text{ч})$	
Зерно пшеницы (элементарный слой)	70	—	34	15	5,0	Г. С. Окунь
	60	—	—	—	5,6	
	50	—	—	—	1,65	
					1,00	
					$K = 7,1 \cdot 10^{-2} \exp(0,05t_1)$	
Зерно пшеницы (плотный слой толщиной 100—250 мм)	130—150	—	25	17,5	—	А. П. Гержой, В. Ф. Самоходов
					0,42—0,53 (1/ч) для сушки ВТИ; 0,53—0,63 (реконструированная сушилка); ВТИ-8 (ступенчатые решетки сушки); 0,95—1,0 (сушилка ДСП-24сн)	

Продукт	Режим сушки					Расчетные формулы и численные значения	Авторы
	$t_1, ^\circ\text{C}$	$v, \text{м/с}$	$W_1^c, \%$	$W_2^c, \%$	W_p^c		
Семена хлопчатника (сушка при СВЧ-кон- вективном энергопод- воде)	20—60	—	16,4— 24,7	10	9,8	$K = 0,244 P^{1,45} t_1^{0,517} \times$ $\times W_1^{0,302} \cdot 10^{-0,13D},$ где $K = 1,194 \div$ $\div 0,261 \text{ л/мин};$ P — выходная мощность СВЧ-генератора; D — опу- шенность семян (4,7—12,3 %)	Д. Ш. Базарбаева
Желатин	28—46	0,65—1,9	80—65	40—35	—	Сушка в плотном слое, $K = 0,06-0,08 \text{ л/мин};$	В. И. Никулин
	22—80	1,1—3,3	80—55	—	—	Сушка в виброкипящем слое, $K = 0,1 \div 0,11 \text{ л/мин}$ (нагрузка на решетку в плотном слое $M_c/F_p =$ $= 5,6-22,6 \text{ кг/м}^2$, в вибро- кипящем слое 10—25 кг/м ²); $K = 6,855 \cdot 10^{-5}(t +$ $+ 13,79) \cdot (M_c/F_p)^{-0,559} \times$ $\times (v + 108,1)(1/60) \text{ л/с}$	

лом: отрезок AB — от начальной до максимальной гигроскопической влажности; отрезок BC — от максимальной гигроскопической влажности до состояния, при котором влага связана с солом наиболее прочно; отрезок CD — зона наиболее прочно связанной влаги. Наряду с этим, очевидно, в указанных точках заметно различаются и значения коэффициента внешнего влагообмена.

В излагаемом методе при введении коэффициентов сушки K и κ принималась линейная зависимость между скоростью сушки и влажностью материала

$$-dW^c/d\tau = K(W^c - W_p^c) = \kappa N(W^c - W_p^c). \quad (II.14)$$

Более общий характер имеет зависимость

$$-dW^c/d\tau = \kappa_m N(W^c - W_p^c)^m, \quad (II.14')$$

где m — постоянный коэффициент, зависящий от свойств материала.

Такая зависимость, по существу, была отражена в методе Г. К. Филоненко, согласно которому [см. формулу (II.8)]

$$-[(1/N)(dW^c/d\tau)] = \{1/[A + \beta(W^c - W_p^c)^m]\}(W^c - W_p^c)^m.$$

Приближенно в определенных пределах изменения влажности конкретного материала коэффициент κ_m перед $(W^c - W_p^c)^m$ принимается постоянным.

Развитие метода дано в работе В. В. Красникова, который предложил второй период сушки рассчитывать по зонам с использованием соответствующих коэффициентов сушки (κ_1 и κ_2), что обусловлено, как было указано нами выше, зависимостью коэффициентов влагопереноса в материале от его влажности и температуры, а также тем, что коэффициенты влаго- и теплообмена являются неизвестной функцией влажности материала.

Тогда выражения для приведенной скорости сушки принимают вид:

I зона второго периода ($W_{\kappa 2}^c < W^c < W_{\kappa 1}^c$):

$$-[(1/N)(dW^c/d\tau)] = 1 - \kappa_1(W_{\kappa 1}^c - W^c); \quad (II.15)$$

II зона второго периода ($W_{\kappa 2}^c > W^c > W_p^c$):

$$-[(1/N)(dW^c/d\tau)] = \kappa_2(W^c - W_p^c).$$

В этом случае кривая сушки во второй период представляется двумя прямыми линиями. Относительные коэффициенты сушки по зонам приближенно могут быть определены по тангенсу угла наклона соответствующих прямых: $\kappa_1 = \tg \varphi_1$; $\kappa_2 = \tg \varphi_2$.

Вторая критическая влажность

$$W_{\kappa 2}^c = (1 - \kappa_1 W_{\kappa 1}^c + \kappa_2 W_{\kappa 2}^c) / (\kappa_2 - \kappa_1).$$

Общая продолжительность процесса сушки

$$\tau = (1/N) \{ W_1^c - W_{K1}^c + (2,3/\kappa_1) \lg [W_{K1}^c - W_p^c] / (W_{K2}^c - W_p^c) + \\ + (2,3/\kappa_2) \lg [(W_{K2}^c - W_p^c) / (W_2^c - W_p^c)] \}. \quad (\text{II.16})$$

Особый интерес представляют обобщение и обработка экспериментальных кривых кинетики сушки различных материалов, про-

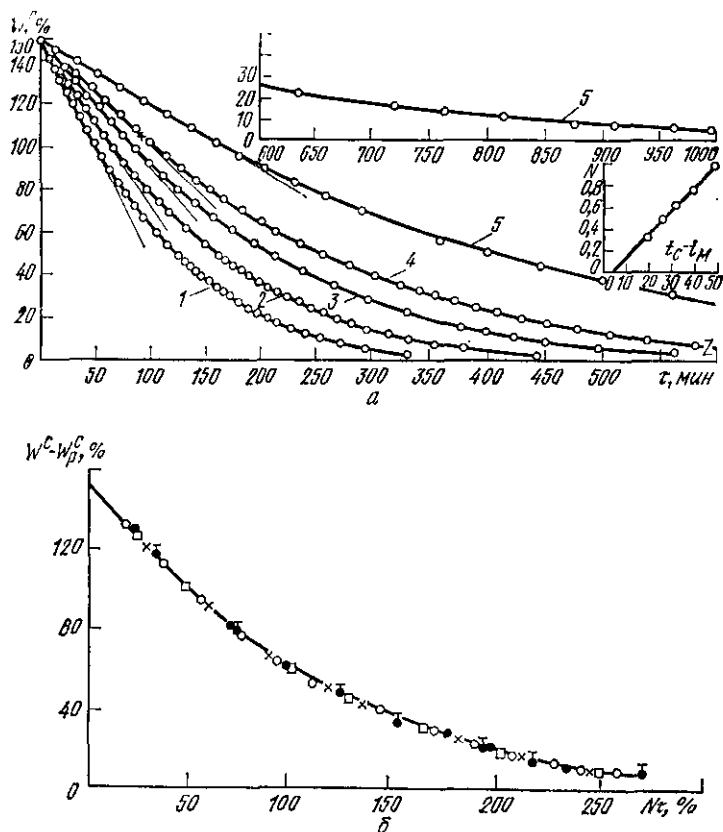


Рис. II.2. Типичные кривые сушки:
а — конвективной сушки прессованной бумаги (1—5 для различных режимов); б — обобщенная кривая сушки (вариант 1)

веденные В. В. Красниковым; при этой обработке доказано постоянство произведения $N\tau$ при данной влажности материала независимо от режима сушки (рис. II.2), т. е. $N\tau_w = \text{const}$, или $K\tau_w = \text{const}$.

Таким образом, предложен новый способ обработки опытных данных по сушке различных материалов, позволяющий более ра-

ционально проводить соответствующие эксперименты и расчеты¹.

Если по оси абсцисс отложить $N\tau$, по оси ординат — текущую влажность материала, то обычные кривые сушки, полученные при различных режимах, но при одной и той же начальной влажности, накладываются одна на другую, образуя обобщенную кривую сушки.

На рис. II.2 показаны кривые конвективной сушки прессованной бумаги при различных режимах, заимствованные из работы Г. К. Филоненко, и обобщенная кривая сушки, построенная, В. В. Красниковым. Аналогичные кривые сушки картофеля показаны на рис. II.3.

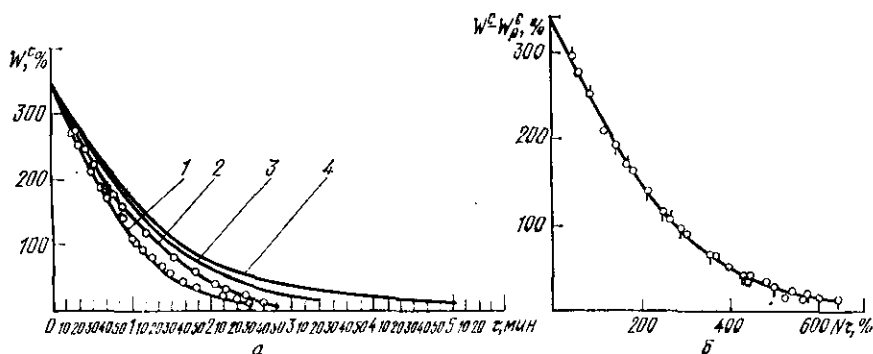


Рис. II.3. Кривые конвективной сушки картофеля при различных режимах v и обобщенная кривая сушки (б); параметры режимов сушки:

($t_1 = 80^\circ\text{C}$; $\varphi_1 = 10\%$: 1 — $v = 4,5$ м/с; 2 — $v = 3,8$ м/с; 3 — $v = 2,5$ м/с; 4 — $v = 0,8$ м/с

Анализ обобщенной кривой, получаемой при каком-то одном режиме процесса, дает возможность использовать общее уравнение кинетики сушки; кроме того, учитывая зависимость κ от режима сушки, при допущении, что W_{κ}^c от режима не зависит, данный анализ позволяет построить соответствующие кривые при различных режимах сушки данного материала, свойства которого характеризуются коэффициентами K и κ . Значения κ для разных зон процесса можно найти, пользуясь обобщенной кривой сушки.

Так, для I зоны периода падающей скорости ($W_{\kappa 2}^c < W^c < W_{\kappa 1}^c$)

$$W_{\kappa 1}^c - W^c = (1/\kappa_1)[1 - \exp(-\kappa_1 N\tau)]; \quad (\text{II.17})$$

для II зоны второго периода ($W_p^c < W^c < W_{\kappa 2}^c$)

$$W^c - W_p^c = (W_{\kappa 2}^c - W_p^c) \exp(\kappa_2 N\tau). \quad (\text{II.18})$$

Формулы (II.17) и (II.18) получены путем интегрирования уравнения (II.15).

¹ Естественно, что при обосновании оптимальных режимов сушки необходимо проводить эксперименты при различных режимах.

Развивая далее метод анализа кривых кинетики сушки, В. В. Красников и В. А. Данилов показали, что существует пропорциональность между скоростью сушки в первый период N и обратной величиной продолжительности сушки $1/\tau$ до определенной конечной влажности W_2^c (при постоянстве $W_{к1}^c$ и $W_{к2}^c$), т. е. $N \sim 1/\tau_2$.

Отсюда следует, что независимо от режима сушки (при определенных W_1^c и W_2^c) отношение $(\tau/\tau_2)_{W_2} \approx \text{const}$.

Таким образом, обосновывается целесообразность построения кривых сушки в координатах $(W^c - W_p^c) - \tau/\tau_{W_2}$, где τ/τ_{W_2} можно назвать относительной (обобщенной) продолжительностью сушки. Такое построение, сделанное В. В. Красниковым для опытов по сушке прессованной бумаги, показано на рис. II.4.

Понятие обобщенного времени сушки можно распространить и на кинетику процесса при других методах энергоподвода. Так, В. П. Душенко и др. на основе данных исследования сушки инфракрасными лучами показали, что

$$(q\tau)_w = \text{const}, \quad \text{или} \quad (E\tau)_w = \text{const},$$

где q и E — соответственно плотность потока теплоты и облученность материала, Вт/м².

Как отмечает В. В. Красников, важно, что в такой аппроксимации инвариантные величины (q, E) представляют собой определяющие параметры режима процесса, а не его следственные характеристики (N, K) .

Можно принять, что в общем случае в полулогарифмических координатах кривая скорости сушки во второй период представляет собой параболу.

Автор, В. Д. Скверчак и В. А. Цой рекомендовали скорость сушки определять непосредственно из уравнения (II.14), которое с учетом того, что скорость внутреннего массопереноса меньше интенсивности внешнего массообмена, т. е.

$$\alpha_{mu} \gg (\pi^2/4) (a_m/R_s) \quad (\text{II.19})$$

примет вид

$$-dW^c/d\tau = (\pi^2/4) (a_m/R_s) (W^* - W_p^c) (1/R_s). \quad (\text{II.20})$$

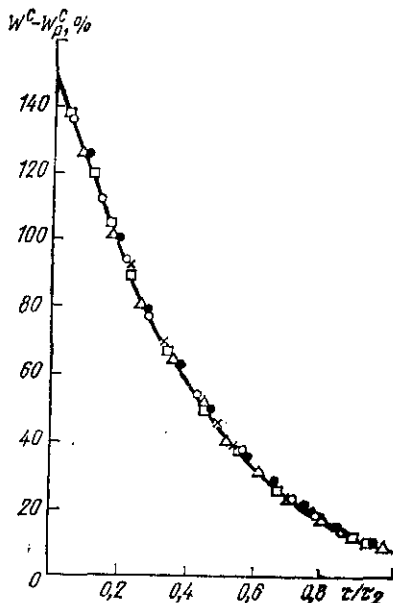


Рис. II.4. Обобщенная кривая сушки прессованной бумаги (вариант 2)

При этом коэффициент диффузии влаги a_m и эквивалентный радиус R , определяются по экспериментально установленным зависимостям вида:

$$a_m = f(\theta, \bar{u}) \quad \text{и} \quad R = f(\bar{u}).$$

Уравнение кривой скорости сушки, предложенное А. В. Лыковым, можно получить также как частный случай физической модели, которая учитывает углубление зоны испарения с самого начала процесса сушки, а не только во второй период. Следует заметить, что в математической постановке задачи, решение которой позволило получить базовое уравнение (II.14), углубление зоны испарения как в первом, так и во втором периоде сушки не учитывалось.

Углубление зоны испарения в процессе сушки характерно для материалов, у которых процесс влагоотдачи лимитируется внутренним массопереносом, т. е. эти материалы характеризуются малым значением коэффициента диффузии влаги. К таким материалам, в частности, относятся многие пищевые продукты и материалы.

Действительно, из уравнения баланса влаги на подвижной границе раздела жидкой и парообразной фаз

$$\rho_0 \mu_{\xi} (d\xi/d\tau) = -q_{мп}(\xi; \tau) + q_{мж}(\xi; \tau), \quad (\text{II.21})$$

где ρ_0 — плотность сухого вещества, кг/м³; μ_{ξ} — влагосодержание материала в зоне испарения, кг вл./кг сух. вещ.; $q_{мп}(\xi; \tau)$, $q_{мж}(\xi; \tau)$ — соответственно плотности потока влаги в виде пара и жидкости в зоне испарения, кг/(м²·с),

следует, что если $q_{мп}(\xi; \tau) = q_{мж}(\xi; \tau)$, то влага в основном удаляется с поверхности материала.

Если же $q_{мп}(\xi; \tau) > q_{мж}(\xi; \tau)$, т. е. весь процесс сушки определяется скоростью диффузии влаги внутри материала, то $d\xi/d\tau > 0$ и происходит углубление зоны испарения.

При сушке материалов, для которых характерна низкая скорость внутренней диффузии влаги по сравнению с внешней, т. е. когда $q_{мп}(\xi; \tau) \gg q_{мж}(\xi; \tau)$, выражение (II.21) можно записать так:

$$\rho_0 \mu_{\xi} (d\xi/d\tau) = -q_{мп}(\xi; \tau). \quad (\text{II.22})$$

Если скорость удаления образующегося в зоне испарения пара не лимитируется сопротивлением образующегося обезвоженного слоя, то

$$q_{мп}(\xi; \tau) = -\rho_0 R (d\bar{u}/d\tau). \quad (\text{II.23})$$

Если же скорость испарения влаги больше скорости ее удаления в окружающую среду, что характерно для высокоинтенсивных процессов обезвоживания, например при использовании коротковолнового ИК-излучения, то в этом случае

$$-\rho_0 R (d\bar{u}/d\tau) = e^* q_{мп}(\xi; \tau), \quad (\text{II.24})$$

где $e^* = q_{мп}(0; \tau)/q_{мп}(\xi; \tau)$ — критерий, учитывающий различие скоростей испарения и удаления влаги.

Критерий ε^* , как и модифицированный критерий фазового превращения ε , введенный В. В. Красниковым применительно к изучению процессов кондуктивной сушки и характеризующий долю потока пара, образовавшегося в контактном слое или внутри материала (во второй период) в общем потоке пара, покидающем высушиваемый материал, является интегральным, не зависящим от координаты, и не тождествен общеизвестному критерию фазового превращения ε .

При конвективной сушке зерна критерий $\varepsilon^* \approx 1$, тогда

$$-\rho_0 R (\bar{d}\bar{u}/d\tau) = \rho_0 u_\xi (d\xi/d\tau), \quad (II.25)$$

Как показано в работе Н. М. Гринчика, неизвестное влагосодержание в зоне испарения u соответствует критическому капиллярному давлению, которое определяется из зависимости между всасывающим давлением и влагосодержанием капиллярно-пористого тела при фиксированной температуре, т. е.

$$u_\xi - u_p = f(\bar{u} - u_p). \quad (II.26)$$

Если принять, что

$$u_\xi - u_p = \psi(\bar{u} - u_p), \quad (II.27)$$

то выражение (II.25) примет вид

$$-d\bar{u}/d\tau = [\psi(\bar{u} - u_p)/R] d\xi/d\tau. \quad (II.28)$$

Интегрируя дифференциальное уравнение (II.28), получим

$$(\bar{u} - \bar{u}_p)/(\bar{u}_n - u_p) = \exp(-\psi\xi/R). \quad (II.29)$$

Если углубление зоны испарения происходит по линейному закону

$$\xi = b\tau, \quad (II.30)$$

из уравнения (II.29) получим экспоненциальный закон изменения средней влажности материала в процессе сушки, предложенный А. В. Лыковым.

В более общем случае принимают

$$\xi = b^* \tau^n, \quad (II.31)$$

где ξ — координата зоны испарения, м; b — коэффициент пропорциональности, м/с; b^* — коэффициент пропорциональности, м/сⁿ.

Уравнение кривой кинетики влагоотдачи в этом случае примет вид

$$(\bar{u} - u_p)/(\bar{u}_n - u_p) = \exp(-b^* \tau^n). \quad (II.32)$$

Уравнение вида (II.32) применительно к процессу сушки зерна в тонком слое предложено С. Флудом и др. Оно имеет вид

$$(\bar{u} - u_p)/(\bar{u}_n - u_p) = \exp(-K\tau^{0,664}), \quad (II.33)$$

где $k = \exp(-A\tau^B)$; $A = (6,0142 + 0,0001 \varphi^2)^{1/2} - 0,001$ T (3,353—

$-0,001 \varphi^2)^{1/2}$; $B = 0,1245 - 0,0022 \varphi + 2,3 \cdot 10^{-5} \varphi T - 5,8 \cdot 10^{-5} T$; φ — относительная влажность воздуха, %; T — температура сушильного агента, °F.

Хотя это уравнение и дает, по данным авторов, хорошую аппроксимацию экспериментальных кривых сушки, оно чрезвычайно громоздко и не отражает физической сущности процесса.

По мере обезвоживания материала поток влаги в виде жидкости к зоне испарения будет уменьшаться, так как возрастает термодиффузионная составляющая этого потока, направленная к центру.

Когда влажность продукта достигнет значений, соответствующих области с адсорбционно связанной влагой, то $q_{тж}(\xi; \tau) = 0$, так как влага с этой формой связи переносится исключительно в виде пара.

В этой связи из анализа уравнения (II.31) следует, что углубление зоны испарения должно происходить с возрастающей скоростью, т. е. при $n > 1$.

Н. С. Михеева при экспериментальном исследовании процесса сушки модельных тел показала, что углубление зоны испарения происходит вначале по линейному закону и скорость углубления зоны испарения $d\xi/d\tau$ есть величина постоянная, а затем поверхность зоны испарения значительно быстрее углубляется внутрь тела и во втором периоде ее положение определяется некоторой степенной кривой τ^n , где показатель степени n больше единицы.

Метод обработки кривых кинетики влагоотдачи предложен в работе З. Ш. Бурчуладзе, В. Д. Скверчака и В. И. Сыроедова.

Для аппроксимации функциональной зависимости $W^c = f(\tau)$ в этой работе также предлагается уравнение вида

$$W^c - W_p^c = (W_1^c - W_p^c) \exp(-b\tau^n), \quad (\text{II.34})$$

которое с достаточной степенью точности отображает ход действительных кривых при термообработке дисперсного материала в плотном продуваемом слое.

Точные значения критической влажности в зависимости от режимных параметров сушки можно получить путем дифференцирования полученной в результате математической обработки зависимости вида (II.34).

Так как критическая влажность соответствует на кривой кинетики влагоотдачи точке перегиба, то продолжительность первого периода можно найти из условия, когда ускорение сушки

$$d^2W^c/d\tau^2 = 0 \quad \text{при} \quad \tau = \tau_1.$$

Тогда получим

$$\tau_1 = \sqrt[n]{(n-1)/bn}. \quad (\text{II.35})$$

По найденной из выражения (II.35) величине τ_1 с помощью формулы

$$(W_{\kappa 1}^c - W_p^c)/(W_1^c - W_p^c) = \exp[-(n-1)/n] \quad (\text{II.36})$$

может быть определено значение критической влажности.

Обработка экспериментальных данных в виде функциональной зависимости (II.34) в двойной логарифмической анаморфозе по сушке различных дисперсных материалов (в том числе и зерна):

$$Y \equiv \lg \{ \lg [(W^c - W_p^c)/(W_1^c - W_p^c)] \}; \quad X \equiv \lg \tau$$

показала, что при исследуемых режимах сушки коэффициент n , определяемый как тангенс угла наклона кривой $W^c(\tau)$, построенной в указанных координатах, не зависит от режимных параметров, т. е. критическая влажность будет определяться значением начальной влажности, причем эта зависимость имеет линейный характер.

Коэффициент b является однозначной функцией максимальной скорости сушки N_{\max} и определяется выражением

$$b = [(n-1)/n] \left\{ \frac{N_{\max} \exp [(n-1)/n]}{(W_1^c - W_p^c)(n-1)} \right\}^n. \quad (\text{II.37})$$

Определив по формуле (II.37) коэффициент b , по уравнению (II.34) можно рассчитать текущее значение влажности материала при различных режимах сушки. В частности, задаваясь конечной влажностью продукта W_2^c , по формуле

$$\tau = \sqrt[n]{(1/b) \lg [(W_1^c - W_p^c)/(W_2^c - W_p^c)]} \quad (\text{II.38})$$

можно найти при известной величине N_{\max} продолжительность процесса сушки.

Максимальную скорость сушки N_{\max} можно найти из уравнения теплового баланса

$$G_b (c_b + c_n \bar{x}) (t_2 - t_1) = (c_c + c_{ж} \bar{u}) \rho_0 h (d\theta/d\tau) - (I_n - I_{ж}) \rho_0 h \times \\ \times (\bar{d}u/d\tau), \quad (\text{II.39})$$

где G_b — удельный расход сушильного агента (воздуха), кг/(м²·с); c_b , c_n , c_c , $c_{ж}$ — удельная теплоемкость сухого воздуха, пара, сухого материала и воды, кДж/(кг·К); \bar{x} — среднее влагосодержание сушильного агента, кг вл./кг с. в.; t_1 и t_2 — температура сушильного агента на входе и выходе из слоя, К; ρ_0 — плотность сухого вещества материала, кг/м³; h — высота слоя, м; I_n и $I_{ж}$ — энтальпия пара и жидкости, кДж/кг;

$$I_n - I_{ж} = r + c_n (\bar{t} - \bar{\theta}),$$

здесь r — удельная теплота испарения, кДж/кг; \bar{t} и $\bar{\theta}$ — средняя температура сушильного агента в слое и слоя, К.

В момент времени, соответствующий максимальному значению скорости сушки,

$$d\theta/d\tau = 0,$$

тогда

$$N_{\max} = [G_b (c_b + c_n \bar{x}) (t_2 - t_1)] / (I_n - I_{ж}) \rho_0 h. \quad (\text{II.40})$$

Для однозначного определения $N_{\text{макс}}$ выражение (II.40) дополним уравнениями для определения температуры сушильного воздуха на выходе из слоя и его среднего влагосодержания:

$$G_B(x_2 - x_1) = -\rho_0 h N_{\text{макс}}; \quad (\text{II.41})$$

$$\bar{x} = (x_2 + x_1)/2; \quad (\text{II.42})$$

$$\alpha F_{\Sigma} (\bar{t} - \bar{\theta}) = G_B (c_B + c_{\text{п}} \bar{x}) (t_1 - t_2) F, \quad (\text{II.43})$$

где x_1, x_2 — влагосодержание сушильного агента на входе и на выходе, кг вл./кг с. в.

Для решения системы уравнений (II.40) ÷ (II.43) необходимо задать среднюю температуру сушильного агента в слое материала. Положим, что

$$\bar{t} = \psi (t_1 + t_2),$$

где ψ — коэффициент, позволяющий учитывать характер распределения температуры сушильного агента по высоте продуваемого слоя; определяется экспериментально.

Тогда

$$t_2 = \frac{t_1 [G_B (c_B + c_{\text{п}} \bar{x}) F + \psi \alpha F_{\Sigma}] + \alpha F_{\Sigma} \theta}{\psi \alpha F_{\Sigma} + G_B (c_B + c_{\text{п}} \bar{x}) F} \quad (\text{II.44})$$

и

$$-\frac{\alpha (t_1 - \theta)}{R_3 \rho_0 (1 - \varepsilon) \left[1 + \frac{\psi \alpha F_{\Sigma}}{G_B F (c_B + c_{\text{п}} \bar{x})} \right]} = (I_{\text{п}} - I_{\text{ж}}) N_{\text{макс}}, \quad (\text{II.45})$$

где ε — порозность слоя.

Как показывают предварительные расчеты,

$$[\psi \alpha F_{\Sigma} / G_B F (c_B + c_{\text{п}} \bar{x})] \gg 1.$$

Тогда получим

$$-(I_{\text{п}} - I_{\text{ж}}) N_{\text{макс}} = \frac{G_B (c_B + c_{\text{п}} \bar{x}) (t_1 - \theta) F}{\psi R_3 \rho_0 (1 - \varepsilon) F_{\Sigma}}. \quad (\text{II.46})$$

Суммарная поверхность теплообмена F_{Σ} может быть определена по формуле

$$F_{\Sigma} = 4\pi R_3^2 n, \quad \text{где } n = [3hF(1 - \varepsilon)] / (4\pi R_3^3).$$

Тогда

$$F_{\Sigma} = [3hF(1 - \varepsilon)] / R_3. \quad (\text{II.47})$$

Учитывая, что в плотном слое не вся поверхность зерна участвует в тепловлагообмене, введем поправочный коэффициент η , учитывающий это обстоятельство (определяется экспериментально).

Таким образом, получим:

$$-(I_{\Pi} - I_{\text{ж}}) N_{\text{макс}} = \frac{G_{\text{в}} (c_{\text{в}} + c_{\text{п}} \bar{x}) (t_1 - \theta)}{\Psi \eta \rho_0 h (1 - \varepsilon)^2}; \quad (\text{II.48})$$

$$2G_{\text{в}} (\bar{x} - x_1) = -\rho_0 h N_{\text{макс}}.$$

Решая полученную систему уравнения относительно $N_{\text{макс}}$, получим

$$N_{\text{макс}} = - \frac{c_{\text{в}} + c_{\text{п}} x_1}{\left\{ \frac{\Psi \eta (I_{\Pi} - I_{\text{ж}}) \rho_0 h (1 - \varepsilon)^2}{G_{\text{в}} (t_1 - \theta)} - (c_{\text{п}} \rho_0 h) / (2 G_{\text{в}}) \right\}}. \quad (\text{II.49})$$

Предлагаемое уравнение кривой сушки (II.34) обладает тем преимуществом, что так же, как и уравнение, предложенное А. В. Лыковым, оно содержит одну постоянную — коэффициент n , который зависит только от свойств материала и легко определяется из предварительных опытов. Предлагаемое уравнение описывает весь процесс, что позволяет использовать его при расчете температуры материала в процессе сушки, не прибегая к помощи зональных методов расчета. Если приходится иметь дело с материалами различной влажности, что характерно, например, для зерна различных партий, то совмещение кривых сушки возможно, если экспериментальные данные по кинетике влагоотдачи строить в координатах

$$(W^0 - W_{\text{p}}^c) / (W_1^c - W_{\text{p}}^c) \div (N_{\text{макс}} \tau) / (W_1^c - W_{\text{p}}^c),$$

где $N_{\text{макс}}$ — скорость сушки в начальный момент времени.

Действительно, из уравнения (II.14) для $\tau = 0$ получим

$$(dW^c/d\tau)_{\tau=0} = N_{\text{макс}} = -K (W_1^c - W_{\text{p}}^c). \quad (\text{II.50})$$

Подставляя значения коэффициента сушки K , будем иметь

$$(W^c - W_{\text{p}}^c) / (W_1^c - W_{\text{p}}^c) = \exp [-N_{\text{макс}} \tau / (W_1^c - W_{\text{p}}^c)]. \quad (\text{II.51})$$

Здесь обращает на себя внимание тот факт, что в выражение для обобщенного времени входит не скорость сушки в первом периоде (которая является неизвестной величиной, если весь процесс протекает в периоде падающей скорости), а скорость сушки в начальный момент времени, имеющая максимальное значение.

Возможность построения единой обобщенной кривой сушки зерна, не зависящей от режимных параметров и начальной влажности, была показана А. С. Гинзбургом, В. Д. Скверчаком, В. А. Цоем.

Обработка экспериментальных данных, характеризующих кинетику сушки зерна при различной скорости и температуре сушильного агента, высоте слоя зерна, свидетельствует о том, что с достаточной степенью точности экспериментальные точки ложатся

на одну обобщенную кривую, построенную в координатах $\lg(W^c/W_i^c) \div N\tau/W_i^c$ (рис. II.5). Обобщенная кривая сушки во второй период имеет в полулогарифмической анаморфозе вид ломаной линии, состоящей из двух отрезков прямых, что свидетельствует о существовании во втором периоде двух стадий. Эти прямые пересекаются в точке, соответствующей второй критической влажности $W_{к2}^c$, которая легко определяется из обобщенной кривой сушки.

Применительно к процессу сушки зерна в изотермическом цикле путем обработки экспериментальных данных получены следующие обобщенные эмпирические уравнения:

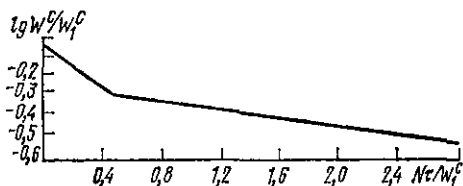


Рис. II.5. Обобщенная кривая сушки зерна (вариант 3)

$$W^c = W_i^c \exp \left(-1,534 N_{\text{макс}} \tau / W_i^c \right)$$

при $W_{к2}^c < W^c < W_i^c < W_{к1}^c$;

$$\bar{W}^c = W_i^c \exp \left(-0,506 - 0,308 N_{\text{макс}} \tau / W_i^c \right)$$

при

$$W_p^c \ll W^c < W_{к2}^c.$$

Здесь принято $W_p^c \approx 0$; это допущение вполне приемлемо, так как при сушке в изотермическом цикле сушильный агент имеет сравнительно высокую температуру.

Как было сказано ранее, автор, рассматривая процесс сушки как сложный термодинамический процесс взаимодействия материала и сушильного агента, стремящихся к состоянию равновесия, сделал вывод, что если параметры, влияющие на процесс, считать заданными во всей пространственно-временной области, то состояние системы в любой момент времени полностью определяется состоянием ее в заданный начальный момент времени.

Следовательно, значительное влияние на ход процесса сушки оказывает начальный (максимальный) импульс $N_{\text{макс}}$. Чем больше его значение, тем быстрее влажность материала приближается к равновесной. При наличии первого периода начальный импульс сушки соответствует скорости сушки в этот период, т. е. $N_{\text{макс}} = N_1$.

Возможность построения обобщенной кривой сушки в предложенных координатах

$$(W^c - W_p^c) / (W_i^c - W_p^c) \div (N_{\text{макс}} \tau) / (W_i^c - W_p^c)$$

соответствует большинству рассмотренных выше уравнений, аппроксимирующих кривые кинетики влагоотдачи, если под N понимать максимальное значение скорости сушки.

Таким образом, можно обобщенный метод В. В. Красникова изложить в следующей редакции: «При сушке данным методом конкретного материала при любых режимах сушки и начальной

влажности сохраняется неизменным произведение максимальной скорости сушки на время, соответствующее данной текущей влажности, отнесенное к разности между начальной и равновесной влажностью материала».

Метод подбора уравнения кривой сушки Н. Ф. Докучаева и М. С. Смирнова

Н. Ф. Докучаев и М. С. Смирнов, используя уравнение фильтрации, получили следующую зависимость влажности материала от продолжительности сушки:

$$W = W_1 - \tau / (A + B\tau). \quad (II.52)$$

В этой формуле коэффициенты A и B — постоянные величины, но они имеют различные значения для разных материалов, причем они зависят также от режима сушки. Физический смысл этих коэффициентов легко установить из анализа выражения (II.52).

Так как при больших значениях времени τ влажность материала стремится к своему равновесному значению, то из условия $\lim_{\tau \rightarrow \infty} W = W_p$ получим $W_p = 1/B$.

Дифференцируя выражение (II.52) по τ , получим

$$dW/d\tau = -A/(A + B\tau)^2. \quad (II.53)$$

Отсюда видно, что коэффициент A представляет собой величину, равную обратному значению максимальной скорости сушки, т. е.

$$A = 1/N_{\text{макс.}}$$

Если зависимость (II.52) изобразить в виде графика в координатах $\tau/(W_1 - W)$ и τ , то получится прямая линия, для построения которой требуется знать всего две точки. Следовательно, из опыта достаточно получить значения этих координат для двух точек, чтобы построить всю линию и по ней — кривую скорости сушки и определить продолжительность процесса. Таким образом, этот метод определения продолжительности сушки значительно сокращает экспериментальные исследования по сравнению с другими методами определения этой продолжительности.

По описываемому методу авторы обработали результаты опытных работ различных исследователей по сушке некоторых мате-

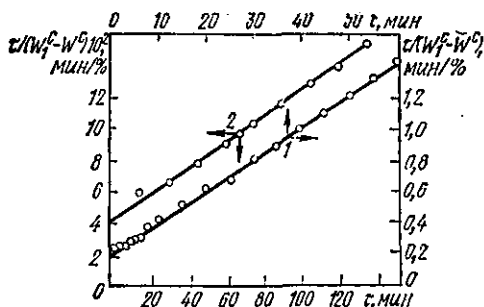


Рис. II.6. Примерный график зависимости $\tau/(W_1^c - W^c) = f(\tau)$;

1 — для отдельного зерна риса; 2 — для гипсовой пластины

риалов и установили хорошее совпадение этих результатов с расчетом по своему уравнению. На рис. II.6 приведены соответствующие графики для сушки зерна и гипсовой пластины.

Естественно, что рассмотрение процесса сушки как простой фильтрации физически не может быть оправдано, и, по существу, в данном случае мы имеем дело с подбором уравнения кривой сушки.

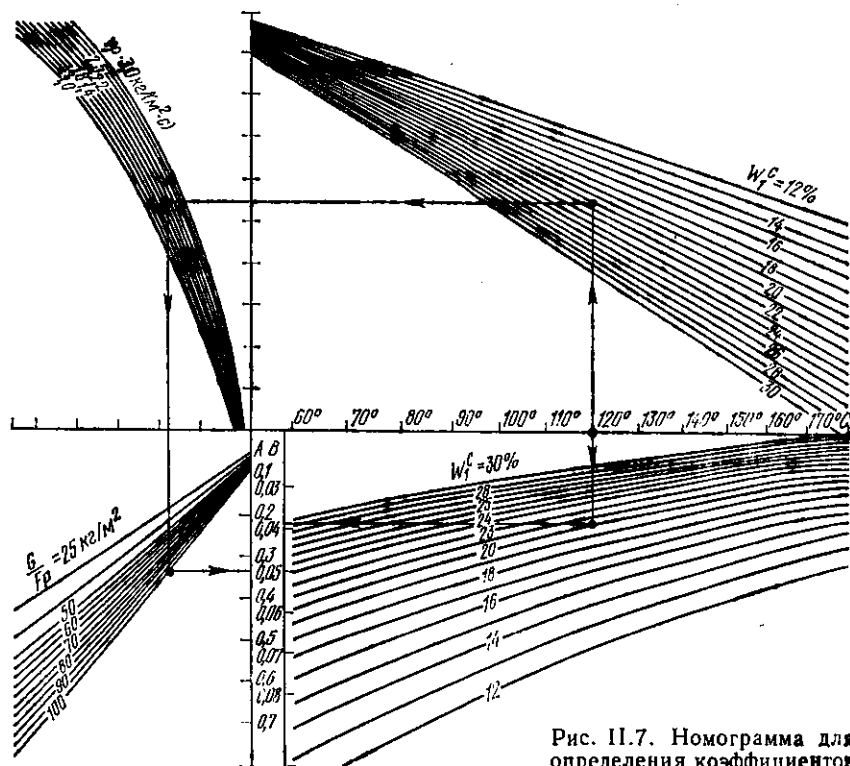


Рис. II.7. Номограмма для определения коэффициентов A и B (формула II.54)

Аналогичное уравнение получено А. С. Васильевой и автором при обработке опытных данных по сушке семян подсолнечника в кипящем слое при комбинированном конвективно-терморadiационном энергоподводе (при определенной мощности излучателя):

$$W^c = W_1^c - (\tau - \tau_0)/(A + B\tau), \quad (\text{II.54})$$

где W^c — текущая влажность материала в момент времени τ ; W_1^c — начальная влажность материала, % к сухому веществу.

Коэффициенты A и B (рис. II.7) зависят от режима сушки: массовой скорости и температуры сушильного агента, удельной нагрузки на решетку и начальной влажности материала.

Продолжительность сушки

$$\tau = A (W_1^c - W^*) / [1 - B (W_1^c - W^*)]. \quad (\text{II.55})$$

Метод О. Кришера

О. Кришер уделяет большое внимание структуре пористого (дисперсного) материала, которая обуславливает сопротивление, возникающее при диффузии влаги (жидкости, пара) и воздуха внутри материала. В связи со значительной сложностью структуры реальных тел траектория пути движения в них пара представляется также сложной, и действительная длина пути переноса больше толщины тела¹. Поэтому применяемые характеристики и расчеты носят приближенный характер и дают в основном качественную оценку явления.

Метод О. Кришера представляет интерес для анализа экспериментальных данных по сушке различных материалов, а также образцов одного и того же материала разной толщины. Чтобы использовать этот метод для определения τ , требуется обобщить результаты обработки данных по сушке сходных по свойствам материалов и получить соответствующие расчетные формулы. Трудность заключается в определении площади поверхности испарения.

Метод Л. Страха

Л. Страх получил уравнения для скорости сушки во второй период на основе анализа типичных кривых скорости сушки материалов, обладающих различными свойствами. По существу в его методе развиваются представления, связанные с введением коэффициента сушки в зависимость $d\bar{u}/d\tau = f(\bar{u} - u_p)$ и с использованием приведенной скорости сушки для расчета второго периода $\psi = f(\bar{u} - u_p)^n$.

Метод Л. Страха представляет интерес при анализе и расчете процесса сушки во второй период с учетом изменения механизма процесса на различных участках второго периода. После второй критической точки влага перемещается в основном в виде пара.

Метод Риозо Тоэи и Шиня Хаяши

Авторы также делят второй период сушки непористых и неадсорбирующих зернистых и порошковых материалов (песок, стекланные шарики, порошки неорганических веществ) на два участка: первый BC , для которого, по их данным, характерна линейная зависимость между скоростью сушки и влагосодержанием; второй CD — нелинейный участок (рис. II.8).

¹ Понятие пути переноса, а отсюда и линейной скорости переноса применимо, строго говоря, только к молекулярному переносу. Для диффузионного (молекулярного) переноса при хаотическом движении молекул вещества (например, пара) эти понятия носят условный (результативный) характер.

Анализируя кривые сушки совместно с полями влагосодержания и температуры в различные моменты времени, авторы установили, что в их опытах значение $\bar{u}_{к2}$ достигается, когда влагосодержание на поверхности слоя $u_{пов} = u_p$; при этом начинается интенсивное углубление поверхности испарения внутрь слоя. Поэтому на втором участке слой состоит из сухой и влажной зон, отделенных одна от другой поверхностью испарения, и аналитическое решение задачи распределения температуры сводится к решению дифференциальных уравнений теплопроводности для этих зон с подвижной границей между ними. Авторы использовали метод интегральной аппроксимации теплового баланса с учетом переменного теплового потока на поверхности и получили хорошее совпадение расчетных и опытных данных.

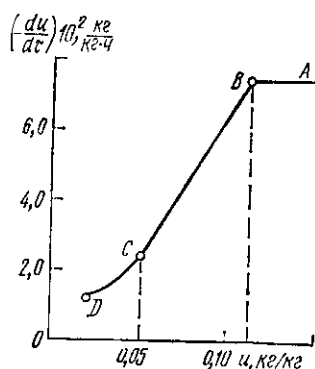


Рис. 11.8. Характерная кривая скорости сушки (тонкий порошок CaCO_3 ; $t = 90^\circ\text{C}$; $v = 5,58\text{ м/с}$; толщина слоя $0,03\text{ м}$)

Более детальное описание методов О. Кришера, Л. Страха, Риозо Тоэи и Шиня Хаяши дано в книге автора «Основы теории и техники сушки пищевых продуктов» (см. список литературы).

Метод расчета продолжительности сушки термолabileльных материалов В. А. Резчикова и А. С. Гинзбурга

Для многих термолabileльных материалов и пищевых продуктов фактором, лимитирующим продолжительность пребывания их в сушильной камере, является предельная (максимально допустимая) температура нагрева. Поэтому для таких материалов применяют циклическую сушку с осциллирующим режимом, при которой циклы нагрева чередуются с циклами охлаждения или «отлежки». Продолжительность цикла сушки, таким образом, определяется продолжительностью нагрева продукта до заранее заданной температуры. В основу решения этой задачи положено интегрирование уравнения теплового баланса, представленного в дифференциальной форме для бесконечно малого промежутка времени dt .

Такая методика расчета продолжительности нагрева зерна в кипящем слое разработана В. А. Резчиковым и автором (см. список литературы).

Формула для расчета продолжительности сушки имеет вид

$$\tau = \frac{C_3^1 (100 + W_1^c)}{C_{вл} N} \left[1 - \left(\frac{A - B\theta}{A - B\theta_1} \right)^{\frac{N_{свл}}{B (100 + W_1^c)}} \right], \quad (11.56)$$

$$\text{где } A = \left(\frac{F_p v \rho c_p}{G_1} - \frac{0,230N}{100 + W_1^c} \right) t_1 - \frac{2667,5N}{100 + W_1^c} - q_5; \quad (II.57)$$

$$B = \frac{F_p v \rho c_p}{G_1} - \frac{2,577N}{100 + W_1^c}. \quad (II.58)$$

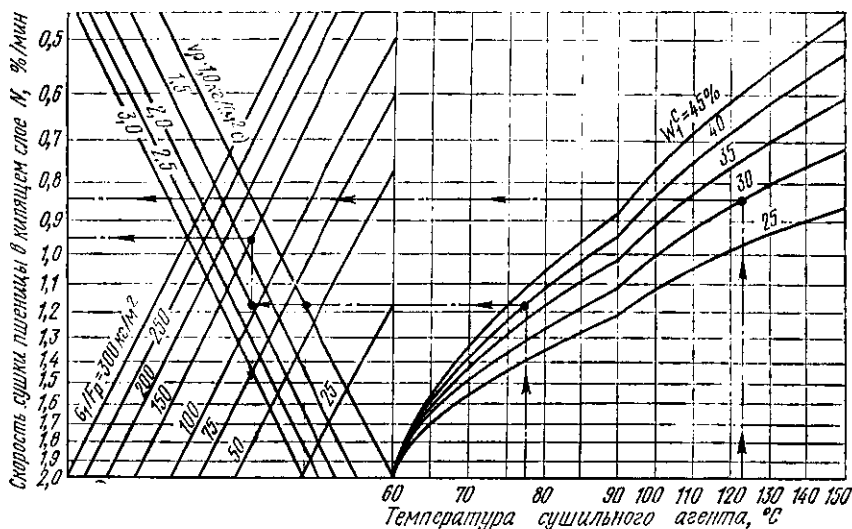


Рис. II.9. Номограмма для определения скорости сушки зерна пшеницы в кипящем слое

Здесь F_p — площадь газораспределительной решетки, м^2 ; v — скорость воздуха при входе в слой зерна, м/с ; G_1 — масса зерна, кг ; ρ — плотность воздуха, кг/м^3 . Изобарная теплоемкость смеси сухого воздуха и водяного пара $c_p = 1,0056 + 0,00197 d$ $\text{кДж/(кг} \cdot \text{K)}$.

Удельная теплоемкость зерна при начальной влажности

$$C'_3 = (100C_{\text{с. вещ}} + C_{\text{вл}}W_1^c)/(100 + W_1^c).$$

По полученному уравнению (II.56) можно рассчитать продолжительность нагрева зерна (при сушке его в кипящем слое) до заданной максимально допустимой температуры.

Интенсивность влагоотдачи N (в % мин), входящая в формулу (II.56), определяется из обобщенного эмпирического уравнения

$$N = [0,46(t_1 - 60)^{0,7} + k(W_1^c - 25) + 8] \sqrt{v \rho} (G_1/F_p)^{-0,6}, \quad (II.59)$$

где G_1/F_p — первоначальная удельная нагрузка зерна на решетку, кг/м^2 ; k — коэффициент, являющийся функцией температуры сушильного агента; $v \rho$ — массовая скорость сушильного агента, $\text{кг/(м}^2 \cdot \text{с)}$.

Это уравнение получено для $t_1 = 60 \div 40^\circ\text{C}$; $W_1^c = 25 \div 39,9\%$; $v = 1,6 \div 2,7$ м/с; начальная высота слоя $h = 50 \div 200$ мм.

Из сопоставления опытных данных других авторов с результатами, полученными по уравнению (II.59), можно сделать вывод, что предложенное уравнение для скорости сушки зерна в кипящем слое может быть использовано для технических расчетов в более широких пределах изменения режимных параметров процесса, а именно: при температуре сушильного агента от 60 до 200 $^\circ\text{C}$; при массовой скорости сушильного агента от 0,7 до 10 кг/(м²·с); при удельной нагрузке зерна на решетку от 30 до 1000 кг/м². При этом погрешность расчета не превышает 20—25 %. Для практических расчетов уравнение (II.59) представлено в виде сетчатой номограммы (рис. II.9).

При построении номограммы за основной параметр выбрана температура сушильного агента и для нее принята линейная шкала. Для удобства пользования номограммой второй и третий квадраты при построении были совмещены. Скорость сушки определяется по логарифмической шкале. Способ пользования номограммой ясен из приведенных на ней примеров. Необходимо лишь оговорить особый случай, когда линии, соответствующие заданным скоростям сушильного агента и заданной удельной нагрузке зерна на решетку, пересекаются. Очевидно, в этом случае горизонтальная прямая должна быть продолжена до пересечения со шкалой скорости сушки.

РАЗВИТИЕ МЕТОДОВ РАСЧЕТА КИНЕТИКИ СУШКИ

Для расчета продолжительности процесса нагревания дисперсного материала в вибрирующем слое в первый период при кондуктивном энергоподводе В. И. Сыроедовым и А. С. Гинзбургом предложено следующее расчетное уравнение:

$$\tau = (1/B) \ln \{ [A + B(t_{п.н} - \theta)] / [A + B(t_{п.н} - \theta)] \}, \quad (\text{II.60})$$

$$\text{где } A = Nr / [c_m (100 + W_1^c)];$$

$$B = \alpha_{эф} F_{уд} v / (G_{м\tau} c_m);$$

здесь $t_{п.н}$ и θ — температура поверхности нагрева и температура материала, $^\circ\text{C}$; r — удельная теплота испарения, кДж/кг вл.; $F_{уд}$ — площадь поверхности нагрева на единицу длины слоя материала, м²/м; $G_{м\tau}$ — расход материала, кг/с.

Это уравнение получено при ряде допущений (например, постоянство приведенной удельной теплоемкости c_m), однако погрешность расчета можно свести к минимуму, если использовать значение эффективного коэффициента теплообмена $\alpha_{эф}$ (он отнесен к теплоотдающей кондуктивной поверхности), рассчитанного на основании предварительно полученных экспериментальных данных.

Развивая указанные выше методы, П. С. Куц и А. И. Олышанский на основе анализа многочисленных экспериментальных дан-

ных по сушке капиллярно-пористых и коллоидных капиллярно-пористых материалов при различных методах теплоподвода, базируясь на связи между кинетикой тепло- и влагообмена в процессе сушки, предложили следующие расчетные формулы:

$$(1/N) (dW^c/d\tau) (1 + Rb) = \exp(-m\tau_2/\tau_1), \quad (\text{II.61})$$

где $(1/N) (dW^c/d\tau) = \psi$ — относительная или приведенная скорость сушки; число Ребиндера $Rb = cd\theta/(rdu)$ характеризует отношение среднееинтегральной по объему тела теплоты, затраченной на его нагревание, к теплоте, расходуемой на испарение влаги за бесконечно малый промежуток времени, т. е., иначе говоря, Rb является одной из характеристик кинетики процесса сушки, устанавливающей связь между тепло- и массообменом¹; τ_1 , τ_2 — соответственно продолжительность сушки в первом и втором периодах; m — константа, определяемая из опыта; по смыслу m аналогична относительному коэффициенту сушки κ (1%), однако она является величиной безразмерной.

В процессе сушки пищевых продуктов численные значения Rb изменяются в широких пределах — от 0,003 до 0,2; например, при конвективной сушке моркови в диапазоне изменения влажности продукта от 800 до 50 % Rb изменяется от 0,0038 до 0,151.

При малых значениях Rb

$$\psi = (1/N) (dW^c/d\tau) = \exp(-m\tau_2/\tau_1). \quad (\text{II.62})$$

Указанная зависимость хорошо согласуется с экспериментальными данными. Так, на рис. II.10 представлена линейная зависимость $\lg \psi$ от безразмерного времени τ_2/τ_1 при конвективной сушке макарон в широком диапазоне изменения параметров режима. Как видно из рисунка, опытные точки хорошо ложатся на прямую линию.

Если сушка продуктов протекает в период падающей скорости (морковь, свекла, картофель, хлеб, семена подсолнечника и пр.), то

$$\psi = \exp(-m'\tau_2), \quad (\text{II.63})$$

где константа m' имеет размерность 1/мин

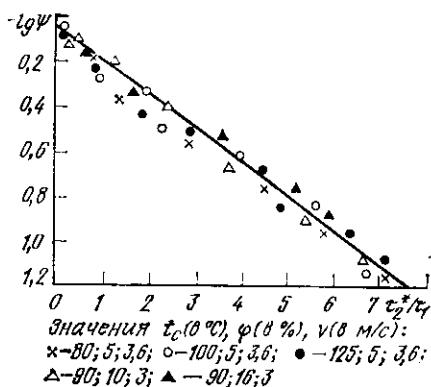


Рис. II.10. Зависимость между $\lg \psi$ и безразмерным временем при конвективной сушке макарон

¹ Следует иметь в виду, что в процессе сушки многих материалов в них создаются неравномерные поля температуры θ и влагосодержания u , в связи с чем среднееинтегральные показатели не могут являться характерными. Автор впервые предложил ввести в расчеты локальные числа $Rb_{\text{лок}}$. В дальнейшем исследования в этой области проведены В. М. Казанским и П. П. Луциком.

В результате интегрирования уравнений (II.62) и (II.63) получены формула для расчета общей продолжительности сушки (в мин)

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 = \frac{W_1^c - W_{к1}^c}{N} \left\{ 1 - \frac{2,3}{m} \lg \left[1 - \frac{W_{к1}^c - W^c}{W_1^c - W_{к1}^c} m \right] \right\} \quad (II.64)$$

и формула для расчета τ_2 для материалов, сушка которых протекает только во второй период (в мин),

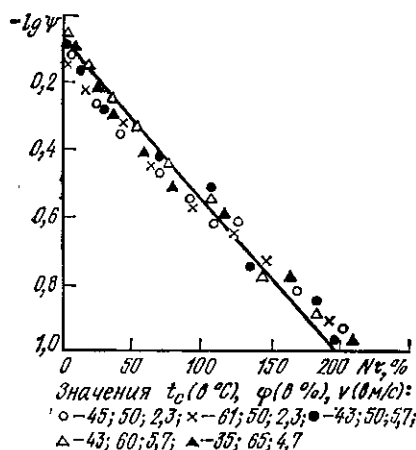


Рис. II.11. Зависимость между $\lg \psi$ и $N\tau$ при конвективной сушке хлеба

тальных данных (на рис. II.11 показана зависимость $\lg \psi = f(N\tau)$ при сушке хлеба в условиях различных режимов), но в отличие от m константа a имеет размерность 1/%.

Интегрирование уравнения (II.66) дает формулы для расчета τ_2 и общего τ (в мин):

$$\tau_2 = (-2,3/aN) \lg [1 - a(W_{к1}^c - W^c)]; \quad (II.67)$$

$$\tau = (1/N) \{W_1^c - W_{к1}^c\} - (2,3/a) \lg [1 - a(W_{к1}^c - W^c)]. \quad (II.68)$$

Значения постоянных m и a для различных пищевых продуктов, определенные А. И. Ольшанским и П. С. Куцом на основе обработки данных различных авторов, приведены в табл. II.4.

На основе обработки экспериментальных данных авторы получили простые соотношения для определения m и a :

$$\begin{aligned} m &= 0,65 W_1^c / W_{к1}^c - 0,35; \\ a &= 0,8 / W_{к1}^c (1/\%). \end{aligned} \quad (II.69)$$

Соответствующие графики приведены на рис. II.12.

Дальнейшее развитие методов обобщения кривых кинетики сушки дано в последующей работе В. В. Красникова, В. А. Дани-

19 N: 2222
11.8

Таблица II.4

Значения величин m и a в формулах кинетики сушки (II.64)–(II.68)

Продукт	Режим сушки				Обработка данных авторов	Метод энергоподвода (состояние продукта)
	$t, ^\circ\text{C}$	$\varphi, \%$	$v, \text{м/с}$	m	$a, 1/\%$	
Хлеб	80—125	5—16	1,4—3,6	0,006	0,014	Конвективный (длины 110× ×100×24 мм)
Макароны	36—45	50—65	2,3—8	0,37	0,03	Конвективный
Зерно пшеницы (Кара- гандинская)	50—90	5—25	0,1—1,5	0,03	0,025	Конвективный (слой тол- щиной 3—50 мм)
Семена подсолнечника	100—160	5	2,2	0,18	0,03	Конвективный, комбини- рованный, терморадиа- ционный
Дрожжи хлебопекарные	40—70	24	2,9	0,25	0,004	Комбинированный
Морковь	80	5	5—10	0,04	0,002	Конвективный (толщина 10 мм)
Овощи нарезанные (свекла, картофель)	90—220	—	Массовая 5—6 кг/(м ² ·с)	0,04	0,002	Конвективный (псевдо- ожоженный слой)
Стебли трав	120—400	—	2,6 кг/(м ² ·с)	—	0,015	То же
Микробиологическая масса — лизин (соот- ношение наполнителя и лизина 1 : 1)	100	—	2	0,4	—	Конвективный (толщина слоя 15 мм)

лова и М. С. Козловой. Авторы показали, что для периода убывающей скорости сушки обобщающим параметром может служить скорость процесса в момент времени $\tau_{n/k}$, когда среднее по толщине материала относительное (безразмерное) влагосодержание

$$E(\tau) = [u(\tau) - u_p] / (u_1 - u_p) = n/k,$$

где n и k — любые числа, причем $n \leq k$.

Это следует из выражения

$$\bar{E}(\tau) = (n/k) \exp[(k/n)(d\bar{E}_{n/k}/d\tau)(\tau - \tau_{n/k})] \text{ при } \tau = \tau_{n/k}. \quad (II.70)$$

Анализ результатов многочисленных экспериментов дает основание считать, что произведение

$$\tau_{n,k}(d\bar{E}_{n,k}/d\tau) = \text{const}$$

для данного материала при определенном способе энергоподвода; тогда

$$\begin{aligned} \bar{E}(\tau) = \\ = A \exp[(k/n)(d\bar{E}_{n,k}/d\tau)\tau]. \end{aligned} \quad (II.71)$$

$$\text{где } A = (n/k) \exp[-(k/n)(d\bar{E}_{n,k}/d\tau)\tau] = \text{const}.$$

Действительно, все кривые кинетики процесса, построенные в координатах $\bar{E}(\tau) = f[d\bar{E}_{n,k}/d\tau \tau]$, сливаются в один график.

Рис. II.12. Графики для определения коэффициентов n и k для различных материалов при разных методах энергоподвода

Из выражения (II.71) можно получить формулы для частных случаев:

а) если $n/k = 1$, то исключая период «разгона» $d\bar{E}_{n,k}/d\tau = N_{\text{макс}}$, а $\tau_{n/k} = 0$: получим известное выражение

$$\bar{E}(\tau) = A \exp(N_{\text{макс}}\tau);$$

б) если $n/k = 1/2$, т. е. $d\bar{E}_{n,k}/d\tau = d\bar{E}_{0,5}/d\tau$ и $\tau_{n/k} = \tau_{0,5}$, где $\tau_{0,5}$ — время, соответствующее влажности $W_{0,5} = (W_{k1} + W_2) 0,5$:

$$\bar{E}(\tau) = A \exp[2(d\bar{E}_{0,5}/d\tau)\tau].$$

Кривые, построенные в координатах $W - \tau/\tau_{0,5}$, сливаются в один график¹.

Во МТИПте Г. Р. Цыдендоржиевой в ее работе, выполненной под руководством автора и А. П. Рысина, предложен метод

¹ Данилов В. А., Ефимов И. Б., Козлова М. С., Стрельников В. Е. Применение обобщенных кривых кинетики сушки эмульсионных слоев. — В сб. научных трудов ГосНИИхимфотопроекта. — М., 1981, с. 95—100.

построения зависимости относительного влагосодержания от продолжительности сушки в безразмерных координатах:

для первого периода

$$\bar{E} = (W^c - W_p^c) / (W_{K1}^c - W_p^c) \div \tau / \tau_{K1};$$

для второго периода

$$\ln \bar{E} \div \tau / \tau_{K1},$$

где τ_{K1} — продолжительность сушки в первый период постоянной скорости.

На рис. II.13 показаны соответствующие обобщенные кривые вибросушки казеина во второй период. Как видно из рисунка период убывающей скорости состоит из двух зон, для которых безразмерные коэффициенты сушки K_2' и K_2'' рассчитываются как тангенсы соответствующих углов ψ_2' и ψ_2'' : $K_2' = \operatorname{tg} \psi_2'$ и $K_2'' = \operatorname{tg} \psi_2''$.

Выражение относительной скорости сушки может быть представлено через относительное влагосодержание материала, а также через относительную температуру (работа автора, В. В. Красникова, К.-Э. Милитцера)¹.

Увязка теплового расчета

сушильной установки с кинетикой и статикой процесса дана в работе С. Л. Невенкина (НРБ)².

Автор вводит в тепловой расчет безразмерный комплекс $(u/r)(dr_{св}/du)$, который является определяющим критерием, характеризующим соотношение энергии разрушения связи влаги с материалом и энергии испарения свободной влаги.

В работе МТИППа учитывается как начальный импульс, сообщенный материалу, влияющий на значение τ_{K1} , так и свойства материала, характеризующиеся коэффициентами сушки K_2' и K_2'' , значение которых обусловлено формой и энергией связи влаги, в основном удаляющейся в соответствующей зоне.

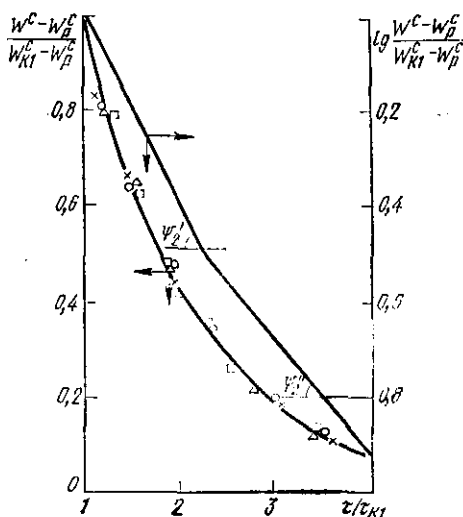


Рис. II.13. Обобщенная кривая сушки казеина в период падающей скорости

¹ Ginsburg A. S., Krasnikow W. W., Militzer K.-E. Durchführung und Auswertung von Trocknungsversuchen.— Wissenschaftliche Zeitschrift der Technischen Universität.— Dresden, 1982, H. 3, N 10, S. 19—24.

² Невенкин С. Л. Расчет удельного потока тепла в процессе сушки.— Сборник докладов «Национальная конференция энергетики», Бухарест, 1983; Невенкин С. Л. Относительно пресмытането на критерия на Гинзбург.— Сборник докладов Научна сесия на ВМЕИ «В. И. Ленин», София, 1983.

ОБЩАЯ МЕТОДИКА ИНЖЕНЕРНОГО РАСЧЕТА И ПРОЕКТИРОВАНИЯ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

В главе I приведена классификация общих методов проектирования и расчета сушильных установок. В данной главе будет рассмотрен широко применяемый в инженерной практике статический метод расчета по средней скорости сушки с использованием $I-d$ -диаграммы, даны уточнения этого метода с учетом свойств материала — объекта сушки, а также изложены особенности комбинированных методов расчета с использованием $I-d-u$ -диаграммы и соответствующих номограмм.

В главе III отдельные параграфы будут посвящены также актуальным вопросам проектирования сушильных установок: расчету показателей эффективности их работы и оптимизации процесса.

СТАТИЧЕСКИЙ МЕТОД РАСЧЕТА СУШИЛЬНОЙ УСТАНОВКИ

При статических методах расчета система уравнений (это обычно интегральные уравнения баланса массы и энергии) не является замкнутой (так как количество неизвестных больше числа уравнений), поэтому требуется установить дополнительные функциональные связи, которыми обычно задаются, или они берутся на основании расчетных формул и данных экспериментальных кривых кинетики сушки.

В пищевой промышленности наибольшее применение имеют воздушные сушилки. Каждый такой агрегат состоит из нескольких основных элементов: 1) сушильной камеры, в которой совершается сушка материала; 2) калорифера, в котором нагревается воздух; 3) вентиляционного устройства (для сушилок с принудительной циркуляцией воздуха).

В данной главе будет изложена методика расчета рабочей (сушильной) камеры сушильной установки.

Методика расчета сушильной камеры

Расчет сушильной установки обычно начинают с расчета сушильной камеры, который состоит из следующих основных этапов: 1) расчет количества испаренной влаги; 2) составление баланса влаги и определение расхода воздуха; 3) определение основных габаритных размеров сушильной камеры; 4) тепловой расчет сушильной камеры.

На рис. III.1 представлена типовая проектно-расчетная схема воздушной сушилки туннельного типа с отдельно расположенным калорифером и вентилятором перед ним.

Наружный воздух с параметрами t_0 (температура), φ_0 (влажность), d_0 (влажностное содержание) и I_0 (энтальпия) нагнетается вентилятором в калорифер, в котором нагревается, и с параметрами t_1 ,

φ_1, d_1, I_1 входит в сушильную камеру. В процессе сушки параметры воздуха изменяются и достигают значений t_2, φ_2, d_2, I_2 ; с этими параметрами воздух уходит из сушильной камеры.

Состояние материала перед сушкой характеризуется параметрами W_1 (начальная влажность в % к общей массе) и θ_1 (температура); после сушки параметры материала W_2 и θ_2 .

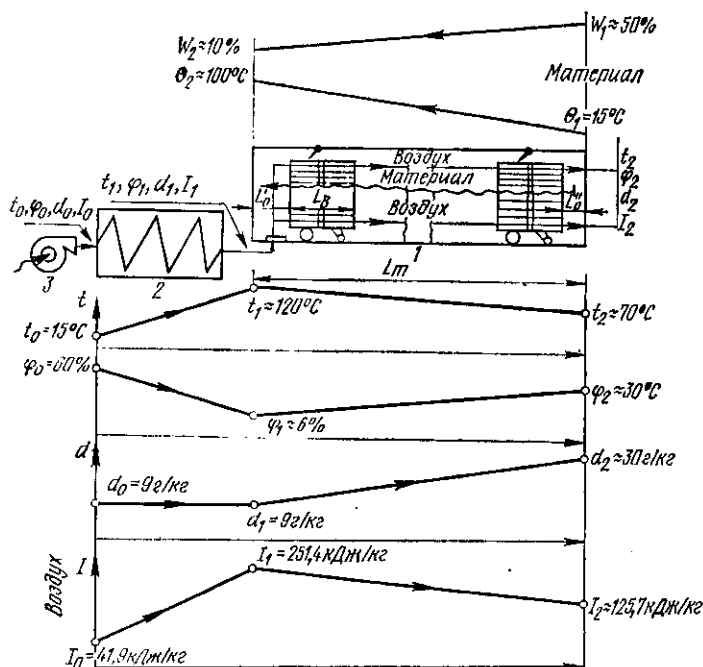


Рис. III.1. Схема конвективной (воздушной) сушилки туннельного типа (к расчету):

1 — сушильная камера; 2 — калорифер; 3 — вентилятор

Изменение основных параметров воздуха и характеристика материала до и после сушки показаны на схеме в виде графиков применительно к процессу сушки хлеба.

Расчет количества испаренной влаги. Согласно закону сохранения вещества масса материала, входящего в сушильную камеру, равна массе высушенного материала плюс масса испаренной влаги:

$$g_1 = g_2 + U, \quad (\text{III.1})$$

где g_1 и g_2 — масса сырого материала, поступающего в сушильную камеру, и высушенного материала, кг/ч; U — масса испаренной влаги, кг/ч.

Массу материала можно выразить через массу абсолютно сухого вещества $g_{\text{с. веш}}$ (в кг/ч) и массу содержащейся в нем влаги.

Так как в процессе сушки масса абсолютно сухого вещества материала остается постоянной, то можно написать такие уравнения:

$$\begin{aligned} g_1 &= g_{\text{с. вещ}} + (W_1/100) g_1; \\ g_1 &= g_{\text{с. вещ}} / (1 - W_1/100); \end{aligned} \quad (\text{III.2})$$

$$\begin{aligned} g_2 &= g_{\text{с. вещ}} + (W_2/100) g_2; \\ g_2 &= g_{\text{с. вещ}} / (1 - W_2/100). \end{aligned} \quad (\text{III.3})$$

Из этих уравнений можно получить соотношение

$$g_1/g_2 = (100 - W_2)/(100 - W_1). \quad (\text{III.4})$$

Отсюда масса высушенного материала

$$g_2 = g_1 (100 - W_1)/(100 - W_2).$$

Масса сырого материала

$$g_1 = g_2 (100 - W_2)/(100 - W_1). \quad (\text{III.5})$$

Из основного уравнения (III.1) и соотношения (III.4) можно получить соотношения, часто применяемые при расчете сушильных установок:

$$U/g_1 = 1 - g_2/g_1 = 1 - (100 - W_1)/(100 - W_2) = (W_1 - W_2)/(100 - W_2); \quad (\text{III.6})$$

$$U/g_2 = g_1/g_2 - 1 = (100 - W_2)/(100 - W_1) - 1 = (W_1 - W_2)/(100 - W_1), \quad (\text{III.7})$$

где U/g_1 — масса испаренной влаги, приходящейся на 1 кг сырого материала, кг/кг; U/g_2 — масса испаренной влаги, приходящейся на 1 кг высушенного материала, кг/кг.

Таким образом, масса испаренной влаги

$$\checkmark \quad U = g_1 (W_1 - W_2)/(100 - W_2) = g_2 (W_1 - W_2)/(100 - W_1). \quad (\text{III.8})$$

При помощи формул (III.5) и (III.8) по заданным значениям начальной и конечной влажности материала и по массе сырого материала можно определить массу высушенного материала (или наоборот, зная массу высушенного материала, можно определить массу сырого материала) и количество испаренной влаги.

Если при сушке происходит некоторая потеря сухого вещества материала в результате уноса, раструски и т. п., то уравнение (III.5) будет иметь вид

$$g_2 = \xi g_1 (100 - W_1)/(100 - W_2), \quad (\text{III.9})$$

или

$$g_1 = (g_2/\xi) (100 - W_2)/(100 - W_1),$$

где $\xi < 1$ — коэффициент сохранения материала; $(1 - \xi)$ — потеря сухого вещества в долях высушенного материала.

При сушке штучных материалов ζ близок к единице. Так, например, по данным Л. Я. Ауэрмана, потеря сухого вещества хлеба при сушке может составить 0,8 % от сухой массы, т. е. $1-\zeta = 0,008$, а $\zeta = 0,992$.

Баланс влаги и расчет расхода воздуха в сушильной камере. В процессе сушки изменяется влагосодержание сушильного агента в результате увеличения массы водяного пара в паровоздушной смеси. Масса абсолютно сухого воздуха должна остаться постоянной. В действительности же масса сухого вещества в сушилках несколько изменяется вследствие утечки или присоса из-за недостаточной герметичности сушильной камеры. Однако, как показали практические наблюдения, эти изменения массы сухого воздуха незначительны. Поэтому считают, что в процессе сушки масса сухого воздуха L (в кг/ч) не изменяется и все величины, характеризующие состояние сушильного агента, относятся к 1 кг абсолютно сухого воздуха, содержащегося в паровоздушной смеси.

Уравнение баланса влаги для сушильной камеры при установившемся процессе выражает равенство массы влаги, поступившей в камеру с материалом и воздухом, и влаги, ушедшей из камеры:

$$g_1 W_1/100 + L d_1/1000 = g_2 W_2/100 + L d_2/1000, \quad (\text{III.10})$$

где $g_1 W_1/100$ — масса влаги, поступившей с материалом в сушильную камеру, кг/ч; $g_2 W_2/100$ — масса влаги, ушедшей с материалом, кг/ч; $L d_1/1000$ — масса влаги, поступившей с воздухом, кг/ч (где d в г/кг с. в., $d/1000$ в кг/кг с. в.); $L d_2/1000$ — масса влаги, ушедшей с воздухом, кг/ч.

Из этого уравнения следует

$$g_1 W_1/100 - g_2 W_2/100 = L (d_2 - d_1)/1000.$$

Разность $g_1 W_1/100 - g_2 W_2/100$ — это потеря влаги материалом за время сушки, или количество испаренной влаги в час — U .

Следовательно, количество испаренной влаги (в кг/ч)

$$U = L (d_2 - d_1)/1000. \quad (\text{III.11})$$

Масса сухого воздуха (в кг/ч)

$$L = U \cdot 1000/(d_2 - d_1).$$

Обозначим расход воздуха на 1 кг испаренной воды в кг/кг испаренной влаги $L/U = l$. Тогда l (в кг/кг) запишется так:

$$l = 1000/(d_2 - d_1). \quad (\text{III.12})$$

Так как при прохождении воздуха через калорифер влагосодержание его $d = \text{const}$, т. е. $d_1 = d_0$, то можно написать

$$l = 1000/(d_2 - d_0). \quad (\text{III.12'})$$

Это уравнение является основным для определения расхода воздуха в сушильной установке. Из уравнения (III.12) видно, что этот расход увеличивается с увеличением d_0 . Так как влагосодержание наружного воздуха d_0 в летнее время больше, чем в зимнее, то при $d_2 = \text{const}$ вентилятор рассчитывают для летних условий

работы сушилки. Если d_2 изменяется, то расчет ведется для максимального значения l . Вентиляционное устройство рассчитывают обычно по объемному количеству перемещаемого воздуха. Зная расход воздуха по массе сухого воздуха L , можно определить расход воздуха по объему реального влажного воздуха V (м³ в. в./ч, пользуясь формулой

$$V_{в. в.} = Lv_0, \quad (\text{III.13})$$

где v_0 — приведенный объем влажного воздуха, приходящийся на 1 кг с. в., м³ в. в./кг с. в.; v_0 можно определить из уравнения состояния, так как на основании закона Дальтона $v_0 = v_{с. в.}$, где $v_{с. в.}$ — удельный объем сухого воздуха.

Чтобы проанализировать зависимость l от параметров воздуха, уходящего из сушильной камеры, преобразуем уравнение (III.12); вместо d_2 подставляем его значение:

$$d_2 = 622p_{п2}/(B - p_{п2}) = 622\varphi_2 p_{п2}/(B - \varphi_2 p_{п2}),$$

где $p_{п2}$, B , $p_{п2}$ — соответственно парциальное давление пара в уходящем воздухе, барометрическое давление и парциальное давление насыщенного пара при t_2 .

Для упрощения принимаем $d_0 \approx 0$, так как обычно $d_0 \approx 5 \div 10$ г/кг с. в., что в несколько раз меньше d_2 .

После подстановки получаем

$$l = 1000/(d_2 - d_0) \approx [1000/622\varphi_2 p_{п2}] (B - \varphi_2 p_{п2}) = 1,6 [B/(\varphi_2 p_{п2}) - 1]. \quad (\text{III.14})$$

Из этого уравнения видно, что расход воздуха l уменьшается: 1) с увеличением φ_2 , т. е. с увеличением степени насыщения воздуха, уходящего из сушильной камеры; 2) с увеличением $p_{п2}$, т. е. t_2 — температуры уходящего воздуха; 3) с уменьшением барометрического давления B .

Параметры воздуха, уходящего из сушильной камеры, обуславливаются оптимальным технологическим режимом сушки; однако из всех возможных вариантов следует выбрать такой режим сушки, который будет наиболее экономичным (с учетом расхода теплоты и воздуха, от которого зависят затраты на установку и эксплуатацию вентиляционного устройства).

Расход воздуха может быть определен также графически по l — d -диаграмме (см. далее).

Проектирование и определение основных габаритных размеров сушильной камеры. Габаритные размеры сушильной камеры (длина, ширина и высота) зависят от заданной производительности сушилки и продолжительности сушки. Размеры сушильной камеры обуславливаются необходимой вместимостью, т. е. количеством материала, подлежащего одновременному размещению в камере, а также способом размещения материала (на конвейере, вагонетках, полках и т. п.). С целью увеличения производительности сушилки, обеспечения равномерности сушки материала и экономичности установки

нужно максимально заполнить объем камеры материалом, чтобы не было свободных проходов воздуха; наряду с этим при сушке штучного материала (например, сухарей) между отдельными лом-тами должны быть оставлены проходы для воздуха, омывающего материал со всех сторон; при сушке дисперсных материалов (например, сахара-песка в барабанной сушилке) должно быть обеспечено омывание воздухом отдельных частиц материала, чем определяется степень загрузки сушильной камеры (барабана).

Рассчитываем размеры сушильной камеры туннельной сушилки при размещении материала на вагонетках. Заданы: производительность сушилки G_2 (в кг/сут); количество туннелей N (берется обычно кратное двум); продолжительность сушки τ (в ч).

Вместимость одного туннеля по высушенному материалу (в кг)

$$G_T^M = G_2 / (N \cdot 24 / \tau) = G_2 \tau / (N \cdot 24), \quad (III.15)$$

где $24/\tau$ — число оборотов (циклов) туннеля за сутки.

При вместимости одной вагонетки $g_{\text{ваг}}^M$ (в кг) получим выражение для определения числа вагонеток n , одновременно находящихся в туннеле,

$$n = G_T^M / g_{\text{ваг}}^M = G_2 \tau / (N \cdot 24 g_{\text{ваг}}^M). \quad (III.16)$$

Полученную по расчету величину n округляют до целого числа вагонеток. Размеры туннеля обуславливаются габаритами вагонетки и числом вагонеток, находящихся в туннеле.

Длина туннеля (в м)

$$L_T = n L_{\text{ваг}} + l_0, \quad (III.17)$$

где $L_{\text{ваг}}$ — длина вагонетки, м.

Величину L_0 принимают по конструктивным соображениям в зависимости от вместимости туннеля и способа подачи воздуха. Если воздух подается в туннель снизу, то расстояние L_0 , необходимое для свободного прохода воздуха в туннель (см. рис. III.1), может быть определено по выражению

$$L_0 = L_0' + L_0'' \approx 0,5 L_{\text{ваг}},$$

где L_0' — расстояние от вагонетки до двери туннеля (свободный пролет) в зоне подачи воздуха; L_0'' — то же, в зоне выхода воздуха.

Туннель должен иметь такую ширину и высоту, чтобы пространство для свободного прохода воздуха по туннелю было минимальным. Поэтому ширина туннеля $B_T = B_{\text{ваг}} + (40 \div 70 \text{ мм})$, где $B_{\text{ваг}}$ — ширина вагонетки (с кассетами).

Высота туннеля определяется высотой вагонетки и конструкцией перекрытия сушильной камеры. Если перекрытие туннеля сводчатое, как, например, в сушилке СБТ, то для уменьшения свободного прохода воздуха устраивают специальные подвесные щитки — экраны.

При расчете габаритов сушильной камеры конвейерной сушилки необходимо определить длину конвейера S (в м). Расчет производится по формуле, аналогичной формуле (III.16),

$$S = G_s \tau / (N \cdot 24 g_k^m), \quad (\text{III.18})$$

где $G_s \tau / (N \cdot 24)$ — вместимость одной сушильной камеры по высушенному материалу, кг; N — число сушильных камер; g_k^m — масса высушенного материала, приходящегося на 1 м конвейера, кг/м; эта величина зависит от типа сушилки (ленточная, люлечно-подиковая и т. д.) и выбирается на основании опытных данных.

Зная длину конвейера S и продолжительность сушки, можно рассчитать скорость конвейера:

$$v = S / (\tau \cdot 60) \text{ м/мин} = S / (\tau \cdot 3600) \text{ м/с}. \quad (\text{III.19})$$

Габариты шахтных, барабанных и распылительных сушилок обычно приближенно рассчитывают, используя значение напряжения объема сушильной камеры по влаге A (в кг вл./($\text{м}^3 \cdot \text{ч}$)), определенное экспериментально.

Объем сушильной камеры

$$V_{с.к} = U / A, \quad (\text{III.20})$$

где U — количество испаренной влаги, определенное по формуле (III.8), кг/ч.

Для шахтных зерносушилок $A = 30 \div 50 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$.

В табл. III.1 приведены данные, характеризующие работу барабанных сушилок при сушке пищевых продуктов.

Т а б л и ц а III.1

Напряжение барабана по влаге A в барабанных сушилках для некоторых пищевых продуктов

Материал	Влажность материала, %		Температура сушильного агента, °C		A , кг вл./($\text{м}^3 \cdot \text{ч}$)	Особенности конструкции, устройство насадки внутри барабана
	W_1	W_2	t_1	t_2		
Жом свекловичный	84	12	750	100—125	185	Распределительная система
Зерно (пшеница)	20	14	150—200	50—80	20—30	То же
Мезга кукурузная	68	12	300	100	40—50	»
Сахар-песок	3,0	0,15	100	40	8—9	Подъемно-лопастная система
Соль поваренная	4—6	0,2	150—200	—	7	То же

Устройство некоторых внутренних насадок, разрыхляющих материал, показано на рис. III.2. При вращении барабана насадки захватывают материал, который затем ссыпается вниз; он контак-

тирует при этом с сушильным агентом, проходящим через барабан.

Величина A для распылительных сушилок¹ зависит от температуры сушильного агента, физико-химических свойств жидкости и конструкции установки. Примерные значения A приведены в главе IV, в разделе «Методы расчета установок для распылительной сушилки».

Тепловой расчет сушильной камеры. Чтобы рассчитать расход теплоты в сушильной установке, составляют тепловой баланс сушильной камеры. Для установившегося процесса уравнение теплового баланса — это равенство между количеством теплоты,

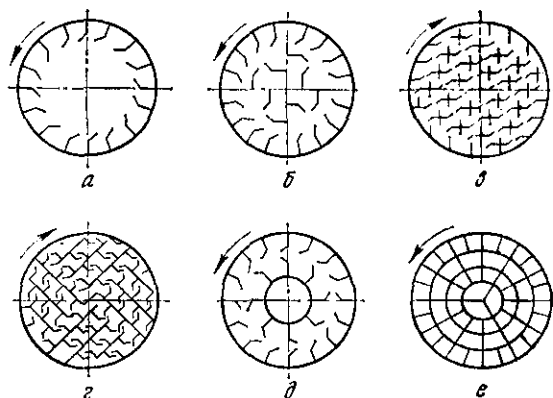


Рис. III.2. Схема внутренних насадок в барабанной сушилке:

а — подъемно-лопастная; б — секторная; в и г — распределительная; д — комбинационная; е — перевалочная (с закрытыми ячейками)

поступающим в сушильную камеру, и количеством теплоты, уходящим из нее. Для упрощения вначале рассмотрим простую калориферную сушилку без потерь теплоты и дополнительного ее подвода в сушильную камеру — так называемую «теоретическую» сушилку (см. схему на рис. III.1).

Т е о р е т и ч е с к а я (а д и а б а т н а я) с у ш и л к а. В сушилке без потерь теплота тратится только на испарение влаги из материала и на нагрев уходящего воздуха; затраты теплоты на нагрев материала, нагрев транспортных устройств и на потери в окружающую среду в этом случае не учитываются. Для такой сушилки $\theta_1 = \theta_2$ (θ_1 и θ_2 — температура материала до и после сушильной камеры). Тепловой баланс сушильной камеры может быть выражен таким уравнением:

$$LI_1 + g_1 c_{m1} \theta_1 = LI_2 + g_2 c_{m2} \theta_2, \quad (\text{III. 21})$$

где I_1 и I_2 — удельная (приведенная) энтальпия воздуха до и после сушильной камеры, кДж/кг с. в.; c_{m1} и c_{m2} — удельная теплоемкость материала до и после сушилки, кДж/(кг·К).

Таким образом, из (III.21) видно, что количество теплоты, (в кДж/ч или Вт), поступающее в сушильную камеру с воздухом

¹ Более точные методы расчета распылительных сушилок см. далее.

$(LI_1)^*$ и материалом $(g_1 c_{м1} \theta_1)$, равно количеству теплоты, уходящему из камеры с воздухом (LI_2) и материалом $(g_2 c_{м2} \theta_2)$.

Так как $g_1 = g_2 + U$, то можно написать

$$g_1 c_{м1} \theta_1 = g_2 c_{м2} \theta_1 + U \theta_1 c_{вл}, \quad (\text{III.21}')$$

где $c_{вл}$ — удельная теплоемкость воды.

Подставляя (III.21') в уравнение баланса, получим

$$LI_1 + g_2 c_{м2} \theta_1 + U c_{вл} \theta_1 = LI_2 + g_2 c_{м2} \theta_2.$$

Для сушилки без потерь $\theta_1 = \theta_2$, поэтому

$$LI_1 + U c_{вл} \theta_1 = LI_2. \quad (\text{III.22})$$

Таким образом, энтальпия воздуха, выходящего из сушильной камеры,

$$I_2 = I_1 + U c_{вл} \theta_1 / L. \quad (\text{III.23})$$

Из формулы (III.23) следует, что в теоретической сушилке энтальпия воздуха в процессе сушки увеличивается за счет теплоты жидкости (имеющей температуру θ_1), превратившейся в пар. Если принять $\theta_1 = 0$, то

$$I_2 = I_1 = \text{const}^{**}. \quad (\text{III.24})$$

Тепловой баланс процесса нагрева воздуха в калорифере может быть записан так:

$$LI_0 + Q_{\text{кал}} = LI_1, \quad (\text{III.25})$$

где I_0 — энтальпия воздуха, поступающего в калорифер, кДж/кг; $Q_{\text{кал}}$ — теплота, сообщенная воздуху в калорифере, кДж/ч или Вт.

Из этой формулы можно получить выражение для $Q_{\text{кал}}$, которое будет общим как для теоретической, так и для действительной сушилки:

$$Q_{\text{кал}} = L (I_1 - I_0). \quad (\text{III.26})$$

Разделим обе части уравнения на U и обозначим $Q_{\text{кал}}/U = q_{\text{кал}}$. Тогда удельный расход теплоты (в кДж/кг вл.)

$$q_{\text{кал}} = l (I_1 - I_0). \quad (\text{III.27})$$

* Как будет показано далее (см. «Термодинамический анализ сушильного процесса»), энергию, вносимую воздухом в сушильную камеру, нельзя отождествлять с его энтальпией ($I = U + pV$), так как фактически воздух

вносит только свою внутреннюю энергию (U), а работа расширения $\int_{V_0}^{V_1} p dV$ израсходована в калорифере при нагревании воздуха. Эти термодинамические потери будут учтены при расчете общей поправки в действительной сушильной установке.

** Строго говоря, если учесть, что процесс, протекающий в сушильной камере, не является изобарным, то и для теоретической сушилки $I_2 \neq I_1$. Однако для изображения процесса действительной сушилки в $I-d$ -диаграмме удобно построение начинать с линии $I = \text{const}$.

Если подставить значение LI_1 из формулы (III.25) в формулу (III.22), то получим

$$LI_0 + Q_{\text{кал}} + Uc_{\text{вл}}\theta_1 = LI_2.$$

Отсюда получим другое выражение для расхода теплоты в калорифере теоретической сушилки:

$$Q_{\text{кал}} = L(I_2 - I_0) - Uc_{\text{вл}}\theta_1, \quad (\text{III.28})$$

или

$$q_{\text{кал}} = l(I_2 - I_0) - c_{\text{вл}}\theta_1. \quad (\text{III.29})$$

Чтобы выяснить структуру теплового баланса сушилки без потерь, подставим в формулу (III.29) соответствующие значения I_2 и I_0 из формулы

$$I = c_{\text{с. в}} t + I_{\text{п}} d / 1000,$$

где $I_{\text{п}} = r + 1,84 t$ — энтальпия пара, содержащегося в воздухе.

После подстановки получим

$$q_{\text{кал}} = l[c_{\text{с. в}}(t_2 - t_0) + 0,001(d_2 I_{\text{п}2} - d_0 I_{\text{п}0})] - c_{\text{вл}}\theta_1.$$

Преобразуем это выражение, раскрыв скобки, прибавив и вычтя произведение $0,001 l d_0 I_{\text{п}2}$:

$$\begin{aligned} q_{\text{кал}} = l c_{\text{с. в}}(t_2 - t_0) + 0,001 l d_2 I_{\text{п}2} - 0,001 l d_0 I_{\text{п}0} + 0,001 l d_0 I_{\text{п}2} - \\ - 0,001 l d_0 I_{\text{п}2} - c_{\text{вл}}\theta_1 = l c_{\text{с. в}}(t_2 - t_0) + 0,001 l (d_2 - d_0) I_{\text{п}2} + 0,001 l d_0 \times \\ \times (I_{\text{п}2} - I_{\text{п}0}) - c_{\text{вл}}\theta_1. \end{aligned}$$

Так как $0,001 l (d_2 - d_0) = 1$, то, группируя члены уравнения, окончательно получим

$$q_{\text{кал}} = (I_{\text{п}2} - c_{\text{вл}}\theta_1) + l[c_{\text{с. в}}(t_2 - t_0) + 0,001 d_0 (I_{\text{п}2} - I_{\text{п}0})], \quad (\text{III.30})$$

или

$$q_{\text{кал}} = q_{\text{н}} + q_{\text{ух. в}}. \quad (\text{III.31})$$

Из выражения (III.31) видно, что в теоретической сушилке теплота, переданная воздуху в калорифере, воспринимается влагой, испаряющейся из материала ($q_{\text{н}}$), а часть ее неизбежно теряется с воздухом, уходящим из сушильной камеры ($q_{\text{ух. в}}$).

Действительная сушилка. В камере действительной сушилки теплота тратится не только на испарение влаги из материала, перегрев образующегося пара и нагрев уходящего воздуха, но и на следующие потери: нагрев материала $q_{\text{м}}$ и транспортных устройств $q_{\text{тр}}$; на компенсацию потерь в окружающую среду $q_{\text{о. с}}$ и термодинамические потери. Кроме того, в сушильной камере воздуху может быть сообщено от поверхностей нагрева, расположенных в самой камере, добавочное количество теплоты $q_{\text{доб}}$.

В общем виде уравнение теплового баланса сушильной камеры действительной сушилки можно написать так:

$$q_{\text{кал}} + q_{\text{доб}} = q_{\text{н}} + q_{\text{ух. в}} + \sum q_{\text{пот}}; \quad (\text{III.32})$$

сумма потерь теплоты

$$\Sigma q_{\text{пот}} = q_m + q_{\text{тр}} + q_{0\text{с}}^* \quad (\text{III.33})$$

Общее количество теплоты, поступающее в сушильную камеру,

$$q = q_{\text{кал}} + q_{\text{доб}} \quad (\text{III.34})$$

Потеря теплоты на нагрев материала, уходящего из сушильной камеры, может быть определена по формуле (в кДж/кг вл.)

$$q_m = (g_2/U) c_{m2} (\theta_2 - \theta_1), \quad (\text{III.35})$$

где g_2/U — масса высушенного материала, приходящаяся на 1 кг испаренной влаги; эта величина может быть рассчитана по заданным величинам W_1 и W_2 при помощи формулы (III.7); $(g_2/U) = (100 - W_1)/(W_1 - W_2)$.

Удельная теплоемкость высушенного материала может быть приближенно рассчитана по формуле [в кДж/(кг·К)]

$$c_{m2} = [c_{\text{вл}} W_2 + c_{\text{с. вещ}} (100 - W_2)]/100, \quad (\text{III.36})$$

где $c_{\text{с. вещ}}$ — удельная теплоемкость сухого вещества материала.

Температура материала при входе в сушильную камеру чаще всего принимается равной температуре окружающей среды; при высокой влажности материала эта температура принимается несколько ниже температуры окружающей среды. Если на сушку поступает материал из аппаратов, где он подвергался обработке при температуре t_0 , отличной от t_0 , то надо считать θ_1 равной этой температуре. Температура материала на выходе из сушильной камеры θ_2 обуславливается параметрами паровоздушной среды в месте выхода и влажностью материала. В зависимости от W_2 величина θ_2 будет находиться в пределах от t_c до t_m паровоздушной смеси в выгрузочной зоне сушильной камеры.

В первый период сушки средняя температура материала близка к температуре мокрого термометра t_m ; в период убывающей скорости сушки температура материала повышается, и при достижении материалом равновесной влажности она приближается к температуре воздуха t_c . Поэтому, если материал сушится до содержания в нем незначительного количества влаги, то температуру его принимают близкой к t_c . Это хорошо видно из экспериментальных данных при сушке хлеба в период убывающей скорости.

Температура воздуха в зоне выгрузки, °C	125	100	80
Конечная температура сухарей, °C	112	95	78

Более точное определение θ_2 следует производить, исходя из функциональной зависимости между температурой θ и влагосодержанием материала u в процессе сушки, характеризующейся значением температурного коэффициента $b = d\theta/du$ (см. главу II).

В первый период сушки и в начальный момент второго периода:

$$d\theta/d\tau \approx 0; \quad du/d\tau = \text{const}; \quad b \approx 0. \quad (\text{a})$$

* Термодинамические потери будут учтены далее дополнительно.

В конце процесса сушки:

$$d\theta/d\tau > 0; \quad du/d\tau \rightarrow 0; \quad b \rightarrow \infty. \quad (6)$$

В первом приближении характер зависимости $\theta = f(u)$ можно аппроксимировать уравнением (в), которое удовлетворяет условиям (а) и (б):

$$\theta = t_c - (t_c - t_m) \sqrt{1 - [(u_{к1} - u)/(u_{к1} - u_p)]^n}, \quad (в)$$

где u — текущее влагосодержание (в любой момент времени τ); $u_{к1}$, u_p — критическое и равновесное влагосодержание материала; n — показатель степени, зависящий от свойств материала; так, например, для торфа $n = 2,27$ (обработка данных А. В. Лыкова); для теста (в процессе выпечки) $n = 2,75$ (данные В. Д. Скверчака).

Влияние параметров режима процесса (температура t и влажность воздуха ψ) сказывается на величинах $u_{к1}$ и u_p . Если известны значения $u_{к1}$ и u_p , то по уравнению (в) определяют $\theta = f(u)$, т. е. $\theta = f_1(\tau)$; для конца процесса сушки определяют конечную температуру материала θ_2 .

Так как $u_p = f(t_c, \psi)$, то расчет следует вести методом последовательных приближений: при определенном значении t_c задаемся величиной ϕ и находим u_p ; по формуле (в) определяем θ_2 и по выражению (III.35) рассчитываем q_m . После окончания расчета по $I-d$ -диаграмме находим ϕ и сравниваем ее с величиной, которой задавались вначале; если будет обнаружено значительное расхождение, то в величину задаваемой ϕ вносим поправку и расчет повторяем, и т. д.

Установленная зависимость $\theta = f(u)$ позволяет проводить кинетический расчет сушильной установки с использованием числа Ребиндера Rb , которое в данном случае определяется по выражению

$$\begin{aligned} Rb &= -[(c_{с. \text{вещ}} + c_{вл} \bar{u})/r] (t_c - t_m) \times \\ &\times \frac{n [(u_{к1} - u)/(u_{к1} - u_p)]^{n-1}}{2 \sqrt{1 - [(u_{к1} - u)/(u_{к1} - u_p)]^n}} [1/(u_{к1} - u_p)] = \\ &= -Kon E_u^{n-1} (2 \sqrt{1 - E_u^n}), \end{aligned} \quad (III.37)$$

где критерий Коссовича для второго периода

$$\begin{aligned} Ko &= c_m (t_c - t_m) / [r (u_{к1} - u_p)]; \\ E_u &= (u_{к1} - u) / (u_{к1} - u_p); \end{aligned}$$

здесь теплоемкость материала (приведенная) $c_m = c_{вл} u + c_{с. \text{вещ}}$.

Уравнение (III.37) устанавливает связь между локальными соотношениями затрат тепла на нагрев материала и испарение влаги в любой момент времени второго периода сушки (определяется числом Rb) и интегральным соотношением между ними за весь второй период (определяется критерием Ko):

$$Rb/Ko = -n E_u^{n-1} (2 \sqrt{1 - E_u^n}). \quad (III.38)$$

Показатель степени n определяют путем обработки экспериментальных данных при построении в логарифмических координатах зависимости вида

$$\lg(1 - E_0^2) = n \lg E_u,$$

где $E_0 = (t_c - \theta)/(t_c - t_m)$.

Кинетический расчет установки сводится к определению зависимости $Rb = f(u)$ или $Rb = f_1(\tau)$ с последующим расчетом полезного расхода теплоты $q_{\text{пол}}$ во времени по формуле

$$q_{\text{пол}} = \rho_0 R_V r (du/d\tau) (1 + Rb),$$

где $q_{\text{пол}}$ относится к единице поверхности испарения в единицу времени; R_V — определяющий геометрический размер.

Потеря теплоты на нагревание транспортных устройств (вагонеток, кассет) может быть рассчитана по формуле (в кДж/кг вл.)

$$q_{\text{тр}} = (g_{\text{тр}}/U) c_{\text{тр}} (\theta_{\text{тр}2} - \theta_{\text{тр}1}), \quad (\text{III.39})$$

где $g_{\text{тр}}$ — масса транспорта, проходящего за 1 ч через сушильную камеру, кг/ч; для туннельной сушилки

$$g_{\text{тр}} = n (g_{\text{ваг}} + g_{\text{кас}})/\tau;$$

τ — продолжительность сушки, ч; n и $g_{\text{ваг}}$ — число и масса вагонеток; $g_{\text{кас}}$ — масса кассет на одной вагонетке, кг; $g_{\text{тр}}/U$ — масса транспорта, приходящаяся на 1 кг испаренной влаги, кг/кг вл.; $c_{\text{тр}}$ — удельная теплоемкость материала, из которого изготовлено транспортное устройство [обычно оно изготавливается из стали, теплоемкость которой можно принять 0,48 кДж/(кг К)]; $\theta_{\text{тр}1}$ — температура транспорта при входе в сушильную камеру, °С (принимается равной температуре воздуха цеха); $\theta_{\text{тр}2}$ — температура транспорта при выходе из сушильной камеры (принимается равной температуре воздуха в выгрузочной зоне камеры, т. е. $\theta_{\text{тр}2} = t_c$).

Потери теплоты в окружающую среду $q_{0,c}$ могут состоять из основной потери через ограждения сушильной камеры $q_{\text{огр}}$ и потери с утечкой воздуха через неплотности $q_{\text{ут.в}}$; $q_{0,c} = q_{\text{огр}} + q_{\text{ут.в}}$.

Потери теплоты через ограждения сушильной камеры рассчитывают по известным формулам теплопередачи как сумму потерь теплоты отдельными участками (в кДж/кг вл.):

$$q_{\text{огр}} = \Sigma k F \Delta t_{\text{ср}}/U, \quad (\text{III.40})$$

где F — площадь поверхности участка, м²; k — общий коэффициент теплопередачи участка ограждения, Вт/(м²·К); $\Delta t_{\text{ср}}$ — средняя разность температур для участка, К; $\Delta t_{\text{ср}} = t_{\text{ср}} - t_{\text{в}}$; $t_{\text{ср}}$ — средняя температура воздуха (паровоздушной среды) в сушильной камере на участке, К;

$$t_{\text{ср}} = (t_1 + t_2)/2,$$

t_1 и t_2 — максимальная и минимальная температура воздуха в сушильной камере на участке, К; $t_{\text{в}}$ — температура воздуха в помещении, К.

Все ограждения разделяют на участки в зависимости от их конструкции (стены, потолок, двери, пол), а также в зависимости от рода материалов (металл, кирпич и т. п.). Общий коэффициент

теплопередачи k (в Вт/(м²·К)) определяют по известной формуле,

$$k = 1/(1/\alpha_1 + \sum \delta_n/\lambda_n + 1/\alpha_2), \quad (\text{III.41})$$

где α_1 — коэффициент теплоотдачи от среды сушильной камеры к внутренней поверхности стенки ограждения, Вт/(м²·К); α_2 — коэффициент теплоотдачи от наружной поверхности стенки ограждения к окружающему воздуху, Вт/(м²·К); δ_n — толщина отдельных слоев, из которых состоит ограждение, м; λ_n — соответствующие коэффициенты теплопроводности, Вт/(м·К).

Теплообмен между газом и стенкой зависит от ряда факторов, главными из которых являются: физические параметры газа, зависящие от его состава и температуры; режим движения газа, зависящий от скорости (свободное или вынужденное движение, ламинарный или турбулентный режим движения); геометрические размеры камеры; расположение стенок (вертикальное или горизонтальное); состояние поверхности стенок (шероховатость).

В теории теплообмена подробно рассматривается влияние этих факторов на коэффициенты теплообмена и приводятся расчетные уравнения, полученные в результате обобщения огромного экспериментального материала. Это обобщение проведено методами теории подобия, согласно которой коэффициенты теплоотдачи можно определять из соответствующих критериальных уравнений.

В сушильной камере воздух чаще всего движется под действием вентиляторов, поэтому здесь наблюдается вынужденное движение воздуха и теплоотдача от воздуха сушильной камеры к стенке происходит в основном в результате вынужденной конвекции. Наряду с вынужденным движением в сушильной камере происходит и свободное движение воздуха. Это движение обусловлено разностью плотностей слоев воздуха по высоте сушильной камеры. Поэтому коэффициент теплоотдачи внутри сушильной камеры α_1 рекомендуется рассчитывать по формуле И. М. Федорова

$$\alpha_1 = A(\alpha'_1 + \alpha''_1), \quad (\text{III.42})$$

где A — коэффициент, зависящий от режима движения газа и состояния поверхности стенки; для турбулентного режима и шероховатой поверхности $A = 1,2 + 1,3$; α'_1 — коэффициент теплоотдачи при принудительном движении газа; α''_1 определяется из общей критериальной зависимости

$$\text{Nu} = C \text{Re}^n \text{Pr}^m, \quad (\text{III.43})$$

где $\text{Nu} = \alpha l/\lambda$ — число Нуссельта; здесь l — определяющий геометрический размер ограждения, м; λ — коэффициент теплопроводности газа, Вт/(м·К); C , n и m — коэффициенты, учитывающие условия протекания процесса; $\text{Re} = vd/\nu$ — критерий Рейнольдса; v — скорость движения газа, м/с; ν — кинематическая вязкость газа, м²/с; d — определяющий геометрический размер камеры (канала), м; для туннеля прямоугольного сечения ($B \times H$) — приведенный (эквивалентный) диаметр

$$d_{\text{экв}} = 4S'/\Pi = 4BH/[2(B+H)] = 2BH/(B+H); \quad (\text{III.44})$$

где S' — площадь поперечного сечения потока газа; Π — смоченный периметр потока; Pr — критерий Прандтля;

$$\text{Pr} = \nu/a = \mu gc/\lambda, \quad (\text{III.45})$$

где a — коэффициент температуропроводности газа, м²/с; μ — коэффициент

динамической вязкости газа, Н с/м²; g — ускорение свободного падения, м/с²; c — удельная теплоемкость газа, кДж/(кг·К).

Для воздуха физические параметры можно принимать из табл. III.2, а для топочных газов среднего состава — из рис. III.3.

В формуле (III.42) α_1 — коэффициент теплообмена естественной конвекцией; он определяется из общей критериальной зависимости

$$Nu = C'' (Gr Pr)^n. \quad (III.46)$$

Критерий Грасгофа

$$Gr = (g l^3 / \nu^2) (T_{cp} - T_{ст}) / T_{cp}, \quad (III.47)$$

где l — определяющий геометрический размер, м; T_{cp} и $T_{ст}$ — температура воздуха и стенки, К.

Постоянные C'' и n для различных значений Gr и Pr приведены в табл. III.3 (данные М. А. Михеева).

При вычислении критериев физические параметры газа принимают при средней температуре. При расчете α для горизонтальных

поверхностей (плит) в качестве определяющего размера принимают меньшую сторону плиты; если теплоотдающая поверхность обращена кверху (например, при теплоотдаче от потолка сушильной камеры воздуху помещения), то полученное по формуле (III.46) значение α увеличивают на 30 %; если теплоотдающая поверхность обращена вниз, то α уменьшают на 30 %.

Таблица III.2

Физические параметры воздуха при $B = 10^5$ Па

$t, ^\circ\text{C}$	$C_p, \text{кДж/(кг·К)}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$\lambda, \text{Вт/(м·К)}$	$\nu \cdot 10^4, \text{м}^2/\text{с}$	$\alpha \cdot 10^4, \text{м}^2/\text{с}$	$\mu \cdot 10^3, \text{Н·с/м}^2$
0	1,005	1,252	0,0244	0,137	0,195	17,2
20	1,010	1,164	0,0256	0,157	0,222	18,2
40	1,010	1,092	0,0271	0,176	0,248	19,2
60	1,020	1,025	0,0285	0,196	0,278	20,1
80	1,021	0,968	0,0298	0,217	0,306	21,0
100	1,021	0,916	0,0311	0,238	0,337	21,7
120	1,022	0,870	0,0324	0,262	0,368	22,8
140	1,022	0,827	0,0336	0,285	0,403	23,6
160	1,028	0,789	0,0350	0,306	0,436	24,2
180	1,035	0,755	0,0361	0,331	0,479	25,0
200	1,035	0,723	0,0372	0,358	0,505	26,0

Значения постоянных в формуле (III.46)

Значения GrPr	C"	n	Значения GrPr	C"	n
$1 \cdot 10^{-4} \div 1 \cdot 10^{-3}$	0,5	0	$5 \cdot 10^2 \div 2 \cdot 10^7$	0,54	$1/4$
$1 \cdot 10^{-3} \div 5 \cdot 10^2$	1,18	$1/8$	$2 \cdot 10^7 \div 1 \cdot 10^{13}$	0,135	$1/8$

Теплоотдача от наружной поверхности стенки сушилки происходит в результате естественной конвекции воздуха помещения и благодаря излучению — противоположной стене (например, стене здания). Поэтому коэффициент теплоотдачи α_2 является суммой двух коэффициентов:

$$\alpha_2 = \alpha_{2л} + \alpha_2'' \quad (\text{III.48})$$

где $\alpha_{2л}$ — коэффициент теплоотдачи излучением; α_2'' — коэффициент теплоотдачи естественной конвекцией [формула (III.46)].

Коэффициент $\alpha_{2л}$ [в Вт/(м²·К)] рассчитывают по формуле

$$\alpha_{2л} = C_{1-2} [(T_{н.ст}/100)^4 - (T_{ст}/100)^4] / (t_{н.ст} - t_v), \quad (\text{III.49})$$

где C_{1-2} — приведенный коэффициент излучения, Вт/(м²·К⁴); его можно рассчитать по приближенной формуле

$$C_{1-2} \approx C_1 C_2 / 5,8, \quad (\text{III.50})$$

где C_1 и C_2 — коэффициенты излучения теплоотдающей и теплопринимающей поверхности (см. табл. ниже); $t_{н.ст}$ и $T_{н.ст}$ — температура наружной поверхности стенки сушильной камеры, °С и К; $T_{ст}$ — температура теплопринимающей стенки, К; t_v — температура воздуха помещения, °С.

Коэффициенты излучения твердых тел

Материал	C, Вт/(м ² ·К ⁴)	Материал	C, Вт/(м ² ·К ⁴)
Кирпич	5,33	Медь окисленная	3,25—4,2
Штукатурка	5,33*		
Бумага	4,65—5,34	Медь полированная	0,116
Стекло	5,4	Сталь листовая	3,2
Гипс	4,65—5,2	Алюминий полированный	0,232—0,29
Картон	5,25	Чугун шероховатый окисленный	4,65
Лак черный и белый	5,05	Свинец окисленный	1,61
Масляная краска	4,5	Оцинковка	1,32—1,62
Дерево	4,54—5,15		

При проектировании обычно придерживаются следующего плана расчета ограждений: 1) все поверхности ограждений разбиваются на участки; 2) для каждого участка рассчитывают величину $\Delta t_{ср}$; 3) для каждого участка рассчитывают коэффициент α и подбирают такую конструкцию ограждения (состоящую из нескольких слоев строительных и изоляционных материалов с известным λ и определенной толщины δ), чтобы определенная расчетом величина k обеспечила [принятые $t_{н.ст}$ и $t_{в.ст}$ — температуры наружных и внутренних поверхностей стенки].

Температура наружных поверхностей стенок $t_{н.ст}$ обуславливается требованиями охраны труда (30—40° С). Для внутренних поверхностей температура стенки $t_{в.ст}$ должна быть не ниже температуры точки росы паровоздушной среды на данном участке сушилки во избежание конденсации пара на внутренней поверхности стенки. Для проверки можно воспользоваться следующими соотношениями.

1. Для наружной поверхности стенки из уравнения

$$Q_{огр} = \alpha_2 F (t_{н.ст} - t_{в}) = k F (t_{ср} - t_{в})$$

получаем

$$t_{н.ст} = t_{в} + k (t_{ср} - t_{в}) / \alpha_2. \quad (III.51)$$

2. Для внутренней поверхности стенки из выражения

$$Q_{огр} = \alpha_1 F (t_{ср} - t_{в.ст}) = k F (t_{ср} - t_{в})$$

получаем

$$t_{в.ст} = t_{ср} - k (t_{ср} - t_{в}) / \alpha_1. \quad (III.52)$$

Для предварительных расчетов ограждений камеры сушилок на пищевых предприятиях коэффициент теплопередачи k может быть принят в пределах 0,93—1,74 Вт/(м²·К).

При составлении теплового баланса для работающей сушилки можно воспользоваться формулой (в кДж/кг вл.)

$$q_{огр} = \Sigma \alpha_2 (t_{н.ст} - t_{в}) F / U, \quad (III.53)$$

где $t_{н.ст}$ — температура наружной поверхности стенки на участке, замеренная при испытании; α_2 — определяют по приведенным выше формулам.

Потери теплоты через пол сушильной камеры ($Q_{пола}$), фундамент или нижнее перекрытие, которые расположены непосредственно на грунте, определяют по формуле (в Вт)

$$Q_{пола} = q'_{пола} F_{пола}, \quad (III.54)$$

где $F_{пола}$ — площадь пола, м².

В табл. III.4 приведены удельные потери теплоты $q'_{пола}$ (в Вт/м²), отнесенные к 1 м² пола, рассчитанные для температуры среды сушильной камеры от 20 до 250 °С и для расстояний от наружной стенки здания $x = 1 \div 5$ м.

Таблица III.4

Потери теплоты 1 м² пола $q'_{пола}$ (в Вт/м²)

x, м	Температура, °С						
	20	40	60	80	100	150	250
1	22	35	48,5	61,9	74,5	107,1	173
2	17,9	27,8	39,1	49,3	59,5	86,2	137,5
3	16,1	24,5	34,4	43	52,4	76,1	121,1
4	15,2	23,4	31,9	40,1	48,1	69	110,2
5	15,1	22,8	31	38,5	45,6	66,8	104,3

Потеря теплоты с утечкой воздуха из сушильной камеры (в кДж/кг влаги)

$$q_{\text{ут. в}} = (L_{\text{ут. в}}/U) c_{\text{ут. в}} (t_{\text{ср}} - t_{\text{в}}), \quad (\text{III.55})$$

где $L_{\text{ут. в}}$ — утечка воздуха, кг/ч; ее определяют экспериментально; $c_{\text{ут. в}}$ — удельная теплоемкость воздуха сушильной камеры при $t_{\text{ср}}$.

Развернутое уравнение теплового баланса для действительной сушилки можно представить в таком виде (все члены уравнения выражены в Вт или кВт):

$$\begin{aligned} LI_0 + Q_{\text{кал}} + U c_{\text{вл}} \theta_1 + g_2 c_{\text{м2}} \theta_1 + g_{\text{тр}} c_{\text{тр}} \theta_{\text{тр1}} + \\ + Q_{\text{доб}} = LI_2 + g_2 c_{\text{м2}} \theta_2 + g_{\text{тр}} c_{\text{тр}} \theta_{\text{тр2}} + Q_{\text{о. с.}} \end{aligned}$$

Разделим обе части уравнения на U , т. е. расходы теплоты отнесем к 1 кг испаренной влаги; тогда после простых преобразований получим расход теплоты в калорифере

$$\begin{aligned} q_{\text{кал}} = l(I_2 - I_0) + (g_2/U) c_{\text{м2}} (\theta_2 - \theta_1) + \\ + (g_{\text{тр}}/U) c_{\text{тр}} (\theta_{\text{тр2}} - \theta_{\text{тр1}}) + q_{\text{о. с.}} - q_{\text{доб}} - c_{\text{вл}} \theta_1, \end{aligned}$$

или

$$\begin{aligned} q_{\text{кал}} = l(I_2 - I_0) + q_{\text{м}} + q_{\text{тр}} + q_{\text{о. с.}} - q_{\text{доб}} - c_{\text{вл}} \theta_1 = \\ = l(I_2 - I_0) + \sum q_{\text{пот}} - q_{\text{доб}} - c_{\text{вл}} \theta_1. \end{aligned} \quad (\text{III.56})$$

В уравнении (III.56) вместо $q_{\text{кал}}$ подставляем его значение из формулы (III.27)

$$l(I_1 - I_0) = l(I_2 - I_0) + \sum q_{\text{пот}} - q_{\text{доб}} - c_{\text{вл}} \theta_1.$$

Отсюда

$$l(I_2 - I_1) = q_{\text{доб}} + c_{\text{вл}} \theta_1 - \sum q_{\text{пот}}.$$

Сумму правой части обозначим через Δ (в кДж/кг·вл.):

$$q_{\text{доб}} + c_{\text{вл}} \theta_1 - \sum q_{\text{пот}} = \Delta. \quad (\text{III.57})$$

Величину Δ можно назвать поправкой к расчету действительной сушилки. Тогда:

$$l(I_2 - I_1) = \Delta; \quad (\text{III.58})$$

$$I_2 = I_1 + \Delta l. \quad (\text{III.59})$$

Уравнение (III.59) является основным уравнением, характеризующим изменение энтальпии паровоздушной смеси в действительной сушилке.

Если $\Delta > 0$, т. е. $(q_{\text{доб}} + c_{\text{вл}} \theta_1) > \sum q_{\text{пот}}$, то $I_2 > I_1$.

Если $\Delta < 0$, т. е. $(q_{\text{доб}} + c_{\text{вл}} \theta_1) < \sum q_{\text{пот}}$, то $I_2 < I_1$,

что обычно имеет место в сушильной камере при отсутствии в ней добавочного подогрева воздуха ($q_{\text{доб}} = 0$).

Если $\Delta = 0$, то $I_2 = I_1$ (изобарная теоретическая сушилка или действительная сушилка, в которой $q_{\text{доб}} + c_{\text{вл}} \theta_1 = \sum q_{\text{пот}}$).

Подставляем в формулу (III.56) значение Δ из формулы (III.57) и получаем формулу для расчета $q_{\text{кл}}$ (в кДж/кг) в действительной сушилке

$$q_{\text{кал}} = l(I_2 - I_0) - \Delta. \quad (\text{III.60})$$

Построение процесса в $I-d$ -диаграмме и методика графо-аналитического расчета расхода воздуха и теплоты. Изменение параметров воздуха при нагревании его в калорифере, охлаждении и насыщении в сушильной камере можно наглядно представить на $I-d$ -диаграмме (рис. III.4, а). Наружный воздух с параметрами d_0 и ϕ_0 (точка А) нагревается в калорифере при $d = \text{const}$; в резуль-

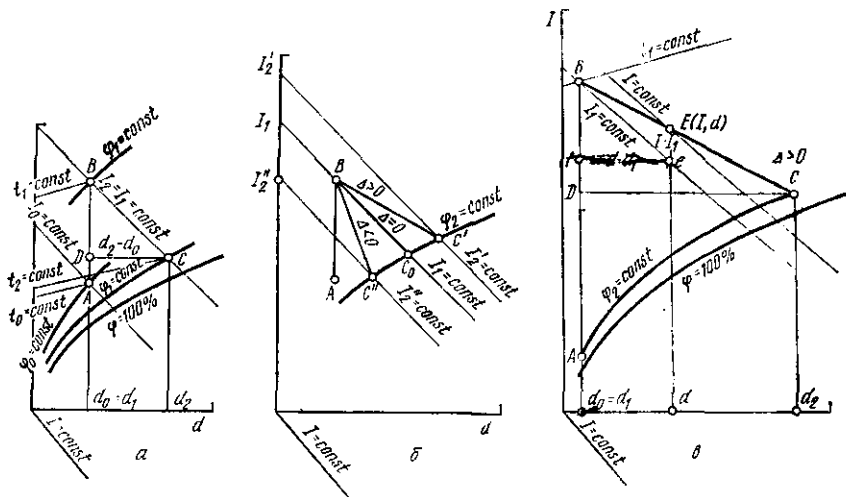


Рис. III.4. Построение процесса сушки в $I-d$ -диаграмме:
 a — для теоретической сушилки; b и $в$ — для действительной сушилки

тате этого его температура повышается с t_0 до t_1 (точка B), а энтальпия — от I_0 до I_1 . Кроме того, при нагревании относительная влажность воздуха уменьшается от φ_0 до φ_1 . Таким образом, процесс нагрева воздуха в калорифере изображается отрезком AB на линии $d_0 = d_1 = \text{const.}$

Как было показано раньше, процесс сушки в теоретической изобарной сушилке можно изобразить линией $I = \text{const.}$ В результате этого процесса температура воздуха снижается с t_1 до t_2 , а его влагосодержание увеличивается от d_1 до d_2 ; соответственно влажность воздуха увеличивается от Φ_1 до Φ_2 .

Параметры отработанного воздуха (t_2 и d_2) определяют на диаграмме конечную точку процесса C_0 . Таким образом, процесс сушки в такой сушилке изобразится линией BC_0 (рис. III.4, б).

В действительной сушилке $I_2 \neq I_1$ и изменение энтальпии воздуха в процессе сушки определяется знаком величины Δ согласно уравнению (III.59).

Если $\Delta > 0$, то $I_2' > I_1$ и линия действительного процесса BC' отклоняется вверх от линии $I_1 = \text{const}$; если $\Delta < 0$, то $I_2' < I_1$ и линия действительного процесса BC'' отклоняется вниз от линии $I_1 = \text{const}$ (см. рис. III.4, б). Таким образом, построение процесса сушки в $I-d$ -диаграмме сводится к определению угла наклона линии BC .

Для этого вначале предположим, что линия действительного процесса BC нам известна (см. рис. III.4, в), и воспользуемся уравнением (III.58)

$$l(I_2 - I_1) = \Delta.$$

В это выражение вместо l подставим его значение $1000/(d_2 - d_1)$ из формулы (III.12). Тогда получим $[1000/(d_2 - d_1)](I_2 - I_1) = \Delta$.

Это выражение написано для конечной точки процесса (параметры I_2, d_2); для любой промежуточной точки процесса на линии BC (например, для точки E с параметрами I и d) можно написать

$$[1000/(d - d_1)](I - I_1) = \Delta. \quad (\text{III.61})$$

Нетрудно видеть, что разность $(I - I_1)$ изобразится на диаграмме отрезком Ee в соответствующем масштабе M_i : $EeM_i = I - I_1$.

Аналогично можно написать, что $efM_d = d - d_1$.

Подставляя эти значения в формулу (III.61), получаем

$$1000EeM_i/(efM_d) = \Delta.$$

Обозначив $1000 M_i/M_d = m$ (величина, постоянная для данной диаграммы), получаем (в мм)

$$eE = ef(\Delta/m). \quad (\text{III.62})$$

Зная величину отрезка eE , можно изобразить процесс сушки в диаграмме; для этого производим построение в таком порядке.

1. На линии $I_1 = \text{const}$ берем произвольную точку e и через нее проводим линию $d = \text{const}$.

2. На этой линии откладываем в миллиметрах отрезок $eE = ef(\Delta/m)$, где ef — расстояние от точки e до линии $d_1 = \text{const}$ (в мм).

3. Отрезок eE откладываем вверх, если $\Delta > 0$, и вниз, если $\Delta < 0$.

4. Точку B соединяем с точкой E прямой BE , продолжая ее до пересечения с заданной линией, например $\varphi_2 = \text{const}$; получаем конечную точку процесса C .

Таким образом, процесс изобразится ломаной линией AB (нагрев в калорифере) — BC (процесс сушки)

Построив процесс, можно найти l — расход воздуха (в кг/кг) и $q_{\text{кал}}$ — расход тепла в калорифере (в кДж/кг) по известным формулам:

$$l = 1000/(d_2 - d_0) = 1000/(CDM_d); \quad (\text{III.63})$$

$$q_{\text{кал}} = l(I_1 - I_0) = [1000/(CDM_d)] ABM_i = m(AB/CD), \quad (\text{III.64})$$

где AB и CD — величины отрезков, мм.

Методика аналитического расчета параметров воздуха в сушильной установке. Процесс, построенный в $I-d$ -диаграмме, дает наглядную картину изменения параметров воздуха при его нагреве и сушке. Методический интерес представляет аналитический расчет по известным формулам; кроме того, аналитический расчет всегда дает более точные результаты, чем графический. Развитие методов аналитического расчета сушильных установок дано в работах Н. Е. Федорова (см. список литературы).

Разберем два варианта аналитического расчета сушилки.

Вариант 1. Пусть параметры наружного воздуха будут t_0 и φ_0 , а параметры воздуха, уходящего из сушильной камеры, t_2 и φ_2 ; путем известного расчета найдена величина Δ . Требуется определить t_1 — температуру, до которой воздух должен нагреваться в калорифере; расход воздуха l и расход тепла q .

Порядок расчета:

$$1. d_0 = 622 p_{\text{н0}} / (B - p_{\text{н0}}) = 622 \varphi_0 p_{\text{н0}} / (B - \varphi_0 p_{\text{н0}}) \text{ г/кг с. в.},$$

2. По этой же формуле

$$d_2 = 622 \varphi_2 p_{\text{н2}} / (B - \varphi_2 p_{\text{н2}}).$$

$$3. l = 1000 / (d_2 - d_0) \text{ кг/кг влаги.}$$

$$4. I_2 = c_{\text{с. в}} t_2 + (d_2 / 1000) (2500 + 1,84 t_2) \text{ кДж/кг с. в.}$$

$$5. I_0 = c_{\text{с. в}} t_0 + (d_0 / 1000) (2500 + 1,84 t_0) \text{ кДж/кг с. в.}$$

$$6. q_{\text{кал}} = l (I_2 - I_0) - \Delta.$$

7. t_1 находим, используя уравнение

$$q_{\text{кал}} = l (I_1 - I_0).$$

Учитывая, что $d_1 = d_0$, и принимая $c_{\text{с. в}} \approx 1,01 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$, получим

$$\begin{aligned} q_{\text{кал}} &= l (I_1 - I_0) = l [1,01 t_1 + (d_0 / 1000) (2500 + 1,84 t_1) - \\ &\quad - 1,01 t_0 - (d_0 / 1000) (2500 + 1,84 t_0)] = \\ &= l [t_1 (1,01 + 1,84 \cdot 10^{-3} d_0) - t_0 (1,01 + 1,84 \cdot 10^{-3} d_0)] = \\ &= l (t_1 - t_0) (1,01 + 1,84 \cdot 10^{-3} d_0) \text{ кДж/кг вл.} \end{aligned}$$

Отсюда

$$t_1 = q_{\text{кал}} / [l (1,01 + 1,84 \cdot 10^{-3} d_0)] + t_0. \quad (\text{III.65})$$

Вариант 2. Пусть заданными параметрами воздуха будут t_0 , φ_0 , t_1 и t_2 . Расчетom найдена величина Δ . Требуется найти φ_2 , l и q .

1. Находим по формуле d_0 :

$$d_0 = 622 \varphi_0 p_{\text{н0}} / (B - \varphi_0 p_{\text{н0}}); \quad d_1 = d_0.$$

2. Находим по формуле

$$I_1 = c_{\text{с. в}} t_1 + (d_0 / 1000) (2500 + 1,84 t_1).$$

3. d_2 находим путем совместного решения двух уравнений:

$$\left. \begin{aligned} l(I_2 - I_1) &= \Delta; \\ l &= 1000/(d_2 - d_0) \end{aligned} \right\} [\Delta/(I_2 - I_1)] = 1000/(d_2 - d_0);$$

$$\Delta/[c_{с. в} t_2 + [(d_2/1000)(2500 + 1,84t_2)] - I_1] = 1000/(d_2 - d_0).$$

Отсюда

$$d_2 = [1000(c_{с. в} t_2 - I_1) + \Delta d_0]/[\Delta - (2500 + 1,84t_2)] = [1000(c_{с. в} t_2 - I_1) + \Delta d_0]/(\Delta - I_{п2}). \quad (\text{III.66})$$

$I_{п2}$ можно принять из соответствующих таблиц (для водяного пара).

4. Определяем по формуле

$$\varphi_2 = d_2 B / [(622 + d_2) p_{п2}]. \quad (\text{III.67})$$

5. Зная d_2 , определяем

$$l = 1000/(d_2 - d_0).$$

6. Находим по формуле (в кДж/кг)

$$I_0 = c_{с. в} t_0 + (d_0/1000)(2500 + 1,84t_0).$$

7. Тогда $q_{кал}$ определяем по формуле (III.60)

$$q_{кал} = l(I_2 - I_0) - \Delta,$$

или по формуле (III.27)

$$q_{кал} = l(I_1 - I_0).$$

Варианты сушильного процесса

Изложенная методика расчета и построения в диаграмме относятся к так называемому основному сушильному процессу, в котором весь отработанный газ уходит наружу и дополнительно в сушильной камере не подогревается. На практике широкое применение имеют сушилки, работающие с возвратом (рециркуляцией) части отработанного сушильного агента, а также с дополнительным подогревом его в сушильной камере или с промежуточным подогревом. Рассмотрим эти варианты сушильного процесса.

Вариант с рециркуляцией отработанного сушильного агента. Примем, что сушильным агентом является атмосферный воздух. Схема работы сушилки с рециркуляцией части отработанного воздуха и изменение параметров его состояния показаны на рис. III.5.

Часть отработанного воздуха возвращается к вентилятору, смешивается с наружным воздухом, масса которого равна массе отработанного воздуха, выбрасываемого наружу, и в виде смеси поступает в калорифер. Подогретая смесь поступает в сушильную камеру; после выхода из нее поток воздуха снова разветвляется и часть его выбрасывается наружу, а оставшаяся часть возвращается к вентилятору и т. д.

Параметры смеси $I_{см}$ и $d_{см}$ рассчитывают как средневзвешенные величины. Пусть на 1 кг абсолютно сухого наружного воздуха добавляют n кг абсолютно сухого отработанного воздуха, тогда энтальпия смеси (в кДж/кг с. в.)

$$I_{см} = (I_0 + nI_2)/(1 + n), \quad (III.68)$$

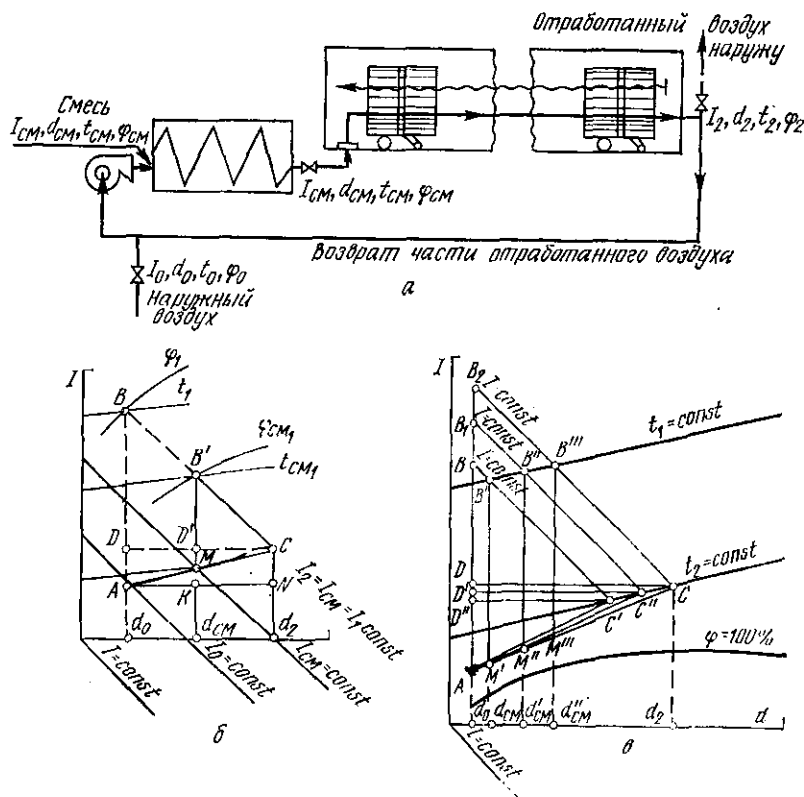


Рис. III.5. Построение процесса сушки в установке с рециркуляцией отработанного воздуха:

а — схема установки; б — построение для теоретической сушки с рециркуляцией; в — построение для определения расхода теплоты при изменении d_2 .

а влагосодержание смеси (в г/кг с. в.)

$$d_{см} = (d_0 + nd_2)/(1 + n). \quad (III.69)$$

Величину n , характеризующую соотношение массы компонентов смеси, называют кратностью смешения. Для построения процесса в $I-d$ -диаграмме воспользуемся выражениями:

$$I_{см} - I_0 = n(I_2 - I_{см}); \quad (III.70)$$

$$d_{см} - d_0 = n(d_2 - d_{см}). \quad (III.71)$$

Разделив выражение (III.70) на (III.71), получим

$$(I_{\text{см}} - I_0)/(d_{\text{см}} - d_0) = (I_2 - I_{\text{см}})/(d_2 - d_{\text{см}}). \quad (\text{III.72})$$

Это уравнение является уравнением прямой линии в координатах $I-d$, проходящей через три точки (см. рис. III.5): точку A , характеризующую состояние наружного воздуха (I_0, d_0); точку C , характеризующую состояние отработанного воздуха (I_2, d_2), и точку M , характеризующую состояние смеси ($I_{\text{см}}, d_{\text{см}}$).

Из графика получаем

$$(d_{\text{см}} - d_0)/(d_2 - d_{\text{см}}) = AK/KN = AM/MC.$$

Из уравнения (III.71)

$$(d_{\text{см}} - d_0)/(d_2 - d_{\text{см}}) = n.$$

Следовательно,

$$AM/MC = n, \quad (\text{III.73})$$

или

$$[(d_{\text{см}} - d_0)/(d_2 - d_{\text{см}})] + 1 = n + 1; \quad (\text{III.74})$$

$$(d_2 - d_0)/(d_2 - d_{\text{см}}) = n + 1; \quad (AC/MC) = n + 1; \quad MC = AC/(n + 1). \quad (\text{III.75})$$

Таким образом, зная n , можно найти положение точки M на линии AC , т. е. параметры смеси, или наоборот, зная параметры смеси, можно определить требуемую кратность смешения n . В теоретической сушилке с рециркуляцией процесс изобразится ломаной линией AM (смешение) — MB' (нагрев в калорифере) — $B'C$ (сушка).

Расход наружного воздуха и части отработанного, выбрасываемого наружу (в кг/кг),

$$l = 1000/(d_2 - d_0) = 1000/(CDM_d). \quad (\text{III.76})$$

Расход циркулирующего воздуха (в кг/кг)

$$l_n = 1000/(d_2 - d_{\text{см}}) = 1000/(CD'M_d). \quad (\text{III.77})$$

Нетрудно видеть, что

$$l_n/l = CD/CD' = AC/MC = n + 1, \text{ отсюда } l_n = l(n + 1). \quad (\text{III.78})$$

Следовательно, в сушилке с рециркуляцией количество циркулирующего воздуха увеличивается в $(n + 1)$ раз. Это является одним из важных преимуществ таких сушилок, получивших широкое распространение в промышленности.

При увеличении количества поступающего воздуха увеличивается скорость его в сушильной камере; это интенсифицирует сушку материала и способствует предотвращению расслаивания воздуха в сушильной камере; последнее обстоятельство имеет важное значение для сушилок туннельного типа в отношении равномерности сушки по сечению вагонетки.

Достоинством сушилок с рециркуляцией воздуха является также возможность гибкого регулирования параметров воздуха и создания мягкого режима сушки путем снижения температуры и повышения влажности воздуха, поступающего в сушильную камеру. Действительно, из графика видно (см. рис. III.5, б), что благодаря рециркуляции $t_{см1} < t_1$, а $\varphi_{см1} > \varphi_1$, т. е. режим сушки более мягкий, чем в соответствующей сушилке [при тех же параметрах наружного воздуха (точка А) и отработанного воздуха (точка С)] без рециркуляции.

Для равномерности сушки в сушилках периодического действия важно также то, что путем рециркуляции можно уменьшить перепады температуры и влажности воздуха при входе и выходе из сушильной камеры $[(t_1 - t_2) \text{ и } (\varphi_2 - \varphi_1)]$.

Если условно считать, что процесс, происходящий в сушильной камере, является изобарным, то расход теплоты в сушилке с рециркуляцией такой же, как в соответствующей (эквивалентной) сушилке без рециркуляции, в которой поступающий воздух имеет более высокую температуру t_1^* :

$$q_{кал} = l(I_1 - I_0) = m(AB/CD).$$

В калорифер поступает воздух с более высокой энтальпией ($I_{см}$), чем наружный воздух (I_0), и разность $(I_{см1} - I_{см})$ меньше разности $(I_1 - I_0)$; однако количество воздуха, проходящего через калорифер, соответственно увеличивается $[l_n = l(n+1)]$, поэтому расход теплоты остается неизменным. Действительно, из графика (см. рис. III.5, б) видно, что

$$(I_1 - I_0)/(I_{см1} - I_{см}) = AB/MB' = AC/MC = n + 1.$$

Тогда

$$q_{кал} = l_n(I_{см1} - I_{см}) = l(n+1)[(I_1 - I_0)/(n+1)] = l(I_1 - I_0). \quad (III.79)$$

Расход теплоты в сушилке с рециркуляцией можно уменьшить так же, как и в сушилке без рециркуляции, за счет увеличения влагосодержания воздуха, уходящего из сушильной камеры d_2 (см. рис. III.5, в).

Действительная сушилка с рециркуляцией воздуха. Обычно при расчете сушилки с рециркуляцией известны параметры наружного (точка А) и отработанного воздуха (точка С). Учитывая свойства высушиваемого материала, задаются максимально допустимой температурой воздуха, поступающего в сушильную камеру ($t_{см1}$), и рассчитывают величину Δ . Построение процесса в $I-d$ -диаграмме и определение расходов циркулирующего воздуха и теплоты проводятся в таком порядке

Через точку С (рис. III.6) проводим линию $I_2 = \text{const.}$ Предположим, что известны параметры воздуха после калорифера, т. е. известны координаты точки В эквивалентного (по расходу

* Уточнение см. далее.

теплоты) основного процесса (без рециркуляции); через нее проходят изотерма $t_1 = \text{const}$ и линия $I_1 = \text{const}$. Так как заданная температура $t_{\text{см}1} < t_1$, то очевидно, что для заданного режима основной процесс не может быть принят и параметры смеси после калорифера будут характеризоваться точкой B' , лежащей на пересечении линии BC с заданной изотермой $t_{\text{см}1} = \text{const}$. Тогда отрезок

$$CC'M_1 = I_1 - I_2.$$

Аналитически из формулы (III.58) $I_2 - I_1 = \Delta/l$. Следовательно,

$$I_1 - I_2 = -\Delta/l, \text{ а отрезок } CC' \text{ (в мм)}$$

$$CC' = -\Delta/(lM_1),$$

$$\text{где } l = 1000/(d_2 - d_0).$$

Таким образом, для построения процесса нужно:

1) аналитически определить величину отрезка CC' и отложить его на линии $d = \text{const}^*$;

2) через точку C' провести линию $I_1 = \text{const}$, пересечение которой с линией $d_0 = \text{const}$ даст точку B ;

3) провести линию BC , которая при пересечении с заданной линией $t_{\text{см}1} = \text{const}$ даст точку B' ;

4) через точку B' провести линию $d_{\text{см}} = \text{const}$, пересечение которой с линией AC даст точку M , характеризующую параметры состояния смеси.

Процесс изобразится линией $AMB'C$.

Так же как и в теоретической сушилке с рециркуляцией, расход теплоты

$$q_{\text{кал}} = l_n(I_{\text{см}1} - I_{\text{см}}) = m(MB'/CD'), \quad (\text{III.80})$$

или

$$q_{\text{кал}} = l(I_1 - I_0) = m(AB/CD).$$

Расход циркулирующего воздуха

$$l_n = 1000/CD' M_d.$$

Для заданных условий расход теплоты можно рассчитать аналитически по уравнению (III.60)

$$q_{\text{кал}} = l(I_2 - I_0) - \Delta.$$

* Если направление от точки C вверх считать за плюс, а вниз — за минус, то при $\Delta < 0$ отрезок CC' положительный и откладывается вверх; при $\Delta > 0$ отрезок CC' отрицательный и откладывается вниз. Действительно, при $\Delta < 0$ $I_2 < I_1$; при $\Delta > 0$ $I_2 > I_1$.

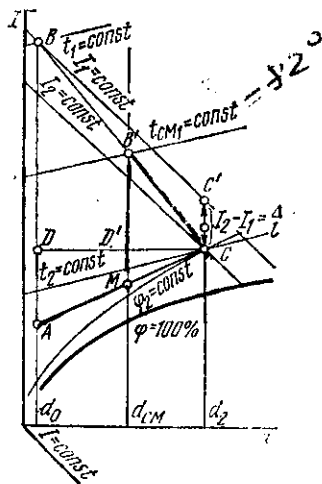


Рис. III.6. Построение процесса действительной сушилки с рециркуляцией

Вариант с подогревом воздуха в сушильной камере. Если воздух нагревается не только в калорифере ($q_{\text{кал}}$), но и в сушильной камере ($q_{\text{доб}}$), то общий расход теплоты

$$q = q_{\text{кал}} + q_{\text{доб}} = m (AB/CD) + q_{\text{доб}}.$$

Из уравнения (III.56)

$$q_{\text{кал}} = l(I_2 - I_0) - q_{\text{доб}} - c_{\text{вл}}\theta_1 + \Sigma q_{\text{пот.}}$$

Тогда общий расход теплоты

$$q = q_{\text{кал}} + q_{\text{доб}} = l(I_2 - I_0) - c_{\text{вл}}\theta_1 + \Sigma q_{\text{пот.}} \quad (\text{III.81})$$

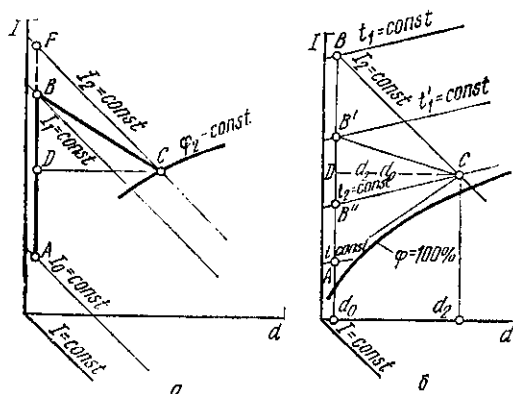


Рис. III.7. Построение процесса сушки в установке с подогревом воздуха в сушильной камере

Графически (рис. III.7)

$$l(I_2 - I_0) = [1000/CDM_d] AFM_i = m(AF/CD).$$

Следовательно, общий расход теплоты

$$q = m(AF/CD) - c_{\text{вл}}\theta_1 + \Sigma q_{\text{пот.}} \quad (\text{III.82})$$

Тогда

$$q_{\text{доб}} = q - q_{\text{кал}} = m[(AF - AB)/CD] - c_{\text{вл}}\theta_1 + \Sigma q_{\text{пот.}} = m(BF/CD) - c_{\text{вл}}\theta_1 + \Sigma q_{\text{пот.}} \quad (\text{III.83})$$

Выражение для $q_{\text{доб}}$ можно получить также из уравнения (III.58)

$$l(I_2 - I_1) = \Delta = q_{\text{доб}} + c_{\text{вл}}\theta_1 - \Sigma q_{\text{пот.}}$$

$$q_{\text{доб}} = l(I_2 - I_1) - c_{\text{вл}}\theta_1 + \Sigma q_{\text{пот.}} = m(BF/CD) - c_{\text{вл}}\theta_1 + \Sigma q_{\text{пот.}} \quad (\text{III.84})$$

Вариант с подогревом воздуха в сушильной камере позволяет осуществить процесс сушки при более низкой температуре по сравнению с температурой при обычном варианте; таким образом, при варианте с подогревом воздуха в сушильной камере воздуху можно передать требуемое количество теплоты при температуре его $t_{\text{макс}}$, не превышающей допускаемую для данного продукта. Иначе говоря, процесс сушки можно осуществить при неизменных параметрах

рах наружного и отработанного воздуха (точки A и C) и постоянных расходах теплоты и воздуха, но при разных значениях $q_{\text{кал}}$ и $q_{\text{доб}}$ и различной температуре воздуха в сушильной камере $t_{\text{макс}}$. На рис. III.7, б показано четыре таких процесса для теоретической сушилки, т. е. при

$$\Sigma q_{\text{пот}} - c_{\text{вл}} \theta_1 = 0.$$

Процесс первый изображается ломаной линией ABC ; точка B лежит на пересечении линии $d_0 = \text{const}$ и линии $I_2 = \text{const}$.

$$q = q_{\text{кал}} = m(AB/CD); \quad q_{\text{доб}} = 0; \quad t_{\text{макс}} = t_1. \quad (\text{III.85})$$

При этом процесс $t_1 > t_2$, т. е. он протекает при температуре воздуха, снижающейся в процессе сушки.

Процесс второй изображается ломаной линией $AB'C$:

$$q_{\text{кал}} = m(AB'/CD); \quad q_{\text{доб}} = m(BB'/CD); \quad (\text{III.86})$$

$$q = q_{\text{кал}} + q_{\text{доб}} = m(AB/CD).$$

$t_{\text{макс}} = t_1' (< t_1, \text{ но } > t_2)$ — вариант при более низкой начальной температуре воздуха, также снижающейся в процессе сушки.

Процесс третий изображен ломаной линией $AB''C$; точка B'' лежит на изотерме $t_{\text{макс}} = t_2 = \text{const}$, т. е. процесс протекает при постоянной температуре воздуха:

$$q_{\text{кал}} = m(AB''/CD); \quad q_{\text{доб}} = m(BB''/CD); \quad q = m(AB/CD). \quad (\text{III.87})$$

Процесс четвертый изображен линией AC . Вся теплота, необходимая для сушки, сообщается только в сушильной камере:

$$q_{\text{кал}} = 0; \quad q = q_{\text{доб}} = m(AB/CD). \quad (\text{III.88})$$

$t_{\text{макс}} = t_2 (> t_0)$ — вариант с повышающейся в процессе сушки температурой воздуха.

При вариантах с подогревом воздуха в сушильной камере и с промежуточным подогревом воздуха расход теплоты на сушку и производительность сушилки одинаковы.

Если в зонах сушильных камер промышленных сушильных установок требуется создать различные режимы, то часто применяют вариант с промежуточным подогревом воздуха в каждой зоне и с возвратом отработанного воздуха в каждую зону.

Термодинамический анализ сушильного процесса

Методика расчета конвективных сушильных установок, изложенная выше, нашла широкое применение в практике проектирования. Эта методика базируется на допущении, что состояние воздуха, поданного в сушильную камеру, изменяется изобарно. За последние годы с целью интенсификации процесса сушки стали применять сушильные агенты с высокой температурой. В связи с этим потребовалось уточнить методику расчета сушильных установок, так как при высокой температуре сушильного агента допу-

щение об изобарности процесса может привести к ошибкам. В самом деле, если в атмосферных сушилках считать $B = p_n + p_{с.в} = \text{const}$, то при увеличении p_n в процессе сушки $p_{с.в}$ должно уменьшиться, т. е. парциальное давление рабочего тела, поданного в сушильную камеру, должно уменьшиться.

Детальный термодинамический анализ сушильного процесса произведен Д. М. Левиным (см. список литературы); он обобщил результаты проведенного исследования и предложил уточненный метод расчета сушильного процесса.

Выше было сказано, что при составлении теплового баланса сушильной камеры было сделано допущение, что теплота, вносимая воздухом в сушильную камеру, выражается его энтальпией I . В действительности воздух вносит только свою внутреннюю энергию U , а работа расширения при нагревании воздуха от T_0 до T_1 , равная $\int_{V_0}^{V_1} p dV$, по существу, потеряна в калорифере. В сушильной

камере эта потеря только частично компенсируется работой атмосферного давления, которое сжимает воздух при снижении его температуры от T_1 до T_2 ; последующее сжатие воздуха, которое сопровождается снижением температуры от T_2 до T_0 , происходит в атмосфере, т. е. за пределами сушильной камеры.

Указанные изменения состояния воздуха можно наглядно показать в p — V -диаграмме (рис. III.8). Пусть точка 0 изображает начальное состояние наружного воздуха. Расширение воздуха при нагревании его в калорифере изобразится линией 0 — 1 , параллельной оси V , так как оно происходит при $p = \text{const}$.

В сушильной камере происходит охлаждение воздуха, сопровождающееся его сжатием, причем процесс протекает при уменьшении парциального давления этого воздуха — линия 1 — 2 . Изменение состояния воздуха в атмосфере изображается линией 2 — 0 которая характеризует сжатие воздуха, сопровождающееся его охлаждением и повышением давления до начального.

Известно, что площадь под линией, изображающей процесс изменения состояния газа в координатах p — V , эквивалентна совершаемой работе. Поэтому площадь 0 — 1 — $б$ — $а$ представляет собой работу расширения воздуха в калорифере; площадь 1 — 2 — $в$ — $б$ — работу сжатия воздуха в сушильной камере и, наконец, площадь 2 — 0 — $а$ — $в$ —работу сжатия в атмосфере. Тогда площадь 0 — 1 — 2 представляет собой работу сушильного цикла (понятие, впервые введенное Д. М. Левиным).

Нетрудно видеть, что работа, затраченная в калорифере на расширение воздуха и изображенная площадью 0 — 1 — $б$ — $а$, больше работы, которую вернуло атмосферное давление этому воздуху и которая изображена площадью 1 — 2 — 0 — $а$ — $б$, на величину работы цикла L . Эта работа составляет одну из термодинамических потерь, возникающих в процессе осуществления сушильного цикла.

Кроме этой потери имеется и другая термодинамическая потеря, обусловленная также тем, что процесс в сушильной камере не является изобарным. Эта вторая потеря наглядно представлена на $T-S$ -диаграмме (рис. III.9).

Пусть на $T-S$ -диаграмме точка O изображает начальное состояние воздуха перед поступлением его в калорифер. Эта точка лежит на изобаре $p_1 \approx B = \text{const}$.

Процесс нагревания воздуха в калорифере от T_0 до T_1 изобразится отрезком $O-1$ на изобаре $p_1 = \text{const}$. В сушильной камере

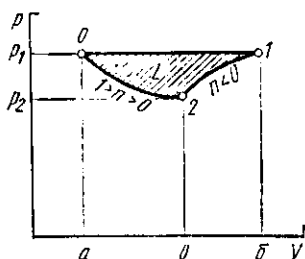


Рис. III.8. Изображение изменения состояния воздуха (сушильного агента) в процессе сушки в $p-V$ -диаграмме

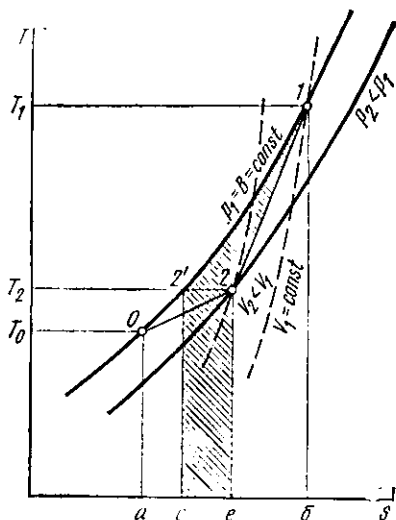


Рис. III.9. Изображение изменения состояния воздуха (сушильного агента) в процессе сушки в $T-S$ -диаграмме

давление сушильного агента снижается; поэтому точка 2, изображающая состояние воздуха при выходе его из сушильной камеры с температурой T_2 , будет лежать на изобаре $p_2 = \text{const}$, расположенной правее изобары $p_1 = \text{const}$.

Изменение состояния воздуха в сушильной камере изобразится линией $1-2$, лежащей между изобарой $p_1 = \text{const}$ и изохорой $V_1 = \text{const}$. Эта линия может рассматриваться как политропа, которая описывается уравнением $pV^n = \text{const}$.

Нетрудно показать, что для процесса изменения состояния газа в сушильной камере показатель политропы $n < 0$. Из уравнения политропы следует, что показатель политропы

$$n = \ln(p_1/p_2) / \ln(V_2/V_1).$$

Пользуясь уравнением состояния, можно заменить

$$V_2/V_1 = (p_1/p_2)(T_2/T_1).$$

Тогда

$$n = \ln p_1/p_2 / [\ln(p_1/p_2) + \ln(T_2/T_1)]. \quad (\text{III.89})$$

Так как для процесса в сушильной камере $p_2 < p_1$, то числитель выражения (III.89) будет положительным. Наряду с этим обычно в сушильной камере $T_2 < T_1$, причем изменение T более резкое, чем изменение p ; поэтому знаменатель выражения (III.89) оказывается отрицательным и показатель политропы $n < 0$.

Величину n можно выразить как отношение

$$n = (c - c_p) / (c - c_v),$$

где c — удельная теплоемкость, соответствующая процессу в сушильной камере; c_p и c_v — удельная теплоемкость при постоянном давлении и постоянном объеме.

Так как $n = [(c - c_p) / (c - c_v)] < 0$, то, следовательно, теплоемкость c , соответствующая данному процессу, больше c_v , но меньше c_p : $c_p > c > c_v$.

Изменение состояния газа в атмосфере при выходе его из камеры представлено политропой $2-0$, лежащей между изотермой $T_2 = \text{const}$ и изобарой $p_2 = \text{const}$. Следовательно, у этой политропы показатель n находится в пределах от 0 до 1 (см. рис. III.8).

Так как дифференциал теплоты $dQ = TdS$, то в T — S -диаграмме соответствующие площади представляют в масштабе теплоту, воспринятую или отданную воздухом: площадь $0-1-b-a$ эквивалентна теплоте, сообщенной воздуху в калорифере; площадь $1-2-e-b$ представляет в масштабе теплоту, выделенную воздухом в сушильной камере; площадь $2-0-a-e$ эквивалентна теплоте, потерянной с воздухом, уходящим из сушильной камеры; площадь $0-1-2$ представляет теплоту, эквивалентную работе цикла.

Если процесс считать изобарным, то теплота, выделенная в сушильной камере, была бы эквивалентна площади $1-2'-c-b$; эта же площадь больше площади $1-2-e-b$, эквивалентной действительно выделенной теплоте, на величину площади, заштрихованной на диаграмме. Следовательно, допущение об изобарности процесса, происходящего в сушильной камере, приводит к завышению количества выделенной теплоты по сравнению с количеством действительно выделяющейся теплоты. Так как фактически выделяется меньше теплоты, то испаряется соответственно меньше влаги и фактическая производительность сушилки меньше, чем полученная по расчету при допущении об изобарности процесса.

Таким образом, в соответствии с энтропийной диаграммой термодинамические потери $q_{\text{терм}}$, обусловленные политропичностью процесса, происходящего в сушильной камере, представлены заштрихованной площадью $1-2'-c-e-2$. Эта теплота израсходована на работу цикла и на увеличение потерь теплоты с уходящим газом в связи с политропичностью процесса.

Таким образом, в действительности вследствие снижения давления сушильного агента в камере работа, сообщаемая ему атмосферным давлением при сжатии, оказывается меньше, чем при изобарном сжатии; это значит, что при политропическом процессе в меньшей степени компенсируется работа расширения газа при

его нагревании в калорифере. Выделенная теплота при политропическом процессе будет меньше, чем при изобарном, хотя внутренняя энергия ΔU , определяемая только разностью температур, изменяется на одну и ту же величину для изобарного и политропического процессов.

Если в уравнение теплового баланса изобарной теоретической сушилки ввести термодинамические потери $q_{\text{терм}}$, то получим уравнение баланса с учетом политропичности процесса

$$q_{\text{кал}} = q_n + q_{\text{ух. в}} + q_{\text{терм}}. \quad (\text{III.90})$$

Аналогично для действительной сушилки будем иметь:

$$q_{\text{кал}} + q_{\text{доб}} = q_n + q_{\text{ух. в}} + \Sigma q_{\text{пот}}^{\text{общ}}, \quad (\text{III.91})$$

$$\text{где } \Sigma q_{\text{пот}}^{\text{общ}} = q_m + q_{\text{тр}} + q_{\text{о. с}} + q_{\text{терм}}. \quad (\text{III.92})$$

Д. М. Левин получил следующее выражение для расчета $q_{\text{терм}}$ (в кДж/кг с. в.):

$$q_{\text{терм}} = 0,0002299 (T_1 + T_2) (d_2 - d_1).$$

Если эту потерю, как и остальные потери теплоты в сушильной установке, отнести к 1 кг испаренной влаги, то получим простую формулу для определения термодинамических потерь (в кДж/кг вл.)

$$q_{\text{терм}} = 0,230 (T_1 + T_2). \quad (\text{III.93})$$

Тогда при расчете действительной сушилки должна быть введена общая поправка

$$\Delta_{\text{общ}} = q_{\text{доб}} + \theta_1 - \Sigma q_{\text{пот}}^{\text{общ}}. \quad (\text{III.94})$$

В остальном построение процесса в $I-d$ -диаграмме и весь расчет сушильной установки производят по описанному выше методу. Понятно, что в связи с увеличением $\Sigma q_{\text{пот}}^{\text{общ}}$ (за счет $q_{\text{терм}}$) увеличивается и $\Delta_{\text{общ}}$, поэтому длина отрезка $eE' = ef\Delta_{\text{общ}}/m$ будет больше длины отрезка $eE = ef\Delta/m$, и линия действительного процесса BC пройдет ниже линии изобарного процесса. При этом влажосодержание d_2 будет меньше, что вызовет увеличение расхода воздуха и соответствующее увеличение расхода теплоты (см. рис. III.4, в).

Если термодинамический анализ применить к рассмотрению вариантов сушильного процесса (с рециркуляцией, с добавочным подогревом воздуха в сушильной камере и пр.), то обнаруживается, что эти мероприятия дают не только технологический эффект в отношении регулирования режима процесса, но и повышают тепловую эффективность работы сушильной установки. Как показал Д. М. Левин, основной причиной этого является то, что вместо одного цикла без рециркуляции совершается $n + 1$ циклов с рециркуляцией, а потеря теплоты с уходящими газами (при той же температуре t_2) увеличивается незначительно.

УТОЧНЕННЫЙ СТАТИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ СУШИЛЬНОЙ УСТАНОВКИ

Как было сказано ранее, в диаграмме $I-d$ учитываются свойства объектов сушки и изменение скорости процесса. Поэтому важное значение имеют развитие самой $I-d$ -диаграммы и нанесение на нее линий, характеризующих гигроскопические свойства материалов. Такие работы проведены в СССР И. В. Кречетовым, Д. М. Левиным, В. И. Муштаевым и др., в ВНР — А. Эндрени, в ГДР — В. Хойслером, во Франции — А. Вильером, К. Гамареном; в Финляндии — Я. Салиным.

Для расчета процессов сушки дисперсных материалов большое значение имеет учет гидродинамической обстановки в сушильной камере, которая определяет интенсивность явлений тепло- и массообмена.

Значительные работы в этой области проведены П. Г. Романковым, Н. Б. Рашковской, А. Н. Плановским, В. И. Муштаевым, В. М. Ульяновым и др.

В монографии А. Н. Плановского, В. И. Муштаева, В. М. Ульянова (см. список литературы) анализ процессов в сушильных установках производится в двух направлениях:

а) рассмотрение процесса сушки на основе классических закономерностей теории тепло- и массообмена и тепло- и массопереноса;

б) анализ взаимодействия газа (сушильного агента) с дисперсным материалом на основе современных представлений о процессах, протекающих в аппаратах химических производств, характер которых в значительной мере определяется гидродинамической обстановкой в сушильной камере (аппараты идеального вытеснения, идеального перемешивания и промежуточного типа).

Указанную методику авторы применяют для определения времени пребывания в сушильной камере материала с малой влагонерционностью, т. е. с малым внутридиффузионным сопротивлением, или со сравнительно значительным коэффициентом a_m , в то время как для влагонерционных материалов продолжительность сушки определяется с учетом значения a_m по приведенным выше кинетическим уравнениям.

Мы считаем целесообразным уточнить разделение объектов сушки по указанному принципу на основе анализа значения критерия Лыкова $Lu = a_m/a$ (где a — коэффициент температуропроводности), который является характеристикой отношения интенсивностей внутреннего переноса влаги и теплоты в процессе сушки.

Если $Lu \ll 1$ (например, для зерна пшеницы $Lu \approx \approx 3 \cdot 10^{-7}/10^{-4} = 3 \cdot 10^{-3}$; для сливы $Lu \approx 0,5 \cdot 10^{-3}$), процесс сушки лимитируется внутренним массопереносом, если же $Lu \gtrsim 1$, процесс определяется внешним обменом, на который значительное влияние оказывает гидродинамика взаимодействия материала и сушильного агента.

Авторы раздельно рассматривают закономерности взаимодействия газа и материала в области влажного состояния (при влажно-

сти материала, большей максимальной гигроскопической $u_{г. макс}$ и гигроскопического состояния материала (в области влажности, меньшей $u_{г. макс}$).

При построении процесса в $I-x$ -диаграмме они применили так называемый полюсный метод, согласно которому на линии $\varphi = 1$ находится точка P (полюс), характеризующая предельное состояние адиабатного насыщения воздуха (рис. III.10). Процесс изобарно-адиабатической сушки развивается в пределах треугольника MNP , стороны которого характеризуют: MP — это линия постоянной температуры мокрого термометра ($t_m = \text{const}$) или линия адиабатного охлаждения воздуха, отдающего теплоту на

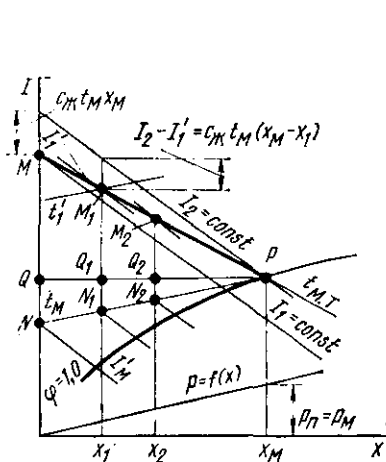


Рис. III.10. Полюсный метод изображения процесса сушки в $I-x$ -диаграмме при $t_m = t_{ж} > 0^\circ \text{C}$

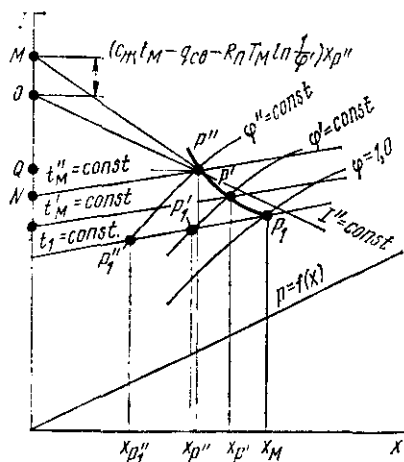


Рис. III.11. Изображение в $I-x$ -диаграмме процесса сушки в области гигроскопического состояния материала

испарение влаги со свободной поверхности; NP — это изотерма, характеризующая теплофизические параметры влажного воздуха на поверхности испарения (при $\varphi = 1$ $t_c = t_m = \text{const}$).

В области гигроскопического состояния материала ($u < u_{г. макс}$) для характеристики равновесного состояния влажного воздуха и материала авторы используют изотерму десорбции материала, которой соответствует изотерма $t_1 = \text{const}$ на диаграмме $I-x$ (рис. III.11).^{*} Точки пересечения этой изотермы с соответствующими кривыми $\varphi = \text{const}$ (от $\varphi = 0$ до $\varphi = 1$) характеризуют параметры равновесия между воздухом и поверхностью испарения материала. Так, точка (полюс) P_1 на линии $\varphi = 1$ характеризует равновесие системы воздух—материал при его влагосодержании

^{*} Построение ведется от нулевой точки начала координат.

$u_{г. макс.}$ точка P' — при влагосодержании u' , которое согласно изотерме десорбции соответствует относительной влажности воздуха ϕ' и т. д. Однако точки P_1, P'_1, P''_1 и другие, представляющие геометрическое место изотермы $t_1 = \text{const}$, не могут характеризовать процесс испарения влаги в период убывающей скорости сушки, когда, как было сказано выше, температура материала повышается. В действительности процессу сушки в этот период будут соответствовать полюсы P', P'' и другие, лежащие на пересечении изотерм $t'_m = \text{const}$ (t'_m и t''_m — это температуры материала θ в соответствующие моменты времени) и $t''_m = \text{const}$ с соответствующими линиями $\phi' = \text{const}$ и $\phi'' = \text{const}$.

При построении процесса учитывается дополнительный расход энергии на преодоление энергии связи влаги с сухим скелетом материала $q_{св}$ (или $r_{св}$), а также работа расширения образующегося пара $q_{п}$ при перемещении его с поверхности испарения материала в среду сушильной камеры (при соответствующем уменьшении его парциального давления от p_n до $p_{п} = B - p_{с. в}$):

$$q_{доп} = c_{ж}t_m - q_{св} - R_{п}T_m \ln(1/\phi'), \quad (\text{III.95})$$

где $c_{ж}t_m$ — энтальпия жидкости при температуре поверхности испарения t_m ; $q_{св} = -\Delta F$, (где ΔF — уменьшение свободной энергии, или работа отрыва 1 кг воды от сухого скелета); $q_{п} = R_{п}T_m \ln(1/\phi')$ (работа расширения 1 кг пара).

С учетом $q_{доп}$ уравнение баланса теплоты при взаимодействии воздуха с влажным материалом имеет вид

$$(I_2 - I_1)/(x_2 - x_1) = c_{ж}t_m - q_{св} - R_{п}T_m \ln(1/\phi'). \quad (\text{III.96})$$

Левая часть выражения характеризует угол наклона линии равновесных энтальпий в процесс десорбции

$$dI_p/dx = c_{ж}t_m - q_{св} - R_{п}T_m \ln(1/\phi'). \quad (\text{III.97})$$

Эта линия MP'' показана на рис. III.11, порядок ее построения следующий: а) полюс P'' лежит на пересечении линии $t'_m = \text{const}$ и $\phi'' = \text{const}$; б) через точку P'' проходит линия $I'' = \text{const}$, которая пересекает ось ординат в точке O ; в) от этой точки откладываем вверх отрезок $OM \cdot M_I = [c_{ж}t_m - q_{св} - R_{п}T_m \ln(1/\phi')] x_p$, где x_p — равновесное влагосодержание воздуха, соответствующее u материала; г) соединяя точки M и P'' , получаем искомую линию MP'' , характеризующую изменение состояния воздуха в процессе сушки.

Общий расход теплоты выразится, как обычно, отношением соответствующих отрезков

$$q_{общ} = (MN/P''Q)(M_I/M_x),$$

причем в общем виде

$$q_{общ} = r_t + q_{св} + R_{п}T_m \ln(1/\phi'), \quad (\text{III.98})$$

где r_t — удельная теплота испарения влаги из материала при температуре t .

Если учесть $q_{\text{доб}}$ и $\sum q$ потерь теплоты в действительной сушильной установке $\Delta' = q_{\text{доб}} - \sum q_{\text{пот}}$ (см. выше), то можно выразить соответствующее изменение энтальпии воздуха

$$dI = [c_{\text{ж}} t_{\text{м}} - q_{\text{св}} - R_{\text{п}} T_{\text{м}} \ln(1/\varphi')] dx - \Delta'/l. \quad (\text{III.99})$$

С учетом (III.97)

$$dI = dI_{\text{р}} - \Delta'/l. \quad (\text{III.100})$$

Таким образом, изменение состояния воздуха (при постоянной температуре материала $\theta = t_{\text{м}}$) изобразится прямой линией (рис. III.12) A_0A , которая проходит через полюс P , образованный пересечением изотермы $t_{\text{м}} = \text{const}$ и линии равновесных энтальпий M_0P , отклоняясь от нее на отрезок A_0M_0 .

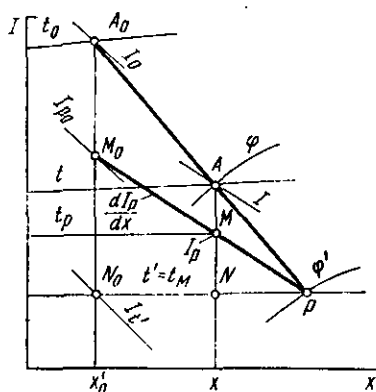


Рис. III.12. Изображение в I — x -диаграмме изменения параметров сушильного агента (газа) при его взаимодействии с влажным материалом (при $t_{\text{м}} = \text{const}$)

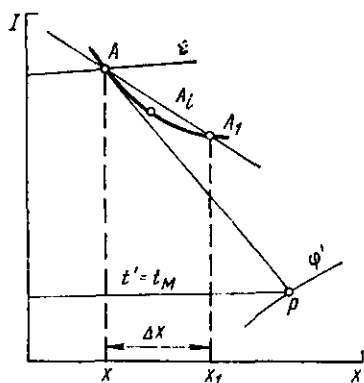


Рис. III.13. Изображение касательной к действительной кривой изменения состояния газа в I — x -диаграмме

Из уравнения (III.99) видно, что с учетом изменения температуры материала и указанных дополнительных расходов теплоты, на основе исследований В. И. Муштаева, К. Гоморена и др., изменение состояния воздуха в процессе сушки изобразится не прямой линией, а некоторой кривой AA_1 (рис. III.13). Когда точка A_1 будет стремиться к точке A , прямая AA_1 будет приближаться к касательной AP , угол наклона которой выражается уравнением (III.100) и которая характеризует взаимодействие влажного воздуха с материалом при $t' = t_{\text{м}} = \text{const}$.

Если весь процесс сушки разбить на ряд последовательных бесконечно малых (элементарных) актов взаимодействия воздуха и материала, считая температуру последнего в пределах акта постоянной, то можно в диаграмме I — x построить весь процесс сушки, за время которого влагосодержание материала изменится на тре-

буемое значение $\Delta u = \sum_{i=1}^{\tau} u_i$, а влагосодержание воздуха соответственно увеличится на $\Delta x = \sum_{i=0}^{\tau} x_i$ (рис. III.14). Эти изменения учитываются перемещением полюса P (кривая P_0-P_K), кривой A_0-A_K изменения состояния воздуха, находящегося в равновесии с поверхностью материала, и кривой N_0-N_K , отражающей изменение энтальпии воздуха при соответствующем изменении температуры поверхности материала.

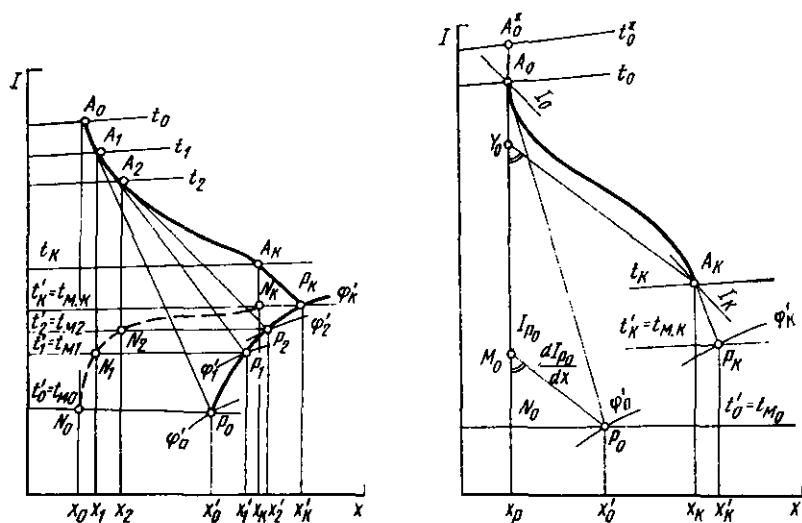


Рис. III.14. Построение в $I-x$ -диаграмме кривых изменения состояния газа при его взаимодействии с материалом в процессе сушки:

$A_0 A_1 A_2 \dots A_K$ — кривая изменения состояния сушильного агента; $P_0 P_1 P_2 \dots P_K$ — кривая изменения состояния газа, находящегося в равновесии с поверхностью материала; $N_0 N_1 N_2 \dots N_K$ — кривая изменения энтальпии сушильного агента в зависимости от температуры поверхности материала

Таким образом, описанный полюсный метод дает возможность увязать статическую диаграмму $I-x$ со статикой (учет изотермы адсорбции и формы связи влаги с материалом) и кинетикой (изменение Δu во времени) процесса сушки.

Дальнейшим шагом в развитии графоаналитического метода расчета процесса конвективной сушки явилось создание $I-u$ -диаграммы влажного материала и комбинированной $I-u-d$ -диаграммы материала и воздуха, а также номограмм, в которые включены указанные диаграммы, а также кривые кинетики сушки. Эти номограммы используются, например, в комбинированных методах расчета сушильных установок для зерна пшеницы. Такие работы

проведены В. Мальтри (ГДР), автором и его учениками — В. Д. Скверчаком, В. А. Цоем и А. С. Васильевой (для зерна и семян подсолнечника), Л. П. Бархатовой (для макарон), В. Ф. Каражией (для плодов) и др.

На рис. III.15 приведена I_m — u -диаграмма влажного материала, где I_m — удельная энтальпия влажного материала, отнесенная к 1 кг сухих веществ, u — влагосодержание материала.

$$I_m = I_{\text{сух. вещ.}} + I_{\text{вл.}} + r_{\text{св.}} \quad (\text{III.101})$$

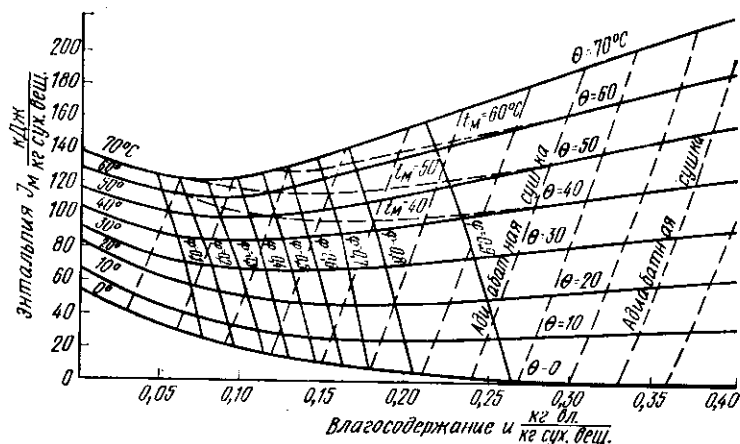


Рис. III.15. I_m — u -диаграмма для зерна пшеницы

Удельная энтальпия сухого вещества (кДж/кг сух. вещ.)

$$I_{\text{сух. вещ.}} = c_{\text{сух. вещ.}} \theta,$$

где $c_{\text{сух. вещ.}}$ — удельная теплоемкость сухого вещества; для пшеницы $c_{\text{сух. вещ.}} = 1,383$ кДж/(кг·К); θ — температура материала, °С.

Приведенная удельная энтальпия воды, отнесенная к 1 кг сух. вещ. (в кДж/кг сух. вещ.),

$$I_{\text{вл.}} = c_{\text{вл.}} u \theta,$$

где $c_{\text{вл.}}$ — удельная теплоемкость воды; $c_{\text{вл.}} \approx 4,19$ кДж/(кг·К); u — влагосодержание пшеницы, кг влаги/кг сух. вещ.

Приведенная энергия связи

$$r_{\text{св.}} = \int_0^u \Delta F du,$$

где $\Delta F = -RT \ln \phi$ — энергия связи; $\phi = p_u/p_n$ — относительная влажность воздуха над материалом, соответствующая его влагосодержанию.

Если влажность материала (зерна пшеницы) больше максимальной гигроскопической, то энергия связи $r_{\text{св.}}$ столь незначительна, что практически ею можно пренебречь.

На основании расчетов по приведенным формулам на поле I_m — u -диаграммы в прямоугольных координатах нанесены кривые постоянных температур (изотермы) для пшеницы.

Линии $\varphi = p_u/p_n = \text{const}$ характеризуют сорбционные свойства пшеницы, и наносят их на основании изотерм сорбции зерна при различных температурах.

Так как $p_u = f(u)$, то при $u = \text{const}$ $p_u = \text{const}$, а так как $p_n = f_1(\theta)$, то для каждого u существует однозначная зависимость $\varphi = f_2(\theta)_u$.

Зная относительную влажность воздуха, можно определить психрометрическую разность для любой температуры по соответствующим таблицам, т. е. можно определить значение t_m для соответствующей температуры. При влагосодержании, превышающем максимальное гигроскопическое (для пшеницы $u_r \approx 0,28$ кг/кг, сух. вещ.), кривые температуры мокрого термометра совпадают с кривыми постоянной температуры ($\theta = \text{const}$).

На I_m — u -диаграмме нанесено семейство кривых адиабатной сушки. Эти кривые наносятся в соответствии с уравнением

$$(\partial I/\partial u)_{ad} = r + c_p t = 2493 + 1,970t \text{ кДж/кг влаги} \quad (\text{III.102})$$

на основании того, что при адиабатной сушке влага испаряется за счет энергии самого материала, энтальпия которого соответственно уменьшается.

Обычно при экспериментальном исследовании процесса сушки какого-либо материала опыт ведется при определенном постоянном режиме сушки. Практически же параметры воздуха в сушильной камере изменяются, т. е. сушка протекает при переменном режиме. В расчетах кинетики сушки это учитывается разбивкой процесса на зоны и учетом изменения коэффициента сушки K^* , который в пределах зоны считается постоянным. Изменение параметров воздуха в процессе сушки наглядно представляется в I — d -диаграмме, изменение параметров материала зависит от режима процесса. Поэтому значение совмещения диаграмм влажного материала и воздуха заключается в том, что появляется возможность в зависимости от заданного изменения параметров воздуха определить промежуточные значения параметров материала и, наоборот, по последним можно определить соответствующее изменение параметров воздуха, поскольку в расчетах задаются только начальное и конечное состояния материала.

На рис. III.16 показана совмещенная (комбинированная) диаграмма влажного воздуха и влажного продукта (плоды сливы), составленная В. Ф. Каражией на основе указанной методики. Точки I и II комбинированной диаграммы соответствуют совмещенным точкам, характеризующим параметры воздуха в I — d -диаграмме и равновесные им параметры плодов в I_m — u -диаграмме.

* См. главу II.

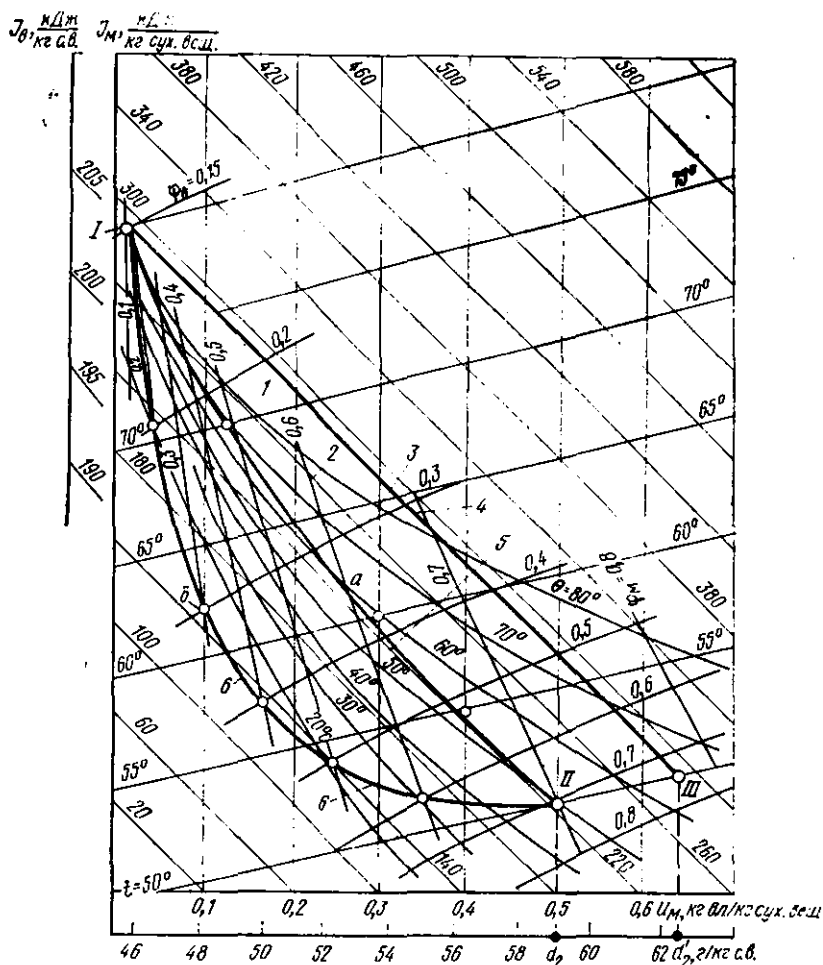


Рис. III.16. Комбинированная $I-d-u$ -диаграмма влажного воздуха и влажного материала (плоды сливы):

1 — изотермы материала ($\theta = \text{const}$); 2 — изобары десорбции ($\varphi_m = \text{const}$); 3 — линии постоянной относительной влажности воздуха ($\varphi = \text{const}$); 4 — линия теоретического процесса сушки; 5 — кривая изменения температур воздуха и материала; 6 — линия реального процесса сушки

Кривая $I-6-II$ отражает изменение влагосодержания материала и воздуха. Она строится по точкам пересечения линий относительной влажности воздуха $\varphi = \text{const}$ в $I-d$ -диаграмме с линиями соответствующих равновесных влагосодержаний (изобар десорбции $\varphi_m = \text{const}$) в I_m-u -диаграмме. Она же является действительной линией сушки в комбинированной I_m-d-u' диаграмме, которая (в отличие от обычной линии $I-III$ в $I-d$ -диаграмме)

построена с учетом гигроскопических свойств материала и энергии связи влаги.

Кривая $I-a-II$ характеризует изменение температуры воздуха и среднинеинтегральной температуры материала. Она строится по точкам пересечения соответствующих изотерм воздуха ($t = \text{const}$) и материала ($\theta = \text{const}$). Как видно, в действительности с учетом свойств материала конечное влагосодержание воздуха, соответствующее точке II , $d_2 \approx 59$ г/кг сух. вещ. — меньше, чем $d'_2 \approx 62,6$, соответствующее точке III , т. е. уходящий воздух уносит из сушильной камеры меньше влаги, чем он мог бы поглотить. Так как $I = 1000/(d_2 - d_1)$, то очевидно, что расчет в $I-d$ -диаграмме без учета свойств материала дает заниженные расходы воздуха.

КОМБИНИРОВАННЫЕ МЕТОДЫ РАСЧЕТА СУШИЛЬНОЙ УСТАНОВКИ

Увязка статики, кинетики и динамики процесса сушки дается в комбинированных методах расчета, которые применимы как для выбора рациональных режимов процесса сушки, так и для кинетического расчета сушильных установок.

Рассмотрим эти методы применительно к расчету процесса сушки зерна, как типичного дисперсного коллоидного капиллярно-пористого материала, выполненному автором совместно с В. Д. Скверчаком в указанной выше работе.

В наибольшей степени разработаны методы расчета процесса сушки зерна в плотном слое, так как этот метод сушки нашел широкое применение в практике зерносушения.

Одним из основных подходов, используемых при описании процесса сушки в плотном слое, является расчет процесса сушки в элементарном слое зерна с последующим объединением этих слоев в толстый слой.

Такой подход позволяет моделировать различные варианты сушки в плотном слое — такие, как сушка в прямотоке и противотоке, а также в перекрестном токе.

Полагают, что при прохождении сушильного агента через элементарный слой он поглощает влагу в адиабатных условиях ($I = \text{const}$), а скорость сушки за небольшой отрезок времени Δt постоянная. Естественно, что при прохождении через слой воздуха параметры сушильного агента изменяются непрерывно как во времени, так и по высоте слоя, т. е. так же, как изменяется и влажность зерна в каждом элементарном слое. Однако можно допустить, что в пределах элементарного слоя параметры воздуха остаются практически постоянными¹, а изменение их происходит скачкообразно (ступенчато) при выходе воздуха из данного слоя и входе в следующий элементарный слой, т. е. на границе соседних слоев.

¹ Так как количество воздуха значительно больше, чем количество испаряемой в элементарном слое влаги.

Полагают, что аналогично происходит изменение влажности каждого слоя за отрезки времени $\Delta\tau_1$, $\Delta\tau_2$, т. е. кривую сушки слоя можно представить в виде ступенчатой линии с горизонтальными участками в пределах $\Delta\tau_1$, $\Delta\tau_2$ и т. д. Скорость сушки в элементарном слое можно определить, используя одно из уравнений кинетики влагоотдачи, рассмотренных выше, или номограмму, составленную О. Н. Катковой (рис. III.17).

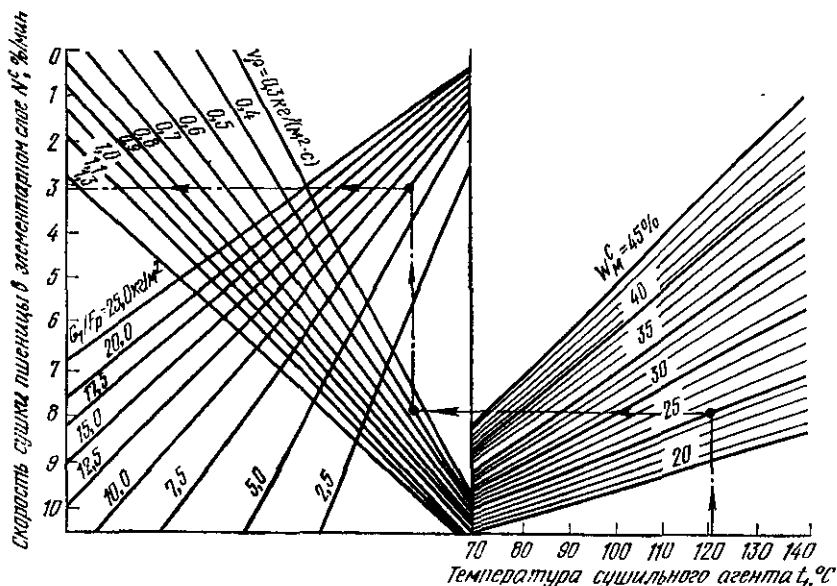


Рис. III.17. Номограмма для определения скорости сушки зерна пшеницы в элементарном слое

Тогда изменение влагосодержания воздуха, прошедшего через рассматриваемый слой, можно определить из уравнения баланса влаги

$$\Delta g_{\text{вл}}/\Delta\tau = G_c(dw^c/d\tau)(1/100) = (\Delta d/1000)L, \quad (\text{III.103})$$

где $\Delta g_{\text{вл}}$ — количество удаленной влаги, кг; G_c — масса сухого вещества, кг; Δd — прирост влагосодержания воздуха; L — расход сухого воздуха, кг/ч.

Таким образом, можно последовательно найти количество удаленной влаги $\Delta g_{\text{вл}}$ для каждого элементарного слоя и построить кривые сушки для отдельных элементарных слоев, а также за соответствующие отрезки времени $\Delta\tau$ рассчитать количество влаги, испаренное во всем толстом слое, и построить для него кривую сушки.

По существу, в описанном методе делается попытка увязать статический расчет изменения параметров воздуха в $I-d$ -диаграмме с кинетикой процесса сушки материала, определяемой уравнением

кривой сушки и равновесной влажностью, соответствующими реальным условиям в сушильной камере.

Для практических расчетов Г. С. Окунем составлена номограмма¹. По этой номограмме (рис. III.18) вначале для первого элементарного слоя берут значения коэффициента сушки K_1 и равновесной влажности W_{p1} , соответствующие температуре t_1 и влагосодержанию d_1 сушильного агента; затем, рассчитав разность влагосодержания воздуха на входе и выходе из первого элементарного слоя Δd_1 , соответствующую $\Delta g_{ал}$, определяют снижение температуры воздуха Δt_1 , т. е. определяют значение t_2 , по которому находят K_2 и W_{p2} и соответственно рассчитывают разность влагосодержания воздуха на входе и выходе из второго элементарного слоя Δd_2 и т. д.

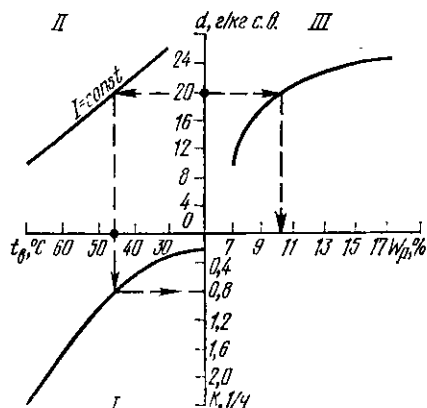


Рис. III.18. Номограмма для проведения ступенчатого расчета процесса сушки зерна в слое

увеличении его влагосодержания на $\Delta d = 1$ г/кг с. в. составляет $\sim 2,6^\circ\text{C}$.

Другой метод расчета процесса сушки в толстом слое на основе балансовых уравнений для элементарного слоя предложен в работе Т. Томпсона и др. Согласно этому методу процесс сушки делят на отдельные подпроцессы, такие, как установление равновесия между температурой воздуха, входящего в слой, и температурой зерна; удаление влаги; охлаждение воздуха и зерна при испарении.

Представляет интерес получение общего аналитического выражения для скорости сушки плотного слоя зернистого материала любой толщины.

Такое аналитическое исследование выполнено Г. Д. Рабиновичем, который показал, что кинетика нагрева влажного дисперсного материала в неподвижном слое описывается теми же закономерностями, что и теплообмен в модифицированных рекуперативных теплообменниках. При этом затрата теплоты на испарение влаги учитывается внутренним источником теплоты, принимаемым как

¹ При составлении номограммы использовано уравнение скорости сушки А. В. Лыкова (II.14).

функция температуры, т. е., как было указано ранее, тем самым задача сопряженного теплооблагоденоса сводится к решению задачи чистого теплообмена.

Например, при расчете процесса охлаждения зерна в шахтных охладителях принималась линейная зависимость между переменным источником теплоты q и температурой зерна θ_3 :

$$q = q_0 (\theta_3 - t_{0м}),$$

где $t_{0м}$ — начальная температура воздуха по мокрому термометру, °C.

Коэффициент теплообмена между зерном пшеницы и воздухом рассчитан по критериальному уравнению

$$Nu = 0,083 Re.$$

Для расчета процесса сушки гранулированных материалов (комбикорма, дрожжи и т. п.) принята следующая более общая зависимость: $q = f(\theta)$, которая характерна для материалов со значением критерия Коссовича $Ko \gg 1$,

$$q = q_0 (t - a\theta),$$

где t — температура сушильного агента; a — коэффициент пропорциональности.

В результате аналитического решения предложенных уравнений процесса сушки зерна в плотном слое как для прямого, так и перекрестного тока Г. Д. Рабинович получил зависимость, устанавливающую взаимосвязь между среднеобъемным влагосодержанием и температурой,

$$\bar{u}_n - \bar{u} = [(c_2/c_{ж}) + \bar{u}_n] [1 - \exp(-\kappa \theta_3)], \quad (III.104)$$

где c_2 — удельная теплоемкость сухого зерна; $c_{ж}$ — удельная теплоемкость влаги.

Коэффициент κ вычисляется по формуле

$$\kappa = c_{ж} \varepsilon (t'_n - \theta'_n) / [r(1 + \varepsilon)],$$

где t'_n и θ'_n — начальные значения температуры сушильного агента и зерна на входе в рассматриваемый слой; ε — коэффициент эффективности внешнего массообмена, выражающий ту долю всей подведенной к материалу теплоты, которая израсходована на испарение влаги.

По мнению Г. Д. Рабиновича, зависимость вида (III.104) следует рассматривать как общую закономерность процесса конвективной сушки тонких материалов.

Основываясь на этой зависимости, он предложил алгоритм зонального расчета процесса сушки.

Необходимо отметить, что этот метод расчета применим в том случае, когда коэффициент эффективности внешнего массообмена не зависит заметным образом от режимных факторов, т. е. критерий Ребиндера Rb , связанный с ε простым соотношением

$$Rb = 1/(1 + \varepsilon),$$

является только функцией влагосодержания материала. Это позволяет ограничиться постановкой только одного опыта для нахождения искомой величины ϵ .

Однако в ряде работ показано, что в большинстве случаев критерий R_b существенно зависит от режима сушки. Это обстоятельство ограничивает область применения данного метода.

Рассмотренный выше метод расчета процесса сушки зерна по своей сущности также является комбинированным, так как в нем ставится задача увязки динамического метода расчета, базирующегося на исходной системе дифференциальных уравнений теплообмена в плотном слое, со статическим методом расчета по $I-d$ -диаграмме.

Другой комбинированный метод, но уже кинетико-статического расчета процесса сушки зерна, предложен автором, В. Д. Скверчаком и В. А. Цоем.

Если принять, что вся теплота, вносимая сушильным агентом в сушильную камеру, расходуется только на нагрев сухого скелета материала и на испарение находящейся в нем влаги, а скорость сушки пропорциональна текущей влажности материала, то уравнение тепло- и массообмена применительно к сушке зерна в плотном слое для осредненных по координате температуры и влажности материала и температуры сушильного агента можно записать в виде:

$$c_{\text{пр}} \rho_{\text{сл}} R_z (d\theta/d\tau) + r R_z \rho_{\text{сл}} (dW^c/d\tau) (1/100) = \alpha (\bar{t} - \theta); \quad (\text{III.105})$$

$$\alpha F_{\Sigma} (\bar{t} - \bar{\theta}) = L' c_r (t_{\text{вх}} - t_{\text{вых}}), \quad (\text{III.106})$$

где $c_{\text{пр}}$ — приведенная удельная теплоемкость материала, кДж/кг·сух. вещ.; K ; $\rho_{\text{сл}}$ — плотность сухого вещества, кг сух. вещ./м³; R_z — эквивалентный радиус зерна, м; $W^c/100$ — влагосодержание, кг вл./кг сух. вещ.; F_{Σ} — суммарная площадь поверхности теплообмена, м²; L' — расход воздуха, кг/с; остальные обозначения известны.

Для однозначного определения искомых функциональных зависимостей $\theta = f(\tau)$ и $t = f(\tau)$ данная система уравнений должна быть дополнена уравнением массообмена, которое можно задать в известном виде

$$dW^c/d\tau = K (W^c - W_p^c),$$

где коэффициент сушки K определяется по формуле

$$K = (\alpha_m/R_z^2) [1/(1/\pi^2 + a_m/\alpha_m R_z^2)]. \quad (\text{III.107})$$

Как было указано ранее, для ряда материалов, в том числе и для зерна, критерий Лыкова $Lu \approx (a_m/a) \ll 1$, и массообмен лимитируется внутренней диффузией влаги. Поэтому можно принять, что критерий Био $Bi_m \rightarrow \infty$. Тогда

$$K \approx (\pi^2/R_z^2) a_m. \quad (\text{III.108})$$

Коэффициент диффузии влаги a_m зерна здесь определяется по формуле, полученной путем обработки экспериментальных данных

по кинетике сушки зерна:

$$a_m = A \exp(m\theta), \quad (\text{III.109})$$

$$\text{где } A = \{4,96 \operatorname{erf}[0,31(W^c - 19)] + 4,80\} 10^{-3}; \quad (\text{III.110})$$

для зерна $m = 1,34$.

В системе уравнений (III.105—III.106) в случае применения высокотемпературного сушильного агента можно пренебречь влиянием увлажнения сушильного агента на кинетику процесса сушки при прохождении его через слой, поскольку в этом случае можно положить, что $W_p^c \approx 0$.

Для реализации данной системы уравнений необходимо также знать среднюю температуру сушильного агента в слое зерна. Принимаем

$$\bar{t} = \psi(t_{\text{вх}} + t_{\text{вых}}), \quad (\text{III.111})$$

где ψ — коэффициент, который определяется экспериментально и учитывает характер распределения температуры сушильного агента по высоте продуваемого слоя.

Из второго уравнения системы определяем

$$t_{\text{вых}} = [t_{\text{вх}}(L_{\text{г}} - \psi\alpha F_{\Sigma}) + \psi\alpha F_{\Sigma}] / (\psi\alpha F_{\Sigma} + L_{\text{г}}), \quad (\text{III.112})$$

где $c_{\text{г}}$ — удельная теплоемкость газа (сушильного агента), кДж/(кг·К).

Подставляем это выражение в первое уравнение системы. После преобразования получаем

$$\begin{aligned} dI_m/d\tau = \{[\alpha(t_{\text{вх}} - \theta)]/[R_3\rho_0(1 - \varepsilon)(1 + \psi\alpha F_{\Sigma}/L'c_{\text{г}})] - \\ - r(dW^c/d\tau)(1/100), \end{aligned} \quad (\text{III.113})$$

где ε — порозность слоя.

Как показывают предварительные расчеты,

$$\psi\alpha F_{\Sigma}/L'c_{\text{г}} \gg 1. \quad (\text{III.114})$$

тогда

$$dI_m/d\tau = [c_{\text{г}}\rho_{\text{г}}F_{\text{к}}V_{\text{г}}(t_{\text{вх}} - \theta)]/[\psi R_3\rho_0 F_{\Sigma}(1 - \varepsilon)] - r(dW^c/d\tau)(1/100). \quad (\text{III.115})$$

Суммарная площадь поверхности теплообмена может быть определена по формуле

$$F_{\Sigma} = 4\pi R_3^2 n, \quad (\text{III.116})$$

$$\text{где } n = 3\rho_{\text{сл}}hF_{\text{к}}/(4\rho_0\pi R_3^3) = 3hF_{\text{к}}(1 - \varepsilon)/(4\pi R_3^3);$$

тогда

$$F_{\Sigma} = 3hF_{\text{к}}(1 - \varepsilon)/R_3, \quad (\text{III.117})$$

где h — высота слоя; $F_{\text{к}}$ — площадь сечения сушильной камеры, м².

Учитывая, что в плотном слое не вся поверхность зерна участвует в тепло- и влагообмене, вводим поправочный коэффициент η , учи-

тывающий это обстоятельство. Как показывают предварительные расчеты, произведение $\psi\eta \approx 0,6$.

$$\left. \begin{aligned} dI_m/d\tau &= \{[c_p \rho_r V_r (t_{вх} - \theta)]/[3\psi\eta \rho_0 h (1 - \varepsilon)^2]\} - \\ &- r (dW^c/d\tau) (1/100); \\ W^c &= (R_s^2/a_m \pi^2) (dW^c/d\tau). \end{aligned} \right\} \quad (\text{III.118})$$

Так как коэффициент диффузии влаги $a_m = f(W; \theta)$, то данная система уравнений является нелинейной и для ее решения необходимо воспользоваться аналитическими или графоаналитическими методами анализа.

Для упрощения расчетов полученная система уравнений обработана в виде номограммы (рис. III.19).

В основу построения номограммы положены функциональные соотношения, определяемые указанными выше зависимостями (III.118), I — u -диаграмма состояния влажного материала (в нашем случае зерна пшеницы), а также нанесены дополнительные кривые $a_m = f(W^c; \theta)$ и $K = f(W^c; \theta)$.

Поясним ход расчета с помощью предлагаемой номограммы.

Например, по исходному состоянию материала, характеризующемуся его температурой и влажностью, определяем положение начальной точки a на I — u -диаграмме в 1-м квадранте. Для нее определяем значение коэффициента сушки K на левой вертикальной шкале этого квадранта. Затем проводим вертикальную линию из точки a до пересечения с кривой, имеющей отметку полученного значения K во 2-м квадранте. На правой вертикальной шкале 2-го квадранта определяем значение скорости сушки, соответствующее указанному состоянию материала.

Задаваясь шагом расчета по влажности материала ΔW^c , в 3-м квадранте определяем время, соответствующее этому изменению влажности.

Затем по значению температуры материала в точке a , заданным значениям режимных параметров сушильного агента $t_{вх}$, V_r и высоте продуваемого слоя h определяем изменение энтальпии материала за этот промежуток времени. Указанные построения осуществляются в 4, 5, 6, 7 и 8-м квадрантах (схема построения показана на номограмме).

Откладывая полученное изменение энтальпии ΔI на I — u -диаграмме и зная соответствующее изменение влажности материала, находим новое положение точки a на диаграмме, характеризующее следующее состояние материала. Дальнейшее построение аналогично.

Результаты расчетов, выполненных с помощью предложенной номограммы при следующих исходных данных: $\theta = 50^\circ\text{C}$; $W_1^c = 30\%$; $t_{вх} = 100, 120, 160^\circ\text{C}$; $v_r = 0,4$ м/с; $R = 0,2$ м, приведены в табл. III.5 и хорошо коррелируют с экспериментальными данными.

The graph in Figure 1 is a complex plot used for determining optimal control. It features several sets of curves and lines. On the left side, there are curves labeled with values like 10, 20, 30, 40, 50, 60, 70, 80, 90, 100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 170, 180, 190, 200. These curves are labeled with 'AM=500' and 'ΔZ=10'. On the right side, there are curves labeled with values like 0.1, 0.2, 0.3, 0.4, 0.5, 0.6, 0.7, 0.8, 0.9, 1.0, 1.1, 1.2, 1.3, 1.4, 1.5, 1.6, 1.7, 1.8, 1.9, 2.0. These curves are labeled with 'ΔZ=10'. The top of the graph has a horizontal axis with values from 0 to 100. The bottom of the graph has a horizontal axis with values from 0 to 100. The left vertical axis has values from 0 to 100. The right vertical axis has values from 0 to 100. The graph is divided into several regions by these curves and lines. A central region is labeled 'AM=500' and 'ΔZ=10'. Other regions are labeled with values like 10, 20, 30, 40, 50, 60, 70, 80, 90, 100, 110, 120, 130, 140, 150, 160, 170, 180, 190, 200. The graph is used to determine the optimal control of the motion of a ship.

Результаты расчета продолжительности сушки по номограмме

$w^c, \%$	$\theta, ^\circ\text{C}$	$K, \text{ л.с.}$	$\frac{(dw^c/d\tau)(1/100)}{\text{кг вл.}/(\text{кг с.в.с})}$	$\Delta\tau, \text{ с.}$	$\tau, \text{ с.}$	$t_{\text{вх}}, ^\circ\text{C}$	$\Delta I, \text{ кДж/кг}$
30	50	$2 \cdot 10^{-3}$	$6,0 \cdot 10^{-4}$	—	0	100	—8
28	43	10^{-3}	$2,8 \cdot 10^{-4}$	30	30		—5
26	37	$6 \cdot 10^{-4}$	$1,6 \cdot 10^{-4}$	120	150		—3,5
24	32	$4 \cdot 10^{-4}$	$9,6 \cdot 10^{-5}$	150	300		—2
22	28	$3 \cdot 10^{-4}$	$6,6 \cdot 10^{-5}$	275	575		0,5
20	31	$3 \cdot 10^{-4}$	$6,0 \cdot 10^{-5}$	425	1000		5
18	42	$3 \cdot 10^{-4}$	$5,4 \cdot 10^{-5}$	600	1600		2,5
16	50	$2 \cdot 10^{-4}$	$3,2 \cdot 10^{-5}$	550	2150		2
14	57	—	—	900	3050		—
30	50	$2 \cdot 10^{-3}$	$6,0 \cdot 10^{-4}$	—	0	120	—4
28	46	$1,5 \cdot 10^{-3}$	$4,2 \cdot 10^{-4}$	30	30		—3
26	43	10^{-3}	$2,6 \cdot 10^{-4}$	100	130		—3
24	35	$5 \cdot 10^{-4}$	$1,2 \cdot 10^{-4}$	150	280		—2
22	33	$4 \cdot 10^{-4}$	$8,8 \cdot 10^{-5}$	170	450		—0,5
20	32	$3 \cdot 10^{-4}$	$6,0 \cdot 10^{-5}$	200	650		1,5
18	37	$9 \cdot 10^{-4}$	$5,1 \cdot 10^{-5}$	200	850		2
16	46	$2 \cdot 10^{-4}$	$3,2 \cdot 10^{-5}$	400	1250		3
14	56	$8 \cdot 10^{-5}$	$1,1 \cdot 10^{-5}$	500	1800		4
30	50	$2 \cdot 10^{-3}$	$6,0 \cdot 10^{-4}$	—	0	160	—2,5
28	48	$2 \cdot 10^{-3}$	$5,6 \cdot 10^{-4}$	30	30		—2,5
26	46	$1,5 \cdot 10^{-3}$	$3,9 \cdot 10^{-4}$	60	90		—2
24	43	10^{-3}	$2,4 \cdot 10^{-4}$	100	190		—1,5
22	40	$8 \cdot 10^{-4}$	$1,1 \cdot 10^{-4}$	110	300		0,5
20	41	$6 \cdot 10^{-4}$	$1,2 \cdot 10^{-4}$	200	500		0,5
18	43	$6 \cdot 10^{-4}$	$1,1 \cdot 10^{-4}$	200	700		0,5
16	48	$2 \cdot 10^{-4}$	$3,2 \cdot 10^{-5}$	250	950		2
14	55	$9 \cdot 10^{-5}$	$1,3 \cdot 10^{-5}$	350	1300		5

Хорошая сходимость расчетных и экспериментальных данных свидетельствует о достоверности предложенной методики расчета кинетики процесса сушки и дает возможность использовать ее на стадии проектирования зерносушильного оборудования. Некоторые расхождения в значениях температуры материала ($\theta_{\text{расч}} < \theta_{\text{эксп}}$) обусловлены тем, что в экспериментальных исследованиях определяется не истинное значение температуры материала, а некоторая средневзвешенная величина между температурой материала и температурой сушильного агента.

Необходимо также отметить, что величина отклонения расчетного значения температуры материала от экспериментального уменьшается с увеличением температуры сушильного агента на входе. Это связано с тем, что при более высокой температуре вследствие интенсивного испарения влаги из материала температура сушильного агента на выходе из слоя будет меньше отличаться от температуры зерна, следовательно, разность между экспериментальной и расчетной температурой слоя будет уменьшаться.

Номограмма позволяет решить и обратную задачу, т. е. по заданной кривой сушки, построенной в I — u -диаграмме, определить

соответствующие режимные параметры процесса, обеспечивающие данную кинетику его протекания. Так как в этом случае можно варьировать температуру и скорость сушильного агента, то решение обратной задачи неоднозначно. Целесообразность того или иного режима должна быть обоснована с помощью дополнительных экономических расчетов, а также возможности реализации их на данной конкретной установке.

Поскольку теплоемкость сухого вещества большинства пищевых продуктов и энергия связи влаги с материалом приблизительно одинаковы, то предложенная номограмма может быть использована для расчета кинетики процесса сушки и других материалов как в плотном, так и в кипящем слое. Для этого необходимо на $I-u$ -диаграмму нанести кривые $a_m = f(W; \theta)$, соответствующие данному материалу, и соответствующим образом изменить угол наклона направляющей прямой в 6-м квадранте, учитывающий влияние плотности материала и порозности слоя на кинетику сушки дисперсного материала.

РАСЧЕТЫ ПОКАЗАТЕЛЕЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

Эффективность сушильных установок может характеризоваться различными показателями. К ним относятся указанные во введении удельные технико-экономические показатели, а также соответствующие КПД.

В качестве показателей эффективности рассмотрим энергетический и эксергетический КПД сушильной установки, а также некоторые методы расчета параметров оптимальных режимов и показателей (критериев) оптимизации.

Определение энергетического коэффициента полезного действия сушильной установки

Степень совершенства всякой тепловой установки, в частности и сушильной, оценивается ее энергетическим КПД, который представляет собой отношение полезно использованной энергии (теплоты) ко всей затраченной.

$$\eta_{\text{эн}} = q_{\text{пол}} / q_{\text{затр}} \quad (\text{III.119})$$

Для любой сушильной установки полезно использованной теплотой нужно считать только ту теплоту, которая затрачена на испарение влаги из материала¹. Эта теплота (кДж/кг с. г.), отнесенная к 1 кг сухого газа (воздуха), записывается в виде

$$q_{\text{пол}} = r(d_2 - d_1) / 1000,$$

¹ Естественно, что значение КПД увязывается с конкретной конструкцией сушилки при сушке определенного материала.

где r — удельная теплота парообразования; она принимается по средней температуре материала

$$\theta = (\theta_1 + \theta_2)/2.$$

Если материал высушивается до малой влажности, учитывается также величина $\Delta r = r_{\text{св}}$ — расход энергии на преодоление связи влаги с материалом (см. главу I).

Что касается затраченной теплоты, то для конвективных сушилок она представляет собой теплоту, воспринимаемую 1 кг газа в калорифере

$$q_{\text{затр}} = c_p (t_1 - t_0).$$

Если вести расчет на 1 кг испаренной влаги, то можно считать

$$\eta_{\text{эн}} = r/q_{\text{кал}}, \text{ или } \eta_{\text{эн}} \approx (r + \Delta r)/q_{\text{кал}}. \quad (\text{III.120})$$

где $q_{\text{кал}}$ — расход теплоты в калорифере, отнесенный к 1 кг испаренной влаги.

В настоящее время в СССР широко используются вторичные энергоресурсы. Для сушильных установок это можно легко осуществить, если в качестве сушильного агента применять отходящие газы каких-либо тепловых агрегатов. При этом затраченной теплотой нужно считать также $c_p (t_1 - t_0)$, где t_1 — температура газа, поступающего в сушильную камеру; t_0 — температура окружающей среды.

Тогда при всех условиях КПД собственно конвективной сушилки (сушильной камеры) представляется в виде

$$\eta_{\text{эн}} = r (d_2 - d_1) / [c_p (t_1 - t_0) 1000]. \quad (\text{III.121})$$

Если же газовая сушильная установка имеет топку и требуется учесть потери в ней, то следует учесть КПД топки

$$\eta_{\text{т}} = [c_p (t_1 - t_0)] / (B_{\text{уд}} Q_{\text{н}}^{\text{p}}), \quad (\text{III.121}')$$

где $B_{\text{уд}}$ — удельный расход топлива на 1 кг сухого газа; $B_{\text{уд}} = B/L$, где B и L — часовой расход топлива и сухого сушильного агента.

Если значение произведения $c_p (t_1 - t_0)$ из (III.121') подставить в (III.121), то получим

$$\eta_{\text{эн}} = r (d_2 - d_1) / (\eta_{\text{т}} B_{\text{уд}} Q_{\text{н}}^{\text{p}} \cdot 1000).$$

Тогда КПД всей установки

$$\eta_{\text{эн. у}} = \eta_{\text{эн}} \eta_{\text{т}} = r (d_2 - d_1) / (B_{\text{уд}} Q_{\text{н}}^{\text{p}} \cdot 1000,$$

или

$$\eta_{\text{эн. у}} = r (d_2 - d_1) L / (B Q_{\text{н}}^{\text{p}} \cdot 1000). \quad (\text{III.122})$$

Если подставить

$$L = U \cdot 1000 / (d_2 - d_1),$$

то получим

$$\eta_{\text{эн. у}} = r U / (B Q_{\text{н}}^{\text{p}}). \quad (\text{III.123})$$

Эксергетический анализ сушильной установки

Оценка тепловой эффективности сушильных установок по энергетическому КПД ($\eta_{\text{эл}}$) не может считаться достаточно полной и универсальной. Определение $\eta_{\text{эл}}$ базируется на первом законе термодинамики, на основании которого записывается уравнение теплового баланса

$$Q_{\text{вх}} = Q_{\text{ух}} = Q_{\text{пол}} + Q_{\text{пот}}, \quad (\text{III.124})$$

где $Q_{\text{вх}}$ и $Q_{\text{ух}}$ — количество теплоты, входящей в сушильную камеру (установку) и уходящей из нее; $Q_{\text{пол}}$ и $Q_{\text{пот}}$ — полезно использованная теплота и потери теплоты.

Для обратимых процессов (циклов) такая характеристика является достаточной; однако, как было указано в главе I, процесс сушки — это типичный необратимый процесс, так же как и процессы подготовки сушильного агента, т. е. сушильный цикл состоит из ряда необратимых процессов, в итоге которых энтропия системы увеличивается ($\Delta S > 0$).

Известно, что цикл конвективной сушильной установки состоит из трех основных процессов: а) повышение внутренней энергии сушильного агента за счет передачи ему теплоты от теплоисточника (сжигаемое топливо) или теплопередатчика (например, пар в калорифере); б) процесс сушки, при котором влага, испаряющаяся из материала, поглощается отдающим теплоту сушильным агентом; в) смешение уходящего из рабочей камеры сушильного агента с окружающей средой.

При каждом из этих процессов изменяется не только количество передаваемой или воспринимаемой энергии, но и ее качество, так как известно, что увеличение энтропии системы приводит к обесцениванию энергии и снижению ее работоспособности (т. е. к снижению возможности перехода в другие виды энергии). Поэтому важное значение приобретает оценка эффективности тепло- и массообменных процессов и установок на основе второго закона термодинамики; такая оценка заключается в учете необратимости этих процессов и в сравнении их с идеальным процессом (эксергетический метод).

Развитие этого метода, основы которого были заложены еще в трудах Карно, Клаузиуса, Гюн, Стодола, Планка и Гиббса, относится к последнему времени и дано в работах Бошняковича, Шаргута, Петелы, Ранга, А. И. Андрущенко, Д. П. Гохштейна, Г. И. Костенко, Д. Д. Калофати, В. С. Мартыновского, В. М. Бродянского и др. Применительно к процессам сушки эксергетический анализ применен в работах И. И. Борде, Д. М. Левина и др. Эксергия излучения изучена в работах Ю. М. Плаксина, В. И. Сыроедова и автора, которыми получены обобщенные формулы для расчета эксергии, учитывающие реальные условия лучистого теплообмена в терморрадиационных установках.

Нам уже известно, что под эксергией E (в кДж/кг) понимается максимальное количество работы, получаемое от системы при об-

ратимом переходе из исходного состояния в состояние равновесия с окружающей средой. Эксергия является наиболее ценной частью энергии, причем в необратимых процессах количество эксергии уменьшается, т. е.

$$E_{вх} > E_{ух}, \text{ или } E_{вх} = E_{ух} + T_0 \Delta S, \quad (\text{III.125})$$

где по закону Гюи — Стодола $T_0 \Delta S$ — это потери эксергии на необратимость процесса.

$$T_0 \Delta S = \Delta E (> 0). \quad (\text{III.126})$$

Иначе можно записать, что затраченная эксергия

$$E_{затр} = E_{пол} + E_{пот}, \quad (\text{III.127})$$

где $E_{пол}$ и $E_{пот}$ — полезно используемая эксергия и потери эксергии.

Отношение полезно использованной эксергии к затраченной называется коэффициентом термодинамического совершенства или эксергетическим КПД:

$$\eta_{экс} = E_{пол}/E_{затр} = 1 - E_{пот}/E_{затр}, \quad (\text{III.128})$$

где $E_{пот}/E_{затр}$ — коэффициент потерь $\Phi_{экс}$;

$$\Phi_{экс} = E_{пот}/E_{затр}. \quad (\text{III.129})$$

Следовательно, эксергетический КПД

$$\eta_{экс} = 1 - \Phi_{экс}. \quad (\text{III.130})$$

Эксергия потока (например, сушильного агента в рабочей камере) определяется по выражению (в кДж/кг)

$$E = I_1 - I_0 - T_0 (S_1 - S_0), \quad (\text{III.131})$$

где I_1 и I_0 — энтальпия потока и окружающей среды (или потока в состоянии равновесия с окружающей средой).

Наиболее полная оценка термодинамической эффективности сушильной установки может быть дана при составлении ее эксергетического баланса и совместном анализе энергетических и эксергетических показателей. Такое исследование проведено И. И. Борде применительно к распылительной сушильной установке при использовании в качестве сушильного агента смеси топочных газов с воздухом (рис. III.20).

Эксергетический баланс рассчитывается по уравнению

$$E_{затр} = E_{пол} + E_{пот 1} + E_{пот 2} + E_{ух, г}, \quad (\text{III.132})$$

где $E_{затр}$ — приход эксергии (эксергия топлива); $E_{пол}$ — полезный расход эксергии; $E_{пот 1}$ — потери эксергии за счет необратимости процессов горения E_r и смешения топочных газов с воздухом окружающей среды $E_{см}$, а также в окружающую среду через ограждения топки, камеры смешения и газозаходов $E_{о.с}$; $E_{пот 2}$ — потери эксергии в процессе сушки; $E_{ух, г}$ — эксергия уходящих газов.

Внутренняя энергия сушильного агента увеличивается за счет сжигания, например, жидкого топлива. Удельная эксергия жид-

кого топлива (в кДж/кг топлива) по методике Ранта рассчитывается по выражению

$$e_r = 0,975 Q_v^p, \quad (\text{III.133})$$

где Q_v^p — рабочая высшая теплота сгорания топлива.

Эксергия топлива может быть определена также по методу, предложенному Я. Шаргутом.

Полный приход эксергии топлива (в кДж/ч)

$$E_r = B e_r. \quad (\text{III.134})$$

В расчете на 1 кг испаренной влаги общая затрата эксергии (в кДж/кг влаги)

$$E_{\text{затр}} = E_r / U.$$

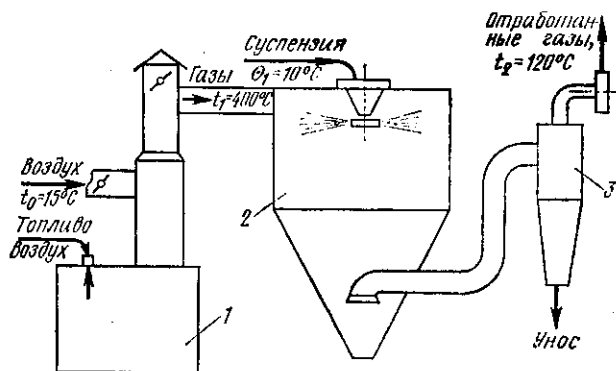


Рис. III.20. Схема распылительной сушильной установки (к эксергетическому анализу):

1 — топка; 2 — сушильная камера; 3 — циклон

При определении полезного расхода эксергии $E_{\text{пол}}$ считаем (так же как и при определении полезного расхода теплоты на сушку), что полезной затратой эксергии является затрата непосредственно на испарение влаги из материала при соответствующей температуре испарения (для распылительной сушки температура испарения равна примерно t_m); эксергию топлива, израсходованную на нагрев влаги до температуры испарения и на перегрев образующегося пара, относим к потерям; таким образом, для процесса сушки полезной считаем только эксергию насыщенного пара, характеризующую непосредственно процесс испарения влаги (как r при расчете $\eta_{\text{эн}}$), т. е.

$$E_{\text{пол}} = I_p - I_0 - T_0 (S_p - S_0). \quad (\text{III.135})$$

Потери эксергии на нагрев влаги до температуры испарения t_m и на перегрев пара рассчитываются далее.

Потери эксергии при горении топлива

$$E_{\Gamma} = E_{\text{затр}} - E_{\text{п.с.}} \quad (\text{III.136})$$

Эксергия продуктов сгорания при теоретической температуре горения топлива

$$E_{\text{п.с.}} = I_{\text{п.с.}} - I_0 - T_0 (S_{\text{п.с.}} - S_0). \quad (\text{III.137})$$

Энтальпия $I_{\text{п.с.}}$ и I_0 определяется по I - d -диаграмме или по известным формулам.

Соответствующая разность энтропий рассчитывается по формуле

$$S_{\text{п.с.}} - S_0 = c_{pm} \ln (T_{\text{п.с.}}/T_0).$$

Средняя теплоемкость продуктов сгорания при постоянном давлении в данном интервале температур

$$c_{pm} = \sum_{i=1}^{i=n} g_0 \cdot c_i,$$

где g_0 и c_i — массовые доли и теплоемкости отдельных компонентов продуктов сгорания.

В расчете на 1 кг испаряющейся влаги (в кДж/кг вл.)

$$E_{\text{п.с.}x} = E_{\text{п.с.}}'(x_2 - x_1),$$

где x — влагосодержание, кг вл./кг с. г.

Потери эксергии при смешении топочных газов с воздухом окружающей среды

$$E_{\text{см}} = E_{\text{п.с.}} - E_{\text{с.а.}} \quad (\text{III.138})$$

Эксергия сушильного агента при входе в рабочую камеру (в кДж/кг вл.)

$$E_{(\text{с.а.})x} = [I_1 - I_0 - T_0 (S_1 - S_0)] / (x_2 - x_1). \quad (\text{III.139})$$

Энтальпия I и энтропия S определяются с учетом влажности топочных газов и воздуха окружающей среды.

Потери в окружающую среду

$$E_{\text{о.с.}} = \sum q_{\text{о.с.}} (T_{\text{ср}} - T_0) / T_{\text{ср}}, \quad (\text{III.140})$$

где $q_{\text{о.с.}}$ — потери теплоты через ограждения, кДж/кг вл.; $T_{\text{ср}}$ — средняя температура сушильного агента на соответствующем участке установки.

Потери эксергии в процессе сушки $E_{\text{пот.2}} = T_0 \Delta S_{\text{с.}}$

В процессе сушки участвуют сушильный агент, материал и испаряющаяся из материала влага. Следовательно, по правилу аддитивности общее увеличение энтропии системы

$$\Delta S_{\text{с.}} = \Delta S_{\text{с.а.}} + \Delta S_{\text{м.}} + \Delta S_{\text{вл.}}, \quad (\text{III.141})$$

где $\Delta S_{\text{с.а.}}$ и $\Delta S_{\text{м.}}$ — изменение энтропии сушильного агента и материала; $\Delta S_{\text{вл.}}$ — изменение энтропии влаги.

Изменение энтропии сушильного агента обусловлено протеканием процессов тепломассообмена. В процессе теплообмена работоспособность сушильного агента расходуется на испарение из ма-

териала влаги и на компенсацию тепловых потерь сушильной камеры. В процессе массообмена пар, образующийся из влаги материала, диффундирует в окружающий газ, отчего парциальное давление пара в сушильном агенте увеличивается. Это, как известно, вызывает снижение парциального давления сухого газа и обуславливает таким образом политропическое изменение состояния сушильного агента в рабочей камере.

Изменение энтропии сушильного агента определяется из выражения закона сохранения и превращения энергии

$$dQ = dI - Vdp.$$

Если в него подставить значение $dQ = TdS$ и значение дифференциала энтальпии $dI = c_p dT$, то

$$TdS = c_p dT - Vdp;$$

отсюда

$$dS = c_p (dT/T) - (Vdp/T).$$

Из уравнения состояния $pV = RT$ находим $V/T = R/p$.

Подставляя это выражение в уравнение для dS , получим формулу для определения изменения энтропии сушильного агента

$$dS = c_p (dT/T) - R (dp/p),$$

или в расчете на 1 кг испаренной влаги

$$\Delta S_{(c.a.)x} = [c_{pm} \ln (T_2/T_1) - R \ln (p_2/p_1)] / (x_2 - x_1). \quad (\text{III.142})$$

Первое слагаемое числителя учитывает уменьшение энтропии сушильного агента за счет отдачи теплоты; второе слагаемое учитывает увеличение энтропии, обусловленное массообменом, приводящим к политропности изменения состояния сушильного агента.

Изменение энтропии 1 кг материала, загружаемого в камеру и выгружаемого из нее, определяется как разность соответствующих энтропий

$$S_{m2} - S_{m1} = c_m \ln (\theta_2/\theta_1). \quad (\text{III.143})$$

Увеличение энтропии всего высушиваемого материала в расчете на 1 кг испаренной влаги (в кДж/кг влаги)

$$\Delta S_{mx} = g_m (S_{m2} - S_{m1}) / [g_{c.a.} (x_2 - x_1)], \quad (\text{III.144})$$

где g_m — масса материала, выгружаемого из камеры в течение часа, кг/ч; $g_{c.a.}$ — масса сушильного агента, подаваемого за это время в камеру, кг/ч.

При определении изменения энтропии влаги, испаряющейся из материала, $\Delta S_{вл}$ следует учесть, что пар этой влаги перегревается в сушильной камере и поэтому $\Delta S_{вл}$ определяется как разность энтропии перегретого пара $S_{п.п}$ (при t_2 и $p_{п2}$) и энтропии жидкости $S_{вл}$ при температуре загружаемого материала (θ_1), т. е. $\Delta S_{вл} = S_{п.п} - S_{вл}$.

Значения энтропии пара и воды могут быть найдены по таблицам водяных паров. Если в процессе сушки удаляется адсорбционно связанная влага, то при расчете по известным термодинамическим формулам к теплоте фазового превращения следует прибавить теплоту дегидратации.

Эксергия уходящих газов (в кДж/кг вл.)

$$E_{(y.x.g)} = I_2 - I_0 - T_0(S_2 - S_0)/(x_2 - x_1). \quad (\text{III.145})$$

Результаты расчетов отдельных членов энергетического и эксергетического балансов, произведенных И. И. Борде по приведенным формулам, даны в табл. III.6 и III.7.

Т а б л и ц а III.6

Тепловой (энергетический) баланс сушильной установки

Приход	кДж/кг влаги	%	Расход	кДж/кг влаги	%
Теплота сгорания	4920	100	1. Теплота, затраченная на испарение влаги	2460	50
			2. Потери от химического недожога	73,9	1,5
			3. Потери теплоты в окружающую среду через ограждения	216,4	4,4
			4. Потери теплоты в процессе сушки		
			на нагревание влаги	108,3	2,2
			на перегрев пара	147,8	3,0
			на нагрев материала	285,6	5,8
			5. Потери теплоты с уходящими газами	1628	33,1

Т а б л и ц а III.7

Эксергетический баланс сушильной установки¹

Приход	кДж/кг влаги	%	Расход	кДж/кг влаги	%
Эксергия топлива	5230	100	1. Полезный расход эксергии (эксергия насыщенного пара)	400,0	7,7
			2. Потери на необратимость горения	1100	21,0
			3. Потери на необратимость смешения топочных газов с воздухом окружающей среды	2400	45,9
			4. Потери в окружающую среду через ограждения установки	73,2	1,4
			5. Потери в процессе сушки	796	15,2
			6. Эксергия уходящих газов	460,8	8,8

¹ Здесь не учитывается потеря энергии на необратимость внутренних процессов тепло- и массопереноса, протекающих внутри высушиваемого материала. Для конвективной сушки эти потери составляют незначительную величину (от 0,5 до 1 % от затраченной энергии). Однако при других методах энергоподвода, например при коротковолновом инфракрасном излучении, роль внутренних процессов в эксергетическом балансе может быть существенной.

При расчетах были заданы следующие показатели: производительность установки $U = 1000$ кг вл./ч; количество подаваемой суспензии $g_1 = 1118$ кг/ч; расход газов $g_r = 118$ кг/ч; температура

сушильного агента при входе в сушильную камеру $t_1 = 400^\circ\text{C}$; температура сушильного агента при выходе из камеры $t_2 = 120^\circ\text{C}$; температура окружающей среды $t_0 = 15^\circ\text{C}$; температура подаваемой суспензии $\theta_1 = 10^\circ\text{C}$; влагосодержание газов, подаваемых в камеру, $x_1 = 0,02$ кг/кг; влагосодержание окружающей среды $x_0 = 0,008$ кг/кг; начальная влажность суспензии $W_1 = 90\%$; конечная влажность материала $W_2 = 5\%$; удельная теплоемкость высушиваемого материала $c = 1,8$ кДж/(кг·К); расход жидкого топлива $B = 116$ кг/ч.

Анализ приведенных данных показывает, что наибольшие потери эксергии происходят в процессе подготовки сушильного агента: 21 % работоспособности энергии теряется в процессе горения, 45,9 % — при смешении топочных газов с воздухом окружающей среды, эксергетическая ценность которой равна нулю. В калориферных сушильных установках наибольшие эксергетические потери наблюдаются в калорифере. Эти потери не учитываются в тепловом балансе.

Непосредственно в процессе сушки по тепловому балансу теряется 11 % энергии, а потеря эксергии составляет 15,2 %, причем величина эксергетических потерь определяется режимом сушки. Наибольшая потеря приходится на нагрев влаги материала до температуры испарения; следовательно, предварительный нагрев материала не только интенсифицирует внутренний перенос влаги (см. главу I), но и способствует снижению эксергетических потерь. Потери эксергии с уходящими газами составляют только 8,8 %, в то время как по тепловому балансу — 33,1 %, что обусловлено низким тепловым потенциалом уходящих газов.

Все указанное выше приводит к тому, что энергетический КПД $\eta_{\text{эн}}$, определенный на основании теплового баланса, составляет 50 %, а коэффициент термодинамического совершенства $\eta_{\text{экс}}$, определенный по эксергетическому балансу, равен только 7,7 %. Как видно, $\eta_{\text{эн}}$ не учитывает потери на необратимость процессов тепло- и массообмена. Для уменьшения эксергетических потерь следует осуществлять процесс горения с подогревом воздуха и по возможности повышать температуру сушильного агента при входе в сушильную камеру. Это, кстати, находит отражение в эффективности применения высокотемпературной сушки.

Одним из методов повышения термодинамической эффективности сушильных установок является применение таких сушильных агентов, как, например, перегретый водяной пар. При этом снижаются потери на необратимость массообмена при сушке, который происходит между одинаковыми по природе газами (пар, образующийся из влаги материала, и сушильный агент — перегретый пар).

Исследование эксергии влажного воздуха проведено в последнее время В. И. Прохоровым и С. М. Шилклопером¹. Авторы обосно-

¹ Прохоров В. И., Шилклопер С. М. Принципы определения эксергии влажного воздуха. — ИФЖ, Минск, 1981, депон. в ВИНТИ, № 2937—81, 23 с.

ванно отмечают, что для уточнения расчета эксергии влажного воздуха при отсчете ее значения от состояния окружающей среды (наружный атмосферный воздух) следует учитывать изменение параметров этой среды во времени. Это особенно существенно для устройств со сравнительно невысоким температурным потенциалом, к которым может быть отнесено большинство конвективных сушильных установок пищевой промышленности.

В соответствии с классификацией В. М. Бродянского эксергия потока влажного воздуха состоит из двух составляющих: 1) «термомеханическая», или «физическая», эксергия обусловлена различием термических (ΔT) и механических (Δp) параметров потока и окружающего воздуха; 2) «нулевая», или «химическая», эксергия, связанная с различием химических потенциалов ($\Delta \mu$) или, в частности при отсутствии химических реакций (хотя в процессе массообмена происходит изменение химического потенциала среды), с разностью влагосодержаний (Δx) сушильного агента и окружающего воздуха.

Авторы обращают внимание на то, что в необратимых процессах энтропия смешения определяется только составом газовой смеси, т. е. ее влагосодержанием, и не зависит от полного давления смеси.

Интерес представляет расчет эксергии газового потока при наличии в нем влаги не только в парообразном состоянии, но и в жидкой и кристаллической фазах. Это может представить практический интерес, например, при расчете процессов охлаждения воздуха и сублимации.

Следует иметь в виду, что, как было указано выше, окончательное решение о путях повышения эффективности сушильных установок следует принимать на основе совместного энергетического и эксергетического анализа, в результате которого будут получены данные о наиболее низкой стоимости оборудования установки и организации процесса сушки (например, в виде данных о себестоимости испарения 1 кг влаги).

Очевидно, полная оценка технико-экономической эффективности сушильных установок должна быть дана на основе комплексных технико-экономических характеристик, т. е. на основе учета как отдельных затрат, так и стоимости процесса сушки в целом.

При оценке экономической эффективности вновь создаваемых установок следует учитывать приведенные затраты на сушку, в которые наряду с себестоимостью проведения процесса сушки входит определенная доля капитальных затрат.

Интересная работа по технико-экономической оценке конвективных сушильных установок на основе анализа отдельных затрат проведена К.-Э. Милитцером в Дрезденском техническом университете (ГДР)¹.

¹ Militzer K.-E., *Thermoökonomische Modellierung und Optimierung von Konvektionstrocknern*. — Chem. Techn., 1981, № 10, S. 506—507; 1982, № 1, S. 7—8; 1982, № 3, S. 127—129; 1982, № 6, S. 305—308; 1983, № 1, S. 14—16; 1983, № 4, S. 186—188.

При этом была рассмотрена так называемая «стоимостная модель», которая представлена в безразмерной форме, применительно к установкам различных типов (с кипящим слоем, ленточная, туннельная, многозонная с продуванием слоя и с рекуператором для использования теплоты уходящего воздуха).

РАСЧЕТ ПАРАМЕТРОВ ОПТИМАЛЬНОГО РЕЖИМА И ОПРЕДЕЛЕНИЕ КРИТЕРИЕВ ОПТИМИЗАЦИИ ПРИ ПРОЕКТИРОВАНИИ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

Как было сказано выше, простейшими показателями эффективности сушильных установок являются удельные влагосъемы A_F [в кг вл./($\text{м}^2 \cdot \text{ч}$)] и A_V — [в кг вл./($\text{м}^3 \cdot \text{ч}$)]. Эти показатели широко используются рядом авторов в качестве критериев оптимизации, по которым производится выбор и количественная оценка параметров оптимального режима. При этом применяются современные методы планирования многофакторных экспериментов, которые дают возможность на основе выбранного критерия оптимизации и варьируемых факторов определить минимально необходимое количество опытов, обосновать параметры режима процесса и получить соответствующие математические зависимости.

Такие работы проведены, например, М. А. Бейлиным при сушке яичного белка на инертных телах, В. Я. Якимовичем при сушке риса, И. А. Гинзбург при сублимационной сушке экстракта чая и др.

В работе Г. Р. Цыдендоржиевой в качестве критерия оптимизации взята доля удельной себестоимости сушки продукта (казеина), характеризующая отношение стоимости энергозатрат в процессе сушки к удельному влагосъему с единицы площади газораспределительной решетки [$A_F = U/E$, в кг/($\text{м}^2 \cdot \text{ч}$)] в аэровибросушильной установке:

$$K_9 = [L_{\text{сек}}(I_1 - I_0)K'_c + V_{\text{сек}}(\Delta p/\eta_b\eta_{\text{пр}} \cdot 1000)K'_c]/A_F.$$

Первое слагаемое числителя выражает затраты энергии на процесс сушки; второе слагаемое числителя — затраты на ожигание продукта.

Здесь $L_{\text{сек}}$, $V_{\text{сек}}$ — массовый и объемный расход сушильного агента, кг/с; $\text{м}^3/\text{с}$; Δp — сопротивление слоя продукта и решетки, Па; η_b и $\eta_{\text{пр}}$ — КПД соответственно вентилятора и привода; K'_c , K''_c — стоимостные коэффициенты затрат энергии.

В результате обработки экспериментальных данных получены уравнения регрессии, отражающие зависимость критерия K_9 от ряда параметров (температура воздуха t_1 в первом и втором периодах, соответственно скорость воздуха v , величина A_F и амплитуда колебаний решетки), и выбраны оптимальные значения этих параметров.

В ряде работ параметры оптимального режима выбираются по специальным номограммам, в которые входят известные нам диа-

граммы влажного воздуха и материала, а также графики, отражающие кинетику процесса (работы В. А. Цоя, В. Д. Скверчака и автора при сушке зерна, Л. П. Бархатовой и автора при сушке макарон и др.).

Для термолабильных и влагоинерционных материалов при выборе параметров режима в качестве ограничения учитывают ряд технологических факторов. Так, для материалов, склонных к короблению и растрескиванию в процессе сушки, таким фактором является максимально допустимый градиент влажности

$$-(\nabla u)_{\text{пов}} = q_m / (a_m \rho_0). \quad (\text{III.146})$$

Температура воздуха t_c оказывает значительное влияние на коэффициент диффузии влаги в материале a_m , который зависит от температуры материала: при повышении t_c коэффициент a_m вначале увеличивается медленно (пока материал не прогреется), а затем весьма интенсивно. Поэтому при высокой температуре воздуха, хотя q_m тоже увеличивается, отношение $q_m / (a_m \rho_0)$ будет уменьшаться в результате более резкого увеличения a_m , т. е. интенсивность сушки может увеличиваться без опасности появления трещин.

Целесообразно реализовать резкую зависимость a_m от температуры материала θ путем предварительного прогрева его перед сушкой. Для материалов, склонных к растрескиванию, прогрев следует производить в условиях высокого насыщения воздуха.

При параболическом распределении влажности в образце максимально допустимый градиент влагосодержания может быть рассчитан по формуле

$$(\nabla u)_{\text{макс}} \approx (2/R) (u_{\text{ц}} - u_{\text{пов}}), \quad (\text{III.147})$$

где R — определяющий геометрический размер образца; $u_{\text{ц}}$ — влагосодержание в центре образца; $u_{\text{пов}}$ — влагосодержание на поверхности образца.

Для каждого продукта опытным путем устанавливается область допустимых градиентов, т. е. область таких режимных параметров, при которых гарантируется сушка изделий с градиентами влажности не выше допустимых.

Как известно, трещинообразование характеризуется массообменным критерием Кирпичева Ki_m ; для первого периода сушки (см. главу II)

$$Ki_m = q_m R / (a_m \rho_0 u_1) = R [(\nabla u)_{\text{пов}} / u_1] = 2 [(u_{\text{ц}} - u_{\text{пов}}) / u_1], \quad (\text{III.148})$$

где u_1 — начальное влагосодержание образца.

На рис. III.21 показана примерная диаграмма, построенная И. С. Мельниковой для выбора режима сушки макаронных изделий. Область допустимых градиентов лежит ниже пунктирной линии. Диаграмма построена для скорости воздуха в живом сечении макаронной трубки $v = 4$ м/с. Если надо узнать интенсивность сушки при другой скорости воздуха, то пользуются поправкой ξ , которую можно определить по вспомогательному графику a , при-

веденному на диаграмме (при $v = 4$ м/с; $\xi = 1$). По этим данным на рис. III.22 построена зависимость соответствующего критерия Ki_m от температуры и влажности воздуха.

Наиболее безопасными в отношении образования трещин являются прерывистые режимы, когда сушка чередуется с отволаживанием изделий. При отволаживании в изделиях происходит перераспределение влажности и уменьшается градиент влажности. Поэтому для сушки термолабильных пищевых продуктов применяют комбинированные циклы нагрева и охлаждения при осциллирующем режиме сушки.

Характерно, что при этом используется явление термолабильности, причем влага переносит растворенные в ней вещества к поверхности материала. Как было описано выше, такое явление, например, происходит при охлаждении нагретого зерна, когда влага переносит питательные минеральные вещества к зародышу, расположенному у поверхности зерна.

По данным М. Белопольского, проводившего детальное исследование трещинообразования в процессе сушки, важно учесть объемный эффект изменения влагосодержания образца, т. е. разность $u - u_n$ (где u и u_n — среднее влагосодержание и влагосодержание поверхности), причем на образование трещин в основном влияют Ван-дер-Ваальсовы молекулярные силы и в меньшей мере — силы, обусловленные капиллярным давлением; в первом периоде сушки трещины образуются на поверхности образца (и в этом случае целесообразно использование Ki_m), а во втором периоде происходит образование внутренних трещин, и в этих процессах играют роль не только касательные, но и нормальные напряжения. Мы полагаем, что обобщенным показателем может служить отношение градиентов влагосодержания в центре (∇u_c) и на поверхности образца (∇u_n), т. е. $\nabla u_c / \nabla u_n$.

Иногда в качестве технологического фактора, ограничивающего интенсивность теплоподвода в процессе сушки, применяют значение известных критериев Коссовича и Ребиндера:

критерий $Ko = r\Delta\bar{u} / (c\Delta\bar{\theta}) = q_{нагр} / q_{исп}$ характеризует соотношение между теплотой, затраченной на нагревание материала, и теплотой, затраченной на испарение влаги, за весь процесс сушки;

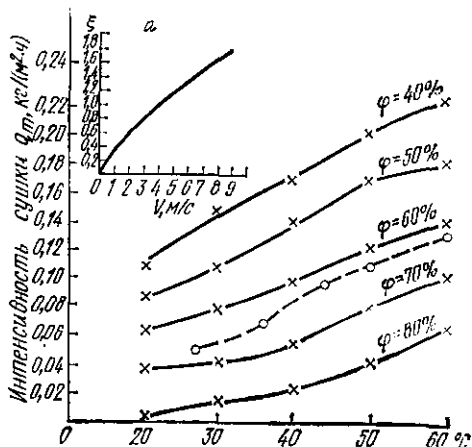


Рис. III.21. Диаграмма для выбора режима сушки макаронных изделий

критерий $Rb = (c/r) (d\theta/du) = dq_{нагр}/dq_{исп}$ характеризует тоже отношение за бесконечно малый промежуток времени, т. е.

$$Rb \equiv (Ko)_{\Delta\tau \rightarrow 0}$$

Здесь уместно привести замечание А. А. Гухмана, что по физическому смыслу Ko и Rb являются именно критериями оптимизации, а не критериями подобия, и использование соответствующих значений этих критериев для конкретных материалов дает возможность детально поставить задачу оптимизации.

Мы считаем целесообразным подчеркнуть, что, по существу, нагревание материала в процессе сушки является потерей теплоты,

поэтому желательно, чтобы значения указанных критериев стремились к минимуму.

Значительная работа по обобщению данных в области оптимизации и математического моделирования технологических процессов пищевых производств и, в частности, процессов сушки проведена Н. В. Остапчуком. Проведенный им анализ показал, что наибольшую сложность представляют вопросы оптимизации сушильных установок непрерывного действия, которые отличаются сложной структурой и соответствующими связями между основными

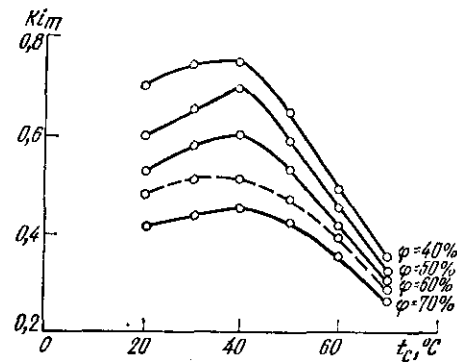


Рис. III.22. Зависимость критерия трещинообразования K_{tm} в макаронных изделиях от температуры воздуха при его различной относительной влажности

и вспомогательными устройствами. Поэтому при обосновании параметров оптимального режима важно учесть чувствительность и устойчивость сушильного процесса в условиях возможного на практике изменения возмущающих воздействий на работу установки.

Автор на примере оптимизации зерносушильной установки в качестве управляемого выходного параметра рассматривает конечное влагосодержание продукта; граничным условием, обеспечивающим качество высушенного продукта, в частности сохранение его белково-углеводного комплекса, является ограничение на конечную температуру и расход продукта; управляющими факторами будут расход сушильного агента и его температура при входе в сушильную камеру, а независимыми переменными — начальные температура и влагосодержание продукта, а также конечные температура и влагосодержание сушильного агента.

В результате анализа указанных факторов Н. В. Остапчук приходит к выводу, что наиболее предпочтительным является управление процессом сушки в рассматриваемой установке путем изменения температуры поступающего сушильного агента, так как на-

ряду с высокой чувствительностью процесса к этому фактору он несущественно изменяет степень влияния случайных возмущений на процесс, в то время как изменение расхода сушильного агента обуславливает большее влияние возмущающих факторов.

В качестве примера проведения систематической процедуры оптимизации при проектировании сушильной установки рассмотрим оптимизацию виброустановки для сушки желатина, выполненную В. И. Никулиным в его диссертационной работе под руководством автора, В. А. Тищука и А. П. Рысина.

При оптимизации сложных многофакторных технологических процессов, к которым относится сушка коллоидного капиллярно-пористого тела, когда неизвестна аналитическая связь между принятым критерием оптимизации и независимыми технологическими параметрами, наиболее эффективным является метод математического (экстремального) планирования эксперимента. Применительно к сушке гранулированного продукта в виброкипящем слое этот метод был использован в работе Г. Р. Цыдендоржиевой. При двухстадийном процессе сушки желатина, когда основная масса влаги удаляется в виброкипящем слое, а «подсушка» в плотном слое используется в качестве метода предварительной подготовки продукта для дальнейшего псевдоожижения, оптимизация процесса реализуется применительно к сушке продукта в виброкипящем слое.

Принимая во внимание высокую стоимость продукта, а также отсутствие высокопроизводительных отечественных сушилок, представилось целесообразным в качестве параметра оптимизации выбрать удельный влагосъем, т. е. максимальную удельную производительность по сухому продукту с единицы площади газораспределительной решетки.

Для процесса сушки желатина в виброкипящем слое зависимость между выбранной целевой функцией и независимыми технологическими параметрами может быть получена аналитически и в этом случае отсутствует необходимость в применении метода экстремального планирования эксперимента. Задача оптимизации сушки сводится к определению значений режимных параметров, при которых реализуется экстремум выбранной нелинейной целевой функции, при этом на управляемые переменные наложены ограничения, обусловленные областью их возможных значений.

Задачи такого типа, т. е. с нелинейными соотношениями, определяющими критерий оптимальности и ограничения, являются предметом нелинейного программирования.

Схема оптимизации и вид целевой функции

Так как результаты исследования сушки желатина предполагалось использовать для выдачи рекомендаций по модернизации промышленной сушильной установки А1-ОГК, в задачу оптимального проектирования не входил выбор числа зон аппарата. Установка А1-ОГК разработана ВНИЭКИ-продмашем для сушки казенна.

Аппаратурное оформление процесса включает четыре ступени, через которые последовательно проходит обрабатываемый продукт (рис. III.23). Степень обработки (высушивания) в каждой зоне определяется группой управляющих воздействий. На основании проведенных экспериментов по изучению кинетики сушки желатина в виброкипящем слое в качестве управляемых факторов из числа основных, влияющих на процесс сушки, были приняты: температура входящего воздуха $t_{вх}$ (в °C); скорость сушильного агента v (в м/с); удельная нагрузка продукта на газораспределительную решетку M_c/F_p (в кг/м²); удельная производительность по сухому продукту G_c/F_p [в кг/(м²·ч)].

Математическое описание процесса сушки i -й зоны в данном случае определяется соотношением

$$u_i = u_{i-1} \exp \left[-6,855 \cdot 10^{-5} (t_i + 13,79) (M_c/F_p)_i^{-0,559} (v_i + 108,1) \tau_i \right].$$

Удельную производительность по сухому продукту через удельную нагрузку продукта на газораспределительную решетку и продолжительность сушки, выраженную через коэффициент сушки K_i , можно представить так (см. главу II):

$$(G_c/F_p)_i = (M_c/F_p)_i K_i \{ \ln (u_{i-1}/u_i) \}. \quad (\text{III.149})$$

С учетом сказанного выше целевая функция рассматриваемого многостадийного процесса может быть представлена в виде

$$\Phi = \Phi(u) = (G_c/F_p)_i = (M_c/F_p)_i K_i \{ \ln (u_{i-1}/u_i) \} \rightarrow \max. \quad (\text{III.150})$$

Условие неразрывности процесса при последовательной обработке продукта в четырех зонах требует равенства удельных производительностей по сухому продукту в каждой зоне, т. е.

$$(G_c/F_p)_I = (G_c/F_p)_{II} = (G_c/F_p)_{III} = (G_c/F_p)_{IV}.$$

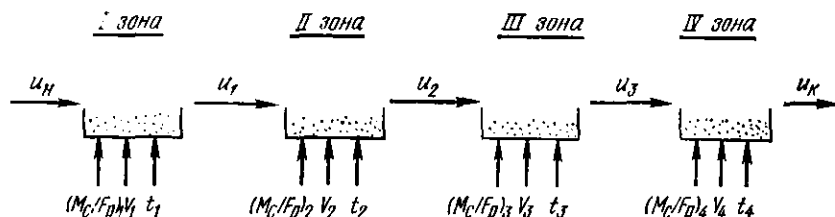


Рис. III.23. Схема оптимизации сушки желатина в виброкипящем слое в установке ВНИЭКИпродмаша А1-ОГК

Для реализации этого условия использовался метод обобщенного критерия, называемый также иногда методом «штрафов»¹. Суть метода заключается в замене задачи отыскания оптимума с ограничениями типа равенств, задачей на отыскание безусловного оптимума некоторой новой целевой функции.

Обычно используется выражение

$$Q(u) = \Phi(u) + \alpha H(u),$$

$$\text{где } H(u) = \sum_{i=1}^n [\Phi_i(u)]^2,$$

а α — положительное число, величина которого выбирается достаточно большой, чтобы условие

$$\alpha [dH(u)/du] \gg [d\Phi(u)/du]$$

выполнялось во всей области изменения независимых переменных u за исключением лишь некоторой окрестности гиперповерхности ограничений, где неравенство ослабляется, так как на самой гиперповерхности выполнено условие

$$dH(u)/du = 2 \sum_{i=1}^n \Phi_i(u) [d\Phi_i(u)/du] = 0.$$

С учетом изложенного целевая функция, взятая с обратным знаком, может быть представлена в виде

$$\Phi' = - (M_c/F_p)_1 K_1 / \ln (u_{i-1}/u_i) + \alpha \{ [(G_c/F_p)_1 - (G_c/F_p)_2]^2 + [(G_c/F_p)_2 - (G_c/F_p)_3]^2 + [(G_c/F_p)_3 - (G_c/F_p)_4]^2 \} \rightarrow \min. \quad (\text{III.151})$$

¹ Бояринов А. И., Кафаров В. В. Методы оптимизации в химической технологии. — М.: Химия, 1969. — 565 с.

Выбор ограничений на управляемые переменные

Ранее указывалось, что экстремум целевой функции должен находиться с учетом ограничений, наложенных на независимые переменные. Выбор ограничений, накладываемых на переменные факторы (M_c/F_p), t , проводили на основании исследований основных закономерностей гидродинамики и кинетики сушки желатина в виброкипящем слое, а также по соответствующим литературным данным. Скорость входящего воздуха не варьировалась, а ее значения заранее выбирались на основании зависимости критической скорости псевдооживления от влажности желатина, а также с учетом реальной области возможных значений u_1, u_2, u_3 . В результате были приняты следующие значения скорости:

Зона	I	II	III	IV
$v, \text{ м/с}$	2,7	2,4	1,8	1,1

Ограничение на температуру входящего воздуха $t_{вх}$ может быть найдено из уравнения теплового баланса, исходя из заданной производительности установки,

$$\rho_v c_v v (t_{вх} - t_{отр}) = (M_c/F_p) r (du/dt) + (M_c/F_p) c_n (dt_{отр}/dt).$$

Отсюда

$$t_{вх} = t_{отр} + [M_c r / (F_p \rho_v c_v v)] (du/dt) + [M_c c_n / (F_p \rho_v c_v v)] (dt_{отр}/dt).$$

Третьим членом в правой части уравнения ввиду его малости можно пренебречь, тогда, заменив du/dt через Ku , получим

$$t_{вх} = t_{отр} + M_c r Ku / (F_p \rho_v c_v v).$$

Подставив вместо K его значение (см. табл. II.3) и произведя несложные преобразования, ограничение на температуру входящего воздуха для i -й зоны можно записать так:

$$t_{вхi} = \frac{t_{отр} + (M_c/F_p)_i \frac{u_{i-1} r_i}{\rho_i c_{vi} \cdot 60} \cdot 6,855 \cdot 10^{-5} \cdot 13,79 (M_c/F_p)_i^{-0,559} (v_i + 108,1)}{1 - (M_c/F_p)_i \frac{u_{i-1} r_i}{\rho_i c_{vi} \cdot 60} \cdot 6,855 \cdot 10^{-5} (M_c/F_p)_i^{-0,559} (v_i + 108,1)}$$

Вследствие равномерного перемешивания дисперсной фазы, обеспечиваемого оптимальным режимом виброоживления, температура частиц была практически постоянна во всем объеме псевдооживленного слоя и близка к температуре отработанного воздуха $t_{отр}$.

Следовательно, вместо $t_{отр}$ в уравнении можно взять допустимую температуру нагрева $\theta_{доп}$. Максимально допустимая температура нагревания желатина, обеспечивающая повышение производительности процесса, может быть определена из температурно-концентрационной зависимости продукта, которая хорошо аппроксимируется следующим уравнением:

$$\theta_{доп} \cong 69/(1 + u). \quad (\text{III.152})$$

Процесс плавления студней желатина протекает в сравнительно широком интервале температур ($10 \div 15^\circ\text{C}$) аналогично температуре при плавлении аморфных тел, поэтому в уравнение был введен поправочный коэффициент $\Delta\theta_{зап} = 12^\circ\text{C}$. Уравнение (III.152) применительно к i -й зоне записывается

$$\theta_{допi} = [69/(1 + u_{i-1})] + \Delta\theta_{зап}.$$

Обозначим

$$(M_c/F_p)_i [u_{i-1} r_i / (\rho_i c_{vi} \cdot 60)] \cdot 6,855 \cdot 10^{-5} (M_c/F_p)_i^{-0,559} (v_i + 108,1)$$

через A , тогда ограничение на температуру входящего воздуха для i -й зоны будет иметь вид

$$t_{вхi} = (\theta_{допi} + 13,79A)/(1 - A). \quad (\text{III.153})$$

Характерной особенностью сушки желатина в виброкипящем слое является вид зависимости коэффициента сушки K от удельной нагрузки на газораспределительную решетку. В исследуемом диапазоне изменения удельной нагрузки значение показателя степени при M_c/F_p в уравнении для коэффициента сушки — $0,559 < 1$. Очевидно, что для повышения удельной производительности по сухому продукту необходимо работать при максимальной удельной нагрузке M_c/F_p .

В указанных исследованиях эта величина была равна 35 кг/м^2 , тогда ограничение, накладываемое на M_c/F_p , можно записать

$$(M_c/F_p)_i (1 + u_{i-1}) = 35.$$

Результаты оптимизации

Таким образом, оптимизация процесса свелась к задаче минимизации функции Φ' при наложении ограничений в виде значений v_i , $t_{вх\ i}$, (M_c/F_p) . Значения коэффициента сушки K , входящего в основные формулы оптимизации, принимались с запасом 15 %.

Решение уравнения для $t_{вх\ i}$ осуществляли итерационным способом: задавались величиной $t = 45^\circ \text{C}$, далее вычисляли параметры, зависящие от t' и входящие в уравнение (III.153), и затем величину $t_{вх\ i}$. При их несовпадении с точностью до 5 % задавались новым значением $t' = (t + t_{вх\ i})/2$ и вычисления повторялись.

Поиск наилучшего значения α начинался с достаточно малого значения $\alpha = 2$, после чего решение оптимальной задачи с обобщенным критерием повторялось при дальнейших различных значениях α . Значения α увеличивались до тех пор, пока новое, большее значение α не приводило к существенному изменению положения оптимума, полученного при предыдущем α . Расчеты показали, что значение α в уравнении для Φ' (III.151) может быть принято равным 10.

Поставленная задача нахождения минимума функции решалась по методу градиента, в результате чего при заданных исходных параметрах в качестве оптимальных получены следующие параметры режима процесса:

I з о н а — температура сушильного агента 22°C , его скорость $2,7 \text{ м/с}$, удельная нагрузка на газораспределительную решетку $M_c/F_p = 12,27 \text{ кг/м}^2$;

II з о н а — температура сушильного агента 40°C , его скорость $2,4 \text{ м/с}$, удельная нагрузка $M_c/F_p = 14,84 \text{ кг/м}^2$;

III з о н а — температура сушильного агента 51°C , его скорость $1,8 \text{ м/с}$, удельная нагрузка $M_c/F_p = 19,31 \text{ кг/м}^2$;

IV з о н а — температура сушильного агента 66°C , его скорость $1,1 \text{ м/с}$, удельная нагрузка $M_c/F_p = 24,84 \text{ кг/м}^2$.

Текущее влагосодержание желатина при переходе его из зоны в зону в соответствии с принятой схемой оптимизации (см. рис. III.23) и обозначениями составило (в кг/кг):

$$u_n = 1,860; \quad u_1 = 1,358; \quad u_2 = 0,813$$

$$u_3 = 0,409; \quad u_4 = 0,160;$$

При этом удельная часовая производительность с 1 м^2 площади газораспределительной решетки четырехзональной сушилки составляет

$$(G_c/F_p)_1 = (G_c/F_p)_2 = (G_c/F_p)_3 = (G_c/F_p)_4 = 33 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{ч)}.$$

Г л а в а IV МЕТОДИКА РАСЧЕТА КОНВЕКТИВНЫХ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК РАЗЛИЧНЫХ ТИПОВ

Ранее было сказано, что на современном этапе развития техники сушки широко применяются различные способы повышения эффективности сушильных установок, к которым относятся высоко-

интенсивные методы энергоподвода, а также методы воздействия на состояние объекта сушки (диспергирование, ожижение, распыление и т. п.).

В предыдущей главе была изложена общая методика расчета конвективных сушильных установок. Расчет установок в зависимости от состояния продукта — объекта сушки (плотный слой, взвешенный слой и т. п.) имеет специфические особенности, которые будут изложены в данной главе.

РАСЧЕТ УСТАНОВОК ДЛЯ СУШКИ КУСКОВЫХ И ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ В ПЛОТНОМ СЛОЕ

Для сушки кусковых (штучных) пищевых продуктов применяют туннельные и камерные установки. Камерные установки периодического действия бывают шкафного типа и со стационарными вагонетками. Более совершенными являются установки туннельного типа (конвейерные, ленточные, вагонеточные), которые работают как циклические или непрерывнодействующие аппараты. Особенностью расчета указанных установок является методика определения габаритных размеров сушильной камеры, которая была изложена в главе III. Здесь остановимся на методике расчета установок для сушки дисперсных материалов в плотном слое.

Плотный слой рассматривается как одна из стадий состояния зернистого материала при определенной порозности, обусловленной соответствующим гидродинамическим режимом фильтрации газа через этот слой. Под порозностью слоя ε понимают отношение объема пор к общему объему слоя $V_{\text{сл}}$.

$$\varepsilon = (V_{\text{сл}} - V_{\text{ТВ}}) / V_{\text{сл}} = 1 - V_{\text{ТВ}} / V_{\text{сл}}, \quad (\text{IV.1})$$

где $V_{\text{ТВ}}$ — объем твердых частиц (зерен) в слое; $V_{\text{сл}}$ — $V_{\text{ТВ}}$ — объем пор.

Отношение объемов твердой фазы и слоя можно заменить обратным отношением соответствующих плотностей — насыпной плотности слоя $\rho_{\text{нас}}$ и плотности твердой фазы $\rho_{\text{ТВ}}$; тогда

$$\varepsilon = 1 - (\rho_{\text{нас}} / \rho_{\text{ТВ}}). \quad (\text{IV.2})$$

Классификация гидродинамических режимов фильтрации газа через слой зернистого материала дана П. Г. Романковым и Н. Б. Рашковской¹. Согласно этой классификации порозность неподвижного или гравитационно движущегося плотного слоя $\varepsilon < 0,4$.

Гидравлическое сопротивление неподвижного плотного слоя может быть определено по формуле акад. Н. М. Жаворонкова

$$\Delta p = (2\lambda_{\text{сл}} h / d_{\text{эф}}) (\gamma v^2 / 2g), \quad (\text{IV.3})$$

где $\lambda_{\text{сл}}$ — коэффициент сопротивления слоя; при $\text{Re} < 4$ $\lambda_{\text{сл}} = 34/\text{Re}$; при

¹ См. далее (рис. IV.5 и табл. IV.2).

$4 < Re < 80$ $\lambda_{\text{сл}} = (27,8/Re) + 0,8$; h — высота слоя; $d_{\text{эф}}$ — эффективный гидравлический диаметр каналов, образованных твердыми частицами;

$$d_{\text{эф}} = (2/3) \{ \epsilon_0 f d_p / (1 - \epsilon_0) \},$$

где ϵ_0 — начальная порозность слоя; f — коэффициент формы частицы;

$$f = \sqrt{0,205 F / V^2},$$

где F и V — площадь поверхности и объем частицы (зерна); v — средняя скорость потока в каналах; $v = v_{\text{ф}}/\epsilon_0$; $v_{\text{ф}}$ — скорость фильтрации газа, отнесенная ко всей площади поверхности, занимаемой слоем.

В качестве примера рассмотрим характеристики плотного слоя зерна пшеницы, омываемого пронизывающим его потоком нагретого воздуха.

Наиболее правильный метод изучения сушки зерна в плотном слое — это исследование тонкого «элементарного» слоя и затем переход к толстому слою, который рассматривается как сумма элементарных слоев. Понятие «элементарный слой» является в известной мере условным. Очевидно, наиболее точно под элементарным слоем следовало бы понимать слой толщиной в одно зерно; однако для практических целей такой подход неэффективен.

Исследованию сушки зерна в элементарном слое посвящен ряд работ советских и зарубежных исследователей, из которых особо следует отметить работу Г. С. Окуня (ВИМ). За элементарный он принимает слой зерна такой толщины (примерно в 2—3 зерна), при прохождении через который достаточно большого количества воздуха изменения параметров последнего не фиксируется. Следует отметить, что указанные опыты проведены при сравнительно низких температурах воздуха (30—70 °C).

В работе О. Н. Катковой, В. А. Резникова и автора (ВНИИЗ) под элементарным слоем понимается непосредственно контактирующий с поступающим сушильным агентом наиболее опасный участок зернового слоя, нагрев и сушка которого происходят с максимальной (по сравнению со всем слоем) скоростью. Изменение качества зерна при сушке в слое любой толщины и при любом состоянии определяется изменением качества в этом элементарном слое.

Кроме того, в элементарном слое наиболее просто обеспечиваются условия равномерного нагрева зерна; следовательно, для этого слоя наиболее достоверно может быть определена допустимая температура зерна в зависимости от режимных параметров процесса.

Для кинетического расчета процесса сушки зерна в элементарном слое может быть использована эмпирическая формула

$$N = (3,906 - 0,103 t_1 + k W_1^c) \sqrt{\varphi p} (G_1 / F_p)^{-0,55}, \quad (\text{IV.4})$$

где t_1 — температура сушильного агента, поступающего в слой (80—140 °C); k — коэффициент, являющийся функцией температуры сушильного агента; $k = 0,0114$ $t_1 - 0,4340$; W_1^c — начальная влажность зерна (20—45 %); φp —

массовая скорость сушильного агента $\{0,34—1,3 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})\}$; G_1 — масса слоя сырого зерна, кг; F_p — площадь решетки, м^2 ; G_1/F_p — удельная нагрузка зерна на решетку (2,45—22,65 $\text{кг}/\text{м}^2$).

Формула применима для указанных пределов варьируемых параметров.

Для перехода от элементарного слоя к толстому могут быть использованы методика и номограмма Г. С. Окуня, приведенные в главе III (см. рис. III.18).

На практике сушка зерна в плотном слое протекает в установках шахтного типа, детальное описание которых дано в специальной литературе (см. список литературы). Сушильная камера этих установок представляет собой вертикальную шахту прямоуголь-

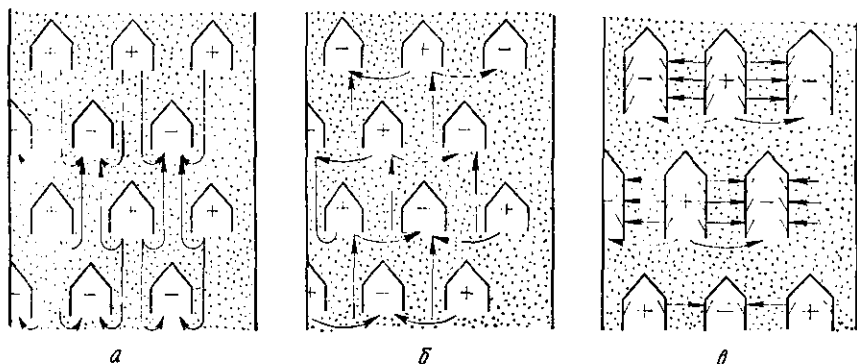


Рис. IV.1. Схемы расположения коробов в шахтах зерносушилок (знаком «+» обозначены короба, подводящие сушильный агент, знаком «—» — отводящие короба)

ного сечения, в которой зерно очень медленно опускается вниз в виде сплошных толстых слоев, продуваемых сушильным агентом, поступающим из специальных коробов. Шахты обычно монтируются из сборных железобетонных панелей или изготавливаются заводским способом из стальных листов. Короба представляют собой металлические каналы пятигранной формы с открытой нижней стороной, установленные в шахматном порядке (рис. IV.1). Иногда у стенок шахты устанавливают отводящие полукороба. При проектировании шахтной зерносушилки вначале определяют общее число отводящих коробов по формуле

$$n = V/(3600fv), \quad (\text{IV.5})$$

где V — объем отработанного сушильного агента при выходе из коробов, $\text{м}^3/\text{ч}$; f — площадь поперечного сечения отводящего короба, м^2 ; v — скорость газов в отводящих коробах, $\text{м}/\text{с}$ ($v < 6 \text{ м}/\text{с}$).

Задаваясь числом отводящих коробов в каждом ряду (схема а на рис. IV.1), определяют число отводящих рядов; число рядов подводящих коробов обычно равно числу рядов отводящих коробов. Оригинальное исследование с целью выбора оптимальной

схемы расположения коробов проведено в последние годы Г. С. Оку-
нем.

На рис. IV.2 показаны схемы коробов некоторых шахтных зерносушилок, на рис. IV.3 дана примерная схема движения сушильного агента в шахте зерносушилки марки ДСП. По данным В. Ф. Самочетова и Г. А. Джорогяна, ширина каждого заштрихованного участка равна примерно 50 мм, общая площадь сечения, по которому газы, выходящие из одного короба длиной 1000 мм, движутся

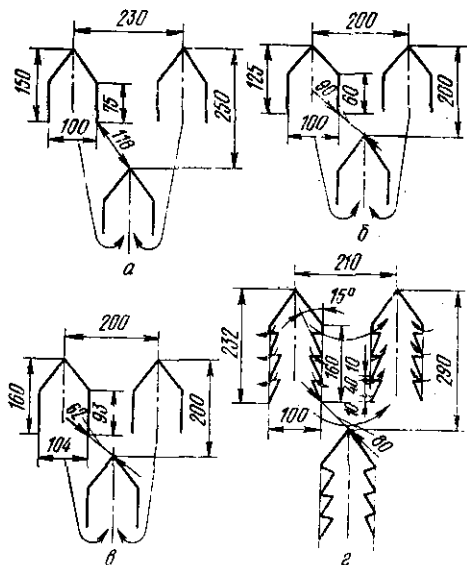


Рис. IV.2. Короба некоторых шахтных зерносушилок:

а — ВТИ-8 и ВТИ-15; б — ДСП; в — СЗС-2 и СЗС-8; г — ЗСПЖ-8

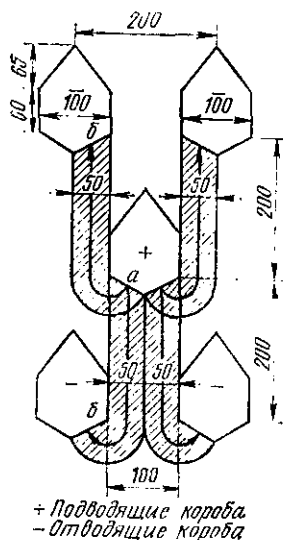


Рис. IV.3. Схема движения сушильного агента в шахте зерносушилки типа ДСП—24

в плотном слое зерна по четырем потокам, составляет $4 \cdot 50 \cdot 1000 = 200\,000 \text{ мм}^2 = 0,2 \text{ м}^2$, а средняя длина пути газового потока от точки *a* до точки *б* (т. е. толщина слоя) составляет примерно 255 мм. Гидравлическое сопротивление зернового слоя (в Па) можно рассчитать по формуле

$$\Delta p_{\text{ср}} = 9,81 A l v^n, \quad (\text{IV.6})$$

где l — толщина слоя, мм; v — скорость сушильного агента (м/с), отнесенная условно ко всей площади слоя; A, n — постоянные, зависящие от культуры зерна.

Значения постоянных A и n приведены в табл. IV.1, в которой даны также значения $\Delta p_{\text{сл}}$, рассчитанные по формуле (IV.6) для слоя условной толщины $l = 10$ мм, воздуха при температуре 20°C и $\varphi = 50\%$ и давлении $101,3$ кПа ($\rho = 1,2$ кг/м³) при $v = 0,4$ м/с.

Сопротивление реального слоя толщиной l (в мм) рассчитывается соответственно (в Па)

$$(\Delta p_{\text{с.л}})_l = (\Delta p_{\text{с.л}})_{10} l/10. \quad (\text{IV.7})$$

Т а б л и ц а IV.1

Сопротивление зернового слоя толщиной 10 мм при прохождении через него воздуха с различной скоростью

Зерновая культура	Значения постоянных		$(\Delta p_{\text{с.л}}) \cdot 10$ (в Па) при скорости воздуха v , м/с					
	A	n	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	1,0
Пшеница	1,41	1,43	5,1	13,8	24,8	37,4	51,3	138,3
Рожь	1,76	1,41	6,7	17,8	31,6	47,5	65,0	172,6
Овес	1,67	1,42	6,1	16,3	29,1	43,9	60,2	161,0
Ячмень	1,44	1,43	5,2	14,1	25,3	38,2	52,5	141,0
Кукуруза	0,67	1,55	1,2	5,4	10,2	15,9	22,4	65,7
Гречиха	1,76	1,41	6,7	17,8	31,6	47,5	65,0	172,6
Просо	2,34	1,38	9,5	24,6	43,7	65,0	87,0	230,0

Обычно скорость сушильного агента в слое зерна $v = 0,2 \div 0,3$ м/с. Габаритные размеры шахты определяются ее вместимостью G (в кг), которая зависит от заданной производительности установки G_t (в кг/ч) и рассчитанной продолжительности сушки τ (в ч).

$$G_s = G_t \tau. \quad (\text{IV.8})$$

В зависимости от насыпной плотности слоя $\rho_{\text{с.л}}$ (в кг/м³) определяется объем зерна в сушильной камере шахты

$$V_s = G_s / \rho_{\text{с.л}}. \quad (\text{IV.9})$$

Общий объем шахты $V_{\text{с.к}}$ определяется суммой объема зерна и объема всех коробов, тогда после расчета по общей методике количества испаренной влаги U (в кг/ч) определяется напряжение объема сушильной камеры по влаге [в кг/(м³·ч)]

$$A_v = U / V_{\text{с.к}}. \quad (\text{IV.10})$$

Обычно для шахтных зерносушилок $A_v \approx 50$ кг/(м³·ч), а с учетом объема зоны охлаждения зерна $A_v = 35$ кг/(м³·ч).

В последние годы широко применяются сушильные установки с рециркуляцией части зерна в процессе сушки. Для таких установок рассчитывают некоторые параметры рециркуляции¹. Коэффициент циркуляции N характеризует отношение массы смеси зерна $G_{\text{см}}$ к массе сырого зерна G_1 , поступающего в сушилку,

$$N = G_{\text{см}} / G_1 = (G_1 + G_p) / G_1, \quad (\text{IV.11})$$

где G_p — масса рециркулирующего зерна.

¹ Подробнее см. в книге В. И. Жидко, В. А. Резчикова, В. С. Уколова (см. список литературы).

Коэффициент N определяет число циклов (нагревание, контактный массообмен, промежуточное охлаждение), которые в среднем проходит зерно в установке перед поступлением в зону окончательного охлаждения.

Кратность циркуляции n характеризует отношение массы рециркулирующего зерна к массе сырого зерна

$$n = G_p / G_1. \quad (IV.12)$$

Очевидно,

$$N = n + 1.$$

С другой стороны, с учетом влажности зерна из уравнения баланса влаги:

$$\begin{aligned} G_{cm} W_{cm} &= G_1 W_1 + G_p W_p; \\ G_p &= (G_{cm} W_{cm} - G_1 W_1) / W_p = G_1 (W_1 - W_{cm}) / (W_{cm} - W_p); \quad (IV.13) \\ n &= (W_1 - W_{cm}) / (W_{cm} - W_p), \end{aligned}$$

где W_1 , W_p , W_{cm} — соответственно влажность сырого, рециркулирующего и смеси зерна.

Снижение влажности зерна за один цикл

$$\Delta W_{\text{ц}} = W_{cm} - W_p$$

зависит от начальной влажности зерна W_1 , культуры зерна и режима сушки. По анализу В. А. Резникова, в рециркуляционной шахте возможны три варианта реализации сушильного процесса:

а) при подаче в шахту наружного атмосферного воздуха, который охлаждает нагретое зерно;

б) при подаче воздуха, проходящего охладительную шахту и имеющего поэтому повышенную температуру;

в) при подаче сушильного агента с температурой t_1 (в рециркуляционно-изотермических установках, в которых сушка предварительно нагретого зерна протекает не только при увеличении его температуры, но даже при некотором снижении температуры зерна в результате самоиспарения).

При работе установки по первому варианту $\Delta W_{\text{ц}}$ для зерна пшеницы может быть рассчитано по эмпирической формуле Л. Д. Комышника:

$$\Delta W_{\text{ц}} = A \ln \{ \theta_{\text{нагр}}^{1.13} [(W_1 - W_2) / 100]^{0.3} \}, \quad (IV.14)$$

где $\theta_{\text{нагр}}$ — температура нагрева зерна; W_2 — конечная влажность высушенного зерна.

Для риса применима аналогичная формула В. Е. Якимовича:

$$\Delta W_{\text{ц}} = (0,011 \theta_{\text{нагр}} - 0,103) (W_1 - 14)^{0.25}. \quad (IV.15)$$

Обычно считают $W_p \approx W_2$.

При расчете расхода теплоты на нагревание материала температуру смеси сырого (θ_1) и рециркулирующего зерна (θ_p), посту-

пающего в камеру нагрева, можно рассчитать по формуле смешения

$$\theta_{\text{см}} = (\theta_1 + n_1 \theta_p) / (n + 1). \quad (\text{IV.16})$$

Для сушилок с промежуточным охлаждением зерна

$$\theta_p = \theta_{\text{нагр}} - K (\theta_{\text{нагр}} - t_m),$$

где t_m — температура сушильного агента по мокрому термометру; K — коэффициент, зависящий от схемы двухшахтной установки: при параллельном продувании шахт атмосферным воздухом $K = 0,35$. при последовательном — $K = 0,3$.

Допустимая температура нагревания зерна в рециркуляционных зерносушилках может быть несколько выше, чем в обычных шахтных установках; так, например, для зерна пшеницы $\theta_{\text{нагр}} \approx 60^\circ\text{C}$ вместо 50°C . Значение $\theta_{\text{нагр}}$ обуславливает значение температуры поступающего сушильного агента t_1 , что видно из формулы

$$\theta_{\text{нагр}}^{\text{макс}} = 1800 (v_p)^{0,13} / (\sqrt{W_1} \cdot t_1^{0,4}), \quad (\text{IV.17})$$

где v_p — массовая скорость сушильного агента.

Как было сказано выше, значение скорости сушильного агента внутри шахты обычно $v \approx 0,3$ м/с, а в противоточной камере нагрева рециркуляционной зерносушилки $v \approx 5 \div 6$ м/с; при этих значениях скорости температура t_1 может достигать $250\text{—}400^\circ\text{C}$, тогда как в обычных шахтных установках $t_1 = 140 \div 160^\circ\text{C}$.

Приведенная методика инженерного расчета шахтной установки является приближенной, она в большой мере базируется на практических данных и соответствующих эмпирических формулах. В связи с этим интерес представляет математический анализ взаимодействия сушильного агента и зерна в шахтной установке, выполненный З. Ю. Мазяком. В этой работе аналитически описано изменение влагосодержания высушиваемого материала по мере прохождения его по высоте аппарата, т. е. установлена зависимость $W^c = \varphi(h)$, где h — соответствующее расстояние между коробами. Эта зависимость раскрыта с помощью системы известных дифференциальных уравнений тепло- и массопереноса, дополненной соответствующими краевыми условиями для влажного материала в форме шара (при отсутствии градиента общего давления) (см. список литературы).

РАСЧЕТ УСТАНОВОК ДЛЯ СУШКИ ДИСПЕРСНЫХ МАТЕРИАЛОВ ВО ВЗВЕШЕННОМ СОСТОЯНИИ

Техника сушки дисперсных материалов развивается по пути перехода от плотного слоя к обработке отдельных частиц (зерен) во взвешенном состоянии. Понятие «сушка во взвешенном состоянии» достаточно широко: сюда относится сушка сыпучих и пасто-

образных материалов в псевдооживленном и аэрофонтанном слое (кипящем, вихревом, фонтанирующем, виброкипящем и виброаэрокипящем) и собственно во взвешенном состоянии (в пневмотрубах), а также сушка жидких сред (растворов) в распыленном состоянии.

Сушка в псевдооживленном слое

Широкое применение в различных отраслях промышленности (в химической, металлургической, строительной и др.) находит сушка дисперсных материалов в псевдооживленном слое. Применение этого метода для сушки пищевых продуктов позволяет значительно ускорить процесс, что важно не только для повышения технико-экономических показателей сушильных установок, но и для улучшения качества многих термолабильных продуктов, так как при длительной термической обработке качество их может резко ухудшиться. В частности, в сушилках с кипящим и фонтанирующим слоем можно регулировать время пребывания продукта в рабочей камере в достаточно широких пределах. В настоящее время проведены детальные экспериментальные исследования по сушке многих пищевых продуктов в кипящем слое, а для ряда материалов (крупа, зерно, семена подсолнечника, сахар-песок и т. п.) имеется положительный опыт создания промышленных установок.

Нам уже известно, что в процессе конвективной сушки важную роль играет тепло- и массообмен между сушильным агентом и высушиваемым материалом, а также перенос теплоты и влаги внутри материала. Процесс сушки интенсифицируется при уменьшении диффузионных и термических сопротивлений у границы раздела фаз; это может быть достигнуто при непрерывном обновлении поверхности твердого материала, контактирующей с газовой средой.

При сушке дисперсных материалов в плотном слое интенсивность процесса определяется в значительной мере внешним тепло- и массообменом между материалом и сушильным агентом, отводящим водяные пары из межзернового пространства. При сушке дисперсных материалов во взвешенном состоянии и, в частности, в псевдооживленном слое обновление контактной поверхности значительно интенсифицируется. Разработке и внедрению этого прогрессивного метода сушки способствовали обширные исследования советских и зарубежных авторов.

Особо следует отметить работы И. М. Федорова, чл.-корр. АН СССР П. Г. Романкова, чл.-корр. АН БССР С. С. Забродского, А. Н. Плановского, Н. Б. Рашковской, Н. И. Гельперина, Н. И. Сыромятникова, Г. К. Филоненко, Н. Б. Кондукова, О. М. Тодеса, М. В. Лыкова, Н. А. Шаховой, И. П. Мухленова, В. Ф. Волкова, В. И. Муштаева, В. М. Ульянова, А. Е. Горштейна и др.

Из зарубежных исследований можно назвать работы М. Лева, Я. Циборовского, Я. Беранека, Д. Сокола, П. Ребу, Ф. Зенза, К. Матура, Н. Эпстайна, А. Гишлера и др.

В последние годы советскими и иностранными авторами опубликован ряд монографий, обобщающих теоретический и экспериментальный материал по вопросам расчета гидродинамики и тепло- и массообмена в кипящем слое (см. список литературы).

Обобщение исследований в области сушки пищевых продуктов в кипящем слое дано в работе А. С. Гинзбурга и В. А. Резчикова.

Псевдоожженный слой получил свое название благодаря формальному сходству его свойств со свойствами капельной жидкости. Если через слой твердого зернистого материала, расположенный на решетке, пропускать с определенной скоростью воздух, то слой

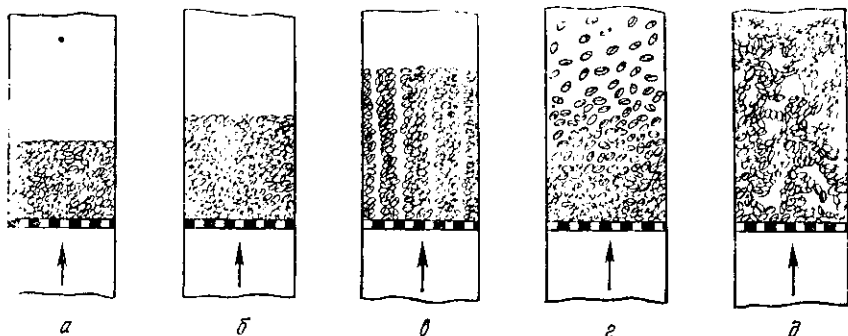


Рис. IV.4. Характер изменения структуры продуваемого слоя зернистого (дисперсного) материала в зависимости от скорости воздуха:

а — плотный слой; б — разрыхленный слой; в — начало псевдоожжения (канальный прорыв воздуха); г — первая стадия псевдоожжения (кипящий слой); д — вторая стадия псевдоожжения (вихревой слой).

вначале разрыхляется, а затем переходит в состояние, напоминающее кипящую жидкость, т. е. в состояние псевдоожжения (см. схемы на рис. IV.4).

В псевдоожженном состоянии слой разрыхляется и интенсивно перемешивается, благодаря этому все частицы материала омываются сушильным агентом. Вследствие интенсивного перемешивания и контакта отдельных частиц происходит выравнивание температуры в объеме слоя, что особенно важно при сушке термолabileльных пищевых материалов.

На рис. IV.4 даны схемы изменения структуры зернового слоя в аппарате цилиндрического типа с постоянным или несколько расширяющимся по высоте сечением. Такие аппараты отличаются простой конструкцией, что обусловило их широкое применение на практике. Однако следует указать и на недостатки этих аппаратов: ограничение скорости воздуха величиной «верхней границы существования кипящего слоя», трудность обработки полидисперсных материалов и возможность перегрева материала у поверхности решетки.

За последние годы находят применение цилиндро-конические аппараты с расширяющимся по высоте сечением, в которых обес-

печивается режим фонтанирования. Благодаря изменению скорости по высоте аппарата в нем можно обрабатывать полидисперсные материалы, причем благодаря наибольшей скорости в нижней зоне (у решетки) предотвращается длительный контакт материала с решеткой, что дает возможность высушивать комкующиеся и слипающиеся продукты и даже вводить в слой жидкости и пасты (сушка на инертных гранулах).

Технические способы создания кипящего и фонтанирующего слоев различны. На рис. IV.5 и в табл. IV.2 приведены характеристики

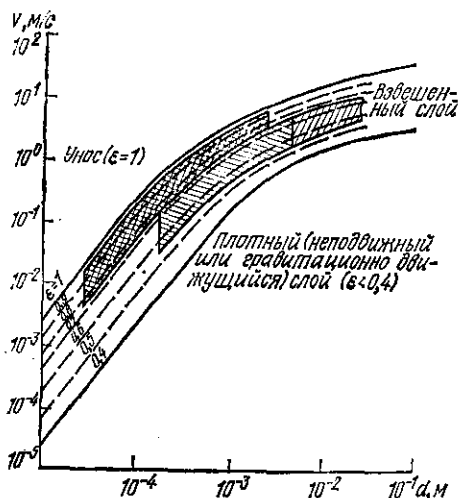


Рис. IV.5. Схема классификации аппаратов для кипящего и фонтанирующего слоя по состоянию слоя материала, продуваемого газом (плотность материала 900 кг/м^3 , температура поступающего газа 100°C)

3. Определение гидродинамических характеристик слоя, от которых зависит площадь газораспределительной решетки.

К указанным характеристикам относятся:

а) критическая скорость газа $v_{кр}$, при которой плотный слой материала переходит в псевдооживленное состояние;

б) скорость витания $v_{вит}$, при которой происходит унос частиц;

в) скорость, соответствующая началу и окончанию устойчивой работы установки, — $v_{н.у.р}$ и $v_{к.у.р}$;

г) порозность слоя ϵ ;

д) гидравлическое сопротивление слоя $\Delta p_{сл}$.

Для определения $v_{кр}$ обычно используется формула В. Д. Горюшко, Р. Б. Розенбаум и О. М. Тодеса:

$$Re_{кр} = \frac{Ar}{\frac{150(1-\epsilon)}{\epsilon^3} + \sqrt{\left(\frac{1,75}{\epsilon^3}\right) Ar}}, \quad (IV.18)$$

стики состояния слоя штучных и дисперсных материалов, по П. Г. Романкову и Н. Б. Рашковской.

Авторы рекомендуют следующий план расчета сушилок кипящего слоя:

1. Исходя из заданной производительности установки и начальной и конечной влажности материала составление материального баланса и определение количества испаренной влаги.

2. В соответствии с выбранным температурным режимом, обусловленным свойствами материала, составление теплового баланса и определение требуемого расхода газа (воздуха) V_r (в $\text{м}^3/\text{с}$).

Характеристики состояния слоя штучных и дисперсных материалов

Слой	Вид продукта (размеры частиц)	Состояние слоя	Значение ε	Тип (конструкция) сушильной установки	Метод подвода теплоты (энергии)
Плотный	Штучные	Неподвижный	0,4	Камерные, шкафные	Кондуктивно-конвективный
	Кусковые	Перемещается на вагонетках, на конвейере и т. п.		Туннельные, конвейерные	Конвективный, конвективно-термодиффузионный
	Зернистые (различной дисперсности)	Неподвижный Гравитационно-движущийся		Закрома Шахтные	Конвективный Конвективно-кондуктивный
Псевдоожиженный	Различные дисперсные материалы: диаметр частиц d от 30—40 до 6—7 мм	Кипящий слой	0,55—0,75	Аппараты с постоянным по высоте сечением	В основном конвективный; возможно применение комбинированных методов
		Фонтанирующий слой; а) с хаотическим движением частиц материала; б) с восходящим движением частиц по оси аппарата и нисходящим вдоль стенок	0,55—0,75	Аппараты с расширяющимся по высоте сечением (конические). а) Угол раскрытия конуса $\alpha \leq 20^\circ$ б) $20^\circ \leq \alpha \leq 180^\circ$	Кондуктивно-конвективный (слой с погруженными поверхностями нагрева) и конвективно-термодиффузионный (излучающие поверхности над слоем)

Слой	Вид продукта (размеры частиц)	Состояние слоя	Значение ε	Тип (конструкция) сушильной установки	Метод подвода теплоты (энергии)
Аэрофонтанный	Материалы сравнительно однородного гранулометрического состава, скорость вращения которых уменьшается в процессе сушки (d от нескольких микрометров до нескольких миллиметров)	Виброкипящий и виброаэрокипящий слой	0,55—0,75	Аппараты с лотковым по высоте сечением	Кондуктивный, конвективный и комбинированный
		Фонтанирующий слой с частичным выносом «подсушенных» и уносом высушенных частиц	0,75—0,95	Конические аппараты, в которых скорость газа v_r выше скорости вращения высушенных частиц $v_{\text{вит}}$	То же
Собственно взвешенный	Различные тонкодисперсные материалы сравнительно невысокой влажности	Взвешенный слой, в котором частицы материала перемещаются со скоростью $v_m = v_r - v_{\text{вит}}$	1,0	Пневмотрубы (вертикальные, горизонтальные), в которых $v_r > v_{\text{вит}}$	Конвективный

Примечание. Для материалов с высокой начальной влажностью пневмосушка применяется в комбинированных установках рециркуляции «подсушенного» материала в условиях циклического режима (нагрев — охлаждение), как, например, в зерносушильных рециркуляционных установках. Комбинированная установка с аэрофонтанным (фонтанирующим) слоем состоит из двух ступеней: в первой ступени при более жестких режимах удаляется в основном поверхностная влага, во второй ступени при мягком режиме и регулировании времени пребывания материала удаляется прочно связанная влага.

где критерий Архимеда

$$Ar = (gd^3/v^2) [(\rho_m - \rho_r)/\rho_r]$$

характеризует гидростатику процесса (d —диаметр частиц, v — кинематическая вязкость газа, ρ_m и ρ_r — плотности материала и газа). Если считать, что при свободной (беспорядочной) засыпке слоя $\varepsilon = 0,4$

$$Re_{кр} = Ar / (1400 + 5,22 \sqrt{Ar}). \quad (IV.19)$$

Формула для описания всего диапазона существования взвешенного слоя имеет вид

$$Re = Ar \varepsilon^{4,75} / (18 + 0,61 \sqrt{Ar \varepsilon^{4,75}}). \quad (IV.20)$$

При $\varepsilon = 0,4$ формула приводится к виду (IV.19), а при $\varepsilon = 1,0$ дает значение Re для $v_{вит}$:

$$Re_{вит} = Ar / (18 + 0,61 \sqrt{Ar}). \quad (IV.21)$$

В. А. Резчиковым для зерна пшеницы в пределах $50 < Re < 1000$ получена формула $Re_{кр} = 0,0121 Ar^{0,66}$.

Характеристикой диапазона существования взвешенного слоя является соотношение

$$Re_{вит}/Re_{кр} = v_{вит}/v_{кр} = K_{макс}. \quad (IV.22)$$

Согласно (IV.21) и (IV.19)

$$K_{макс} = (1400 + 5,22 \sqrt{Ar}) / (18 + 0,61 \sqrt{Ar}). \quad (IV.23)$$

В области ламинарного режима (мелкие частицы) значение Ar мало и $K_{макс} \approx 1400/18 = 77,7$, а при развитом турбулентном режиме значение Ar велико и $K_{макс} \approx 5,22/0,61 = 8,56$. Как указывают П. Г. Романков и Н. Б. Рашковская, эти формулы применяются для моодисперсных материалов или для смесей узкого гранулометрического состава. Для полидисперсных материалов необходимо определение параметра (максимальное число полидисперсности)

$$D_{макс} = (d_{макс}/d_{мин})_{пред}, \quad (IV.24)$$

который характеризует предельно допустимое соотношение размеров наибольшей ($d_{макс}$) и наименьшей ($d_{мин}$) частиц в смеси, выше которого самые мелкие частицы могут быть вынесены из слоя раньше, чем самые крупные перейдут в псевдооживленное состояние. Для определения $D_{макс}$ авторы предложили использовать функциональную зависимость (рис. IV.6) между критериями Архимеда и Лященко $Ly = Re^3/Ar$, которая комплексно характеризует гидродинамику и гидростатику процесса.

По рис. IV.6 при заданном значении Ar определяют $Ly_{вит}$ и $Ly_{кр}$ и рассчитывают

$$K_{макс} = \sqrt[3]{Ly_{вит}/Ly_{кр}} \quad (IV.25)$$

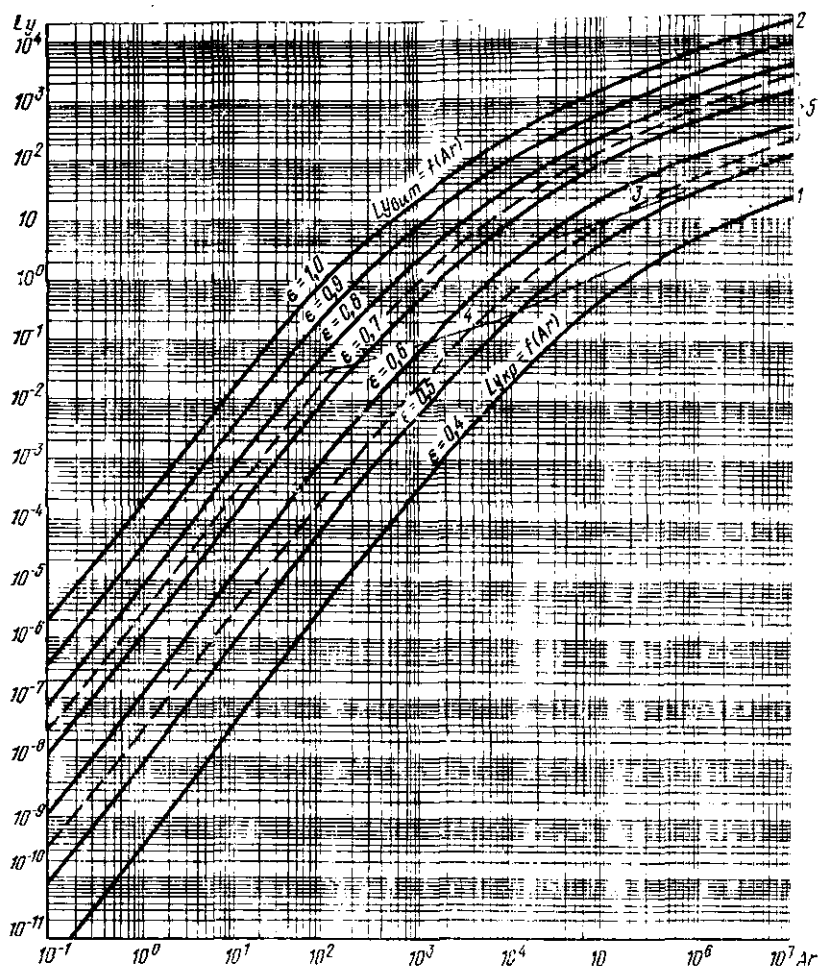


Рис. IV.6. Зависимость $Ly = f(Ar, \epsilon)$:

1 — $\epsilon = 0,4$; 2 — $\epsilon = 1$; 3 — область оптимальных значений Ly ; 4 — область оптимальных скоростей; 5 — примерная область работы сушилок кипящего слоя

и величину

$$D_{\max} = \sqrt[3]{Ar_{кр}/Ar_{вит}} \quad (IV.26)$$

соответствующую данному значению Ly .

В расчете сушильной установки по рис. IV.5 ориентировочно определяют $v_{кр}$ для частиц среднего размера. Порозность слоя ϵ выбирается в зависимости от вида материала и его влажности, а рабочее значение Ly — в зависимости от значений Ar и ϵ ; по значениям ϵ и Ly рассчитывают скорость газов v_2 , отнесенную к пол-

ному сечению аппарата, а по расходу газа V_r и значению v_2 определяют требуемую площадь решетки (в м^2)

$$F_p = V_r / v_2.$$

Как показали исследования Н. И. Гельперина, В. Г. Айнштейна и В. Б. Кваша, гидравлическое сопротивление псевдооживленного слоя в основном обусловлено силами трения газа о поверхность частиц; кроме того, энергия газа затрачивается на преодоление сил трения между частицами и сил трения частиц и газа о стенки аппарата, а также на изменение кинетической энергии газа и расширение слоя. Основная расчетная формула получена из условий равенства силы гидродинамического давления и поля сил тяжести, противодействующего псевдооживлению частиц:

$$\Delta p_{\text{сл}} = \int_0^{m_m} \frac{g}{S_{\text{сл}}} dm_m, \quad (\text{IV.27})$$

где $\Delta p_{\text{сл}}$ — перепад давлений в кипящем слое, Па; g — ускорение свободного падения, м/с^2 ; $S_{\text{сл}}$ — площадь поперечного сечения слоя, м^2 ; m_m — эффективная масса псевдооживленного твердого материала, $\text{Н} \cdot \text{с}^2/\text{м}$ (выраженная через соответствующий вес $m_m = G/g$).

Так как

$$dm_m = (\rho_m - \rho_r) (1 - \epsilon) S_{\text{сл}} dz,$$

где z — текущее значение координаты по высоте слоя h ,

то

$$\Delta p_{\text{сл}} = g (\rho_m - \rho_r) \int_0^h (1 - \epsilon) dz. \quad (\text{IV.28})$$

Считая ϵ неизменной по высоте слоя в рабочем состоянии (или принимая ϵ среднее), получим

$$\Delta p_{\text{сл}} = (\rho_m - \rho_r) g (1 - \epsilon) h. \quad (\text{IV.29})$$

Так как $\Delta p_{\text{сл}}$ не зависит от скорости газа, то для начала псевдооживления

$$\Delta p_{\text{сл}} = (\rho_m - \rho_r) g (1 - \epsilon_0) h_0, \quad (\text{IV.30})$$

где ϵ_0 — порозность неподвижного слоя (для округлых частиц $\epsilon_0 = 0,4$); h_0 — высота неподвижного слоя.

Расчет фонтанирующего слоя

В конических и цилиндрических аппаратах происходит сушка в фонтанирующем слое, характеризующаяся изменением скорости частиц по высоте аппарата и специфическим характером движения их при избыточном ($\Delta p_{\text{макс}}$) пусковом напоре, превышающем удельную нагрузку ($G/F = \gamma_{\text{нас}} h_0$): $\Delta p_{\text{макс}} > \gamma_{\text{нас}} h_0$.

Исследование гидродинамики и тепло- и массообмена в фонтанирующем слое осуществлено рядом советских и зарубежных авто-

ров; наиболее капитальные работы принадлежат П. Г. Романкову, Н. Б. Рашковской и их ученикам. Исследования в области сушки пищевых продуктов в фонтанирующем слое проведены К. Мазуром и П. Гишлером (зерно), В. И. Библейшвили (чай), Ю. З. Альтшулером (крахмал) и др.

На рис. IV.7 представлен механизм циркуляции частиц в фонтанирующем слое по данным различных авторов.

К. Мазур и П. Гишлер изучали структуру кипящего слоя зерна в прозрачной модели цилиндро-конического аппарата. Было установлено, что поток газа, поступающий через отверстие в коническом основании аппарата, образует отчетливую струю, или фон-

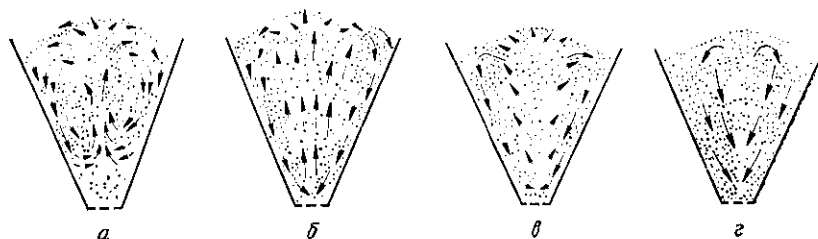


Рис. IV.7. Схема циркуляции частиц материала в фонтанирующем слое:

а, б — обмен в нижней и верхней области слоя (а — отжатие слоя; б — отжатие отсутствует); в, г — «подмешивание» по всей высоте слоя (в — из ядра в периферийную зону г — из периферийной зоны в ядро)

тан, зерна, проходящий вверх через весь слой. По мере подъема по слою струя захватывает все большую долю сечения аппарата. Кольцевое сечение, окружающее восходящую струю, представляет собой рыхлый слой зерна. Зерно, поднятое восходящей струей воздуха, выпадает в кольцевое пространство, весь объем которого непрерывно движется вниз. Сделанные кинокамерой съемки показали, что скорость опускания зерна в верхней части колонки больше, чем у ее основания; это объясняется перемещением некоторой части зерна из кольцевого пространства в фонтанирующую часть слоя по всей его высоте. Однако большая часть зерна совершает полный цикл.

Различают следующие граничные режимы и соответствующие стадии, характеризующие переход плотного слоя дисперсного материала в фонтанирующий слой: а) фильтрация; б) потеря устойчивости (п. у.); в) начало фонтанирования (н. ф.); г) устойчивое фонтанирование (у. ф.).

Ю. З. Альтшулер экспериментально исследовал указанные стадии, анализируя зависимость $\Delta p_{\text{сл}} = f(v_{\text{вх}})$ при сушке крахмала в цилиндро-коническом аппарате (рис. IV.8).

Опыты показали, что при сравнительно небольших скоростях воздуха слой крахмала остается неподвижным, расстояние между частицами крахмала не изменяется и объем слоя остается неизмен-

ным. При этом гидравлическое сопротивление слоя $\Delta p_{\text{л}}$ с возрастанием скорости газа увеличивается, как обычно, по степенному закону (см. рис. IV.8, участок OA). Такая зависимость характерна для режима фильтрации. При дальнейшем увеличении скорости воздуха во входном сечении $v_{\text{вх}}$ до скорости потери устойчивости $v_{\text{п.у}}$ в нижнем сечении слоя возникает воздушная подушка. Ее верхняя граница неустойчива, мелкие частицы отрываются, а основная масса (ядро) перемещается вверх в виде фонтана. При этом установлено, что с увеличением d_0 , т. е. при увеличении входного сечения конуса, высота фонтана уменьшается.

При скорости воздуха, превышающей скорость, соответствующую $\Delta p_{\text{макс}}$, сопротивление слоя крахмала падает, так как воздух прорывает каналы в слое и выходит из аппарата, не встречая на своем пути значительного сопротивления. Неустойчивые режимы (стадии) фонтанирования (пульсация, поршневание, каналообразование) наступают после переходной зоны и сохраняются в довольно широком диапазоне скоростей газового потока (участок BC). Скорость, соответствующая переходу от пульсации к устойчивому фонтанированию, является рабочей скоростью процесса ($v_{\text{н.у.ф}}$ — скорость начала устойчивого фонтанирования).

Установлено, что процесс фонтанирования характеризуется следующими граничными скоростями:

A — скоростью потери слоем материала устойчивости $v_{\text{п.у}}$, приближенно соответствующей $v_{\text{кр}}$;

B — скоростью $v_{\text{кр}}$, при которой гидравлическое сопротивление достигает максимума $\Delta p_{\text{макс}}$;

C — скоростью начала фонтанирования $v_{\text{н.ф}}$, при которой происходит перемешивание слоя¹.

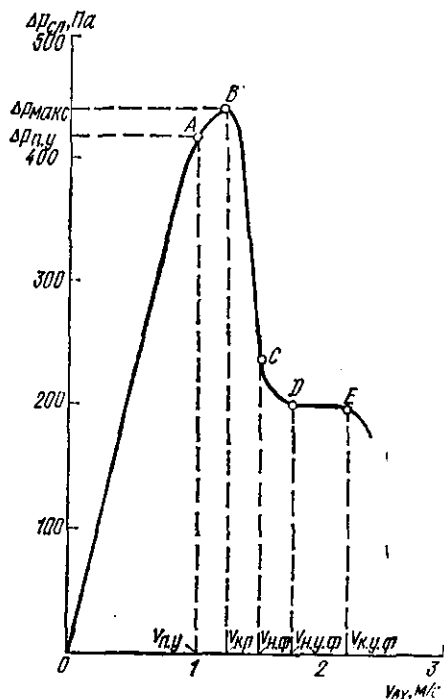


Рис. IV.8. Типичный график зависимости Δp слоя от скорости $v_{\text{вх}}$ с указанием граничных значений скорости

¹ Для ряда дисперсных материалов скорость $v_{\text{н.ф}}$ соответствует $\Delta p_{\text{макс}}$.

D — скоростью начала устойчивого фонтанирования, при которой обеспечивается равномерное фонтанирование $\{v_{н. у. ф}\}$;

E — скоростью конца устойчивого фонтанирования $\{v_{к. у. ф}\}$, которая характеризуется хорошим перемешиванием и частичным уносом мелкой фракции; эта скорость на 30—40 % больше скорости начала фонтанирования. Дальнейшее увеличение скорости приводит к уносу частиц крахмала из сушильной камеры и к снижению сопротивления слоя.

Структура фонтанирующего слоя и поля скоростей в слое детально изучены П. Г. Романковым, Н. Б. Рашковской и А. Д. Гольцикером. Экспериментальные исследования ядра фонтанирующего слоя (диаметр частиц $d = 1$ мм, угол раствора конуса $\alpha = 70^\circ$) показали, что: а) в нижней части ядра, прилегающей к поддерживающей сетке, концентрация частиц значительно понижена; б) на высоте 50 мм поперечное сечение ядра уменьшается, а затем снова увеличивается. Частицы материала поднимаются в разреженном ядре потока, в виде фонтана отбрасываются к стенкам аппарата и затем опускаются вниз; при этом они у стенок медленно движутся в сплошном плотном слое, а в промежуточной зоне (между ядром и пристеночным слоем) частицы опускаются в вихревом слое.

Исследованием перемешивания частиц (методом подачи в слой подкрашенных частиц) показано, что в фонтанирующем слое происходит полное перемешивание и для плотности вероятности распределения частиц во времени пребывания можно применить известное соотношение

$$\rho(\tau) = (1/\tau_{ср}) [\exp(-\tau/\tau_{ср})]. \quad (IV.31)$$

Характеристикой полноты перемешивания частиц является отношение $\tau_{ц}/\tau_{ср}$, где $\tau_{ц}$ — время циркуляции, т. е. время, в течение которого частица проходит все участки слоя; $\tau_{ср}$ — среднее время пребывания частиц в слое;

$$\tau_{ср} = G_{сл}/G_{\tau},$$

где $G_{сл}$ — масса частиц в слое, кг; G_{τ} — производительность аппарата, кг/ч, кг/с.

Сушка в фонтанирующем слое протекает в режиме полного перемешивания, если $\tau_{ц}/\tau_{ср} > 10$. Вместе с тем в сушильных аппаратах с локальным фонтанированием, в которых установлен ряд подающих сопел (факелов), имеется возможность путем отдельной подачи сушильного агента разных параметров в различные участки аппарата создавать переменный режим сушки.

Так, С. И. Гаджиев, А. А. Соколовский и автор при сушке водного раствора никотината аммония в псевдоожиженном слое с локальным фонтанированием установили, что испарение основного количества влаги происходит в среде поступающего в факел высокотемпературного сушильного агента (360°C) за сравнительно короткое время захвата и выброса частиц ядром фонтана на поверхность слоя; в периферийных же участках фонтана частицы медленно

перемещаются в слое, опускаясь вниз при более низкой температуре оживающего агента (150 °С). Таким образом обеспечиваются как бы авторегулирование переменного режима процесса и соответствующее осциллирование температуры материала (рис. IV.9), что благоприятно сказывается на качественных показателях продукта и способствует снижению расхода энергии. Указанные закономерности гидродинамики взаимодействия локальных факелов и слоя в целом легли в основу методики приближенного инженерного расчета аппарата с локальным фонтанированием¹.

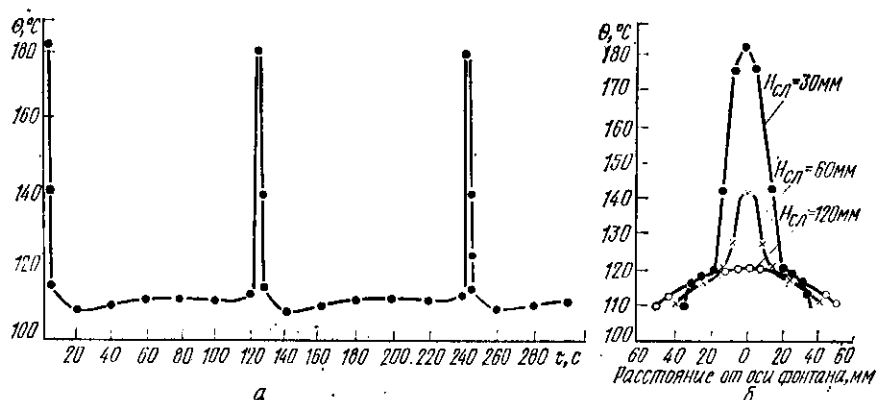


Рис. IV.9. Изменение температуры материала при сушке в псевдооживленном слое с локальным фонтанированием:

а — примерная кривая осцилляции температуры при сушке водного раствора никотиата аммония [массовая нагрузка раствора 175 кг/(м²·ч)]; б — профили температур в фонтанирующем слое

Ниже излагается порядок расчета.

1. Расход теплоты (в кДж/ч) на нагревание и испарение заданного количества влаги U (в кг/ч)

$$Q = Uc(\theta_{\text{кон}} - \theta_{\text{нач}}) + Ur.$$

2. Суммарный объем факелов (в м³) определяется из уравнения теплообмена

$$V = Q/(\alpha_v \Delta t_{\text{ср}}),$$

где α_v — объемный коэффициент теплообмена берется на основании опытных данных по расходу воздуха, Вт/(м³·К); $\Delta t_{\text{ср}}$ — среднелогарифмический температурный напор, К;

$$\Delta t_{\text{ср}} = (t_{\text{вх}} - t_{\text{вых}}) \{ \ln [(t_{\text{вх}} - \theta_{\text{с}})/(t_{\text{вых}} - \theta_{\text{с}})] \}^{-1},$$

здесь $\theta_{\text{с}}$ — средняя температура частиц в слое.

¹ Данная методика рекомендуется для предварительного расчета; более подробная методика будет изложена далее, в примерном расчете (глава VII). См. также статью: Гинзбург А. С., Гаджиев С. Ш. Гидродинамика неоднородного псевдооживления в тепло- и массообменных аппаратах пищевой и химической промышленности. — Журнал прикладной химии. 1978, т. LI, № 4, с. 847—851.

Расчетные формулы для определения гидродинамических характеристик фонтанирующего слоя

Формулы	Способ получения	Пределы применимости	Авторы
<p>Сопротивление</p> $\Delta p_{\text{макс}} = \gamma_{\text{нас}} h_0 + 2,53 (D/d_0)^{2,25} \times$ $\times [\lg (\alpha/2)]^{-1,19}$ $\Delta p_{\text{макс}} (\gamma_{\text{нас}} h_0) = [2h_0 \lg (\alpha/2)] / d_0 + 1$ $\Delta p_{\text{макс}} = (1,32 G_{\text{сд}} / f_0) (D/d_0)^{-1,25}$ $\Delta p_{\text{н.у.ф}} = (1,35 G_{\text{сд}} / f_0) (D/d_0)^{-2}$ $v_{\text{н.у.ф}} / v_{\text{внт}} = 0,64 (D/d_0 - 1)^{0,82} \times$ $\times [\lg (\alpha/2)]^{0,1}$ $v_{\text{н.у.ф}} = C (f_{\text{вх}} / f_{\text{свч}})^{-0,8}$	<p>Обработка экспериментальных данных по сушке</p> <p>Теоретические выводы</p> <p>На основе преобразования уравнения потока в каналах и опытных данных (полиэрол, силикат, пшено и т. п.)</p>	$\alpha = 10 \div 60^\circ\text{C}; D/d_0 =$ $= 1,30 \div 6,77;$ $d_0 = 0,224 \text{ мм}; h_0 = 100;$ $150; 200; 250 \text{ мм};$ $d_0 = 50 \text{ мм}; \text{ ламинарный}$ режим обтекания $1,6 \leq D/d_0 \leq 8,45;$ $10 \leq \alpha \leq 70^\circ;$ $\text{Ag} \geq 10^3$	<p>Н. И. Гельперин, В. Г. Айнштейн, Э. И. Гельперин, Львова</p> <p>С. С. Загородский Фунг Ван Фьенг, П. Г. Романков, Н. Б. Рашковская</p>
<p>Сопротивление незаполненного аппарата</p> $\Delta p = (6,18 - 0,18 f_{\text{свч}} / f_0) v_{\text{вх}}^{1,7}$ $\Delta p_{\text{макс}} = 240 (1 - d_0/D) =$ $= 240 [d_0/2h_0 \lg (\alpha/2) + 1]^{-1,2}$ $\Delta p_{\text{н.у.ф}} = 100 (1 - d_0/D);$ $v_{\text{н.у.ф}} = 3,5 (1 - d_0/D)^{0,67};$ $v_{\text{н.у.ф}} = 4,8 [d_0/2h_0 \lg (\alpha/2) + 1]^{-0,62}$	<p>Экспериментальные данные по сушке чая в шелловом аппарате</p> <p>Обработка экспериментальных данных по сушке картофельного крахмала</p>	$\alpha' = 20 \div 30^\circ;$ ширина щели 6 мм; $h_0 = 100; 200;$ 300 $\alpha = 20 \div 40^\circ;$ $d_0 = 80 \div 150 \text{ мм};$ $h_0 = 50 \div 140 \text{ мм};$ $d_0 = 15 \div 100 \text{ мкм};$ $W_1^c = 15 \div 20 \%$	<p>В. И. Библийшивили, П. Г. Романков, Н. Б. Рашковская Ю. З. Альшутер, А. С. Гинзбург, К. И. Пазирук</p>

Примечание. $G_{\text{сд}}$ — вес слоя; f_0 — входное сечение; $f_{\text{свч}}$ — сечение сепарационного пространства (цилиндрическая часть коническо-цилиндрического аппарата); d_0 и D — диаметры оснований конуса (слоя); Ag — критерий Архимеда, характеризующий соотношение физических характеристик материала и газа; $\text{Ag} = d_0^3 [\rho_{\text{м}} - \rho_{\text{г}}] g / (\nu^2 \rho_{\text{г}})$; d_0 — диаметр частицы. Некоторые другие расчетные формулы приведены в примерном расчете.

3. Объем единичного факела

$$V_{\phi} = \frac{\pi h_{\text{сл}}^3}{12} [4 \operatorname{tg}^2(\alpha/2) + 6 h_{\text{сл}} d_{\text{соп}} \operatorname{tg}(\alpha/2) + 3 d_{\text{соп}}^2],$$

где $h_{\text{сл}}$ — высота слоя, м; α — угол раскрытия конуса, °; $d_{\text{соп}}$ — диаметр сопла, м.

4. Необходимое число сопел

$$n = V/V_{\phi}.$$

5. Площадь решетки и эквивалентный диаметр аппарата рассчитываются, принимая расстояние между соплами $L_{\text{соп}} \approx 3 d_{\text{соп}}$.

Для проектирования аппаратов с фонтанирующим слоем различных материалов необходимо рассчитать соответствующие гидродинамические характеристики слоя.

В табл. IV.3 приведены формулы для определения $\Delta r_{\text{макс}}$, а также v и соответствующих отношений $v_{\text{н. у. ф}}/v_{\text{вит}}$, полученные различными авторами.

Расчет тепло- и массообмена в кипящем слое

Скорость сушки в кипящем слое обусловлена рядом факторов, из которых основными являются интенсивность внешнего теплообмена и теплопроводность материалов, определяющая скорость переноса влаги к поверхности высушиваемых частиц. Вместе с тем для термолабильных продуктов количество удаляемой влаги лимитируется временем нагрева материала до максимально допустимой температуры. Таким образом, характер процесса сушки пищевых продуктов в кипящем слое зависит от свойств материала и аэродинамического и теплового режимов процесса. Как и обычно, сушка продуктов может протекать в периоды постоянной и убывающей скорости процесса.

Для материалов со значительным коэффициентом диффузии влаги (теплопроводности) сушка протекает в первый период, температура продукта равна температуре мокрого термометра t_m , и при периодическом процессе такую же температуру имеет уходящий воздух; процесс лимитируется количеством подведенной теплоты, т. е. теплообменом между воздухом и поверхностью частиц, и расчетные формулы обычно обрабатываются в виде известного критерияльного уравнения

$$\text{Nu} = f(\text{Re}; \text{Fe}, \text{или } \text{Ar}; h_0/d).$$

Критерий Федорова

$$\text{Fe} \sqrt[3]{\frac{4}{3} \text{Ar}} = d \sqrt[3]{\frac{4}{3} \frac{(\rho_m - \rho_f) g}{v^2 \rho_f}}.$$

Следует учесть, что термическое сопротивление внешнего теплообмена играет роль при сравнительно малых h_0 и больших d . При значительных h_0 и малых d слой материала обычно поглощает прак-

тически всю теплоту, подводимую с воздухом. При этом, как было указано, лимитирующим фактором является максимально допустимая температура материала.

Сушка материала со значительным сопротивлением внутренней диффузии влаги протекает во второй период, температура материала превышает t_m , процесс в основном лимитируется температурой воздуха и мало зависит от скорости и влажности воздуха. В этом случае необходимо совместное рассмотрение уравнений внешнего и внутреннего тепло- и массообмена, и, как обычно, в связи с трудностью решения соответствующих дифференциальных уравнений используются приближенные методы расчета (например, через коэффициент сушки K).

Трудность решения дифференциальных уравнений тепло- и влаготеплопроводности при сушке в кипящем слое усугубляется сложностью гидродинамической обстановки при взаимодействии частиц материала, перемещающихся с неопределенной скоростью поступательного и вращательного движения, с воздухом, поле скоростей и параметры которого тоже изменяются. Кроме того, в процессе сушки наблюдается контакт между отдельными частицами, размеры которых в полидисперсном материале различны. Поэтому расчетные формулы, получаемые путем обработки экспериментальных данных, имеют вид зависимости безразмерного среднего влагосодержания материала от параметров процесса и характеристик материала:

$$\bar{u}/(\bar{u}_1 - u) = f[Fo, Ar, Ko', G/L, (t_1 - \theta_1)/\theta_1], \quad (IV.32)$$

где Ko' — модифицированный критерий Коссовича;

$$Ko' = \bar{u}_1 r / [c_m (t_1 - \theta_1)];$$

C/L — отношение массы материала к количеству воздуха; θ_1 — начальная температура материала.

При непрерывном процессе в период постоянной скорости сушки температура материала определяется как средневзвешенная величина между температурой влажных частиц t_m и температурой высушенных частиц, температура уходящего воздуха при этом превышает t_m .

В табл. IV.4 приведены формулы для расчета тепло- и массообмена при сушке в псевдооживленном слое, полученные разными авторами.

Следует отметить, что приведенные формулы для расчета теплообмена в кипящем слое являются приближенными. Хотя, например, расчет по формуле С. С. Забродского дает хорошее обобщение опытных данных ряда исследователей, однако метод теплового расчета процесса сушки в кипящем слое, основанный на определении коэффициента теплоотдачи α , не может быть рекомендован для термочувствительных материалов. Причиной этого является трудность в экспериментальном определении конечной разности температур воздуха и материала, от которой в значительной степени зависит величина α .

Таблица IV.4

Формулы для расчета тепло- и массообмена при сушке в кипящем и фонтанирующем слое

Формулы	Условия (пределы) применимости	Материал	Авторы
$Nu = 0,0151 Re^{0,74} Re^{0,65} (h_0/d_{экр})^{-0,34}$ $Nu = 0,0283 Re^{0,604} Re^{0,65} (h_0/d_{экр})^{-0,340}$ $Nu = 0,23 Re^{0,863}$	$30 < Re < 100$ $100 < Re < 200$ $20 < Re < 500$	Подмосковный и древесный уголь; зерна пшеницы, кукурузы, проса	И. М. Федоров
$Nu = 0,8 Re (h_0/d)^{-1} (p_{гг}/p_a)^{0,25}$, где $p_{гг}$ и p_a — парциальные давления пара и воздуха	Первый период сушки	Силикатель, активный уголь	Шн Янь-Фу, П. Г. Романков, Н. Б. Рашковская
$Nu = 1,25 \cdot 10^{-3} Re^{1,46}$	Широкие пределы	--	С. С. Забродский
$Nu = 0,0016 Re^{0,95} (v/v_{бит})^{-1,5}$ $Nu = 0,024 Re^{0,84}$, где $Re_g = Re/(1 - \varepsilon)$	Первый период сушки	Зерно, подмосковный уголь, картон, гранулы суперфосфата	М. В. Лыков
$Nu = 0,0016 Re (v/v_{бит})^{-1,5} (W/W_c)^n$, где W_c — максимальная гигроскопическая влажность материала	Первый и второй периоды	Гидроуголь, никелевый концентрат	А. В. Лыкова, М. В. Лыков

Формулы	Условия (пределы) применимости	Материал	Авторы
$\text{Nu} = 2,6 + 0,0077 \text{ Re};$ $\text{Nu} = 9,5 + 0,0048 \text{ Re}$	$\text{Re} < 3200, \text{ периодический процесс сушки}$	Картофель (нарезанный), горошек	М. А. Гришин, Г. К. Филоненко
$u/(u_1 - u) = 6,2 \cdot 10^2 \text{Ar}^{-0,7} \text{Fo}^{-0,65} (\text{Ko}')^{0,72} \times$ $\times \theta^{0,5} (d/h_0)^{0,5} (D_0/d_0)^3 (h_0/d_0)^{-3,5} (\text{tg } \alpha/2)^{-3,5} \times$ $\times (\lambda_m/\lambda_b), \text{ где } \theta = (\theta_2 - \theta_1)/(t_1 - \theta_2);$	$2600 \leq \text{Ar} \leq 24\,500;$ $200 \leq \text{Fo} \leq 2500;$ $0,2 \leq \text{Ko} \leq 35;$ $0,2 \leq \theta \leq 3;$ $0,157 \leq \lambda_b/\lambda_m \leq 0,37;$ $10^{-3} \leq d/h_0 \leq 10^{-2};$ $0,22 \leq \text{tg } \alpha/2 \leq 0,42;$ $1,17 \leq D_0/d_0 \leq 7;$ $3 \leq h_0/d_0 \leq 6$	Полимерные материалы (сушка в конических и цилиндрических аппаратах)	Н. Б. Рашковская, П. Г. Романков
$\theta_1 \text{ и } \theta_2 - \text{начальная и конечная температуры материала } (\theta_2 \approx t_2); \lambda_m \text{ и } \lambda_b - \text{коэффициенты теплопроводности материала и воздуха}; d - \text{диаметр частиц (эквивалентный)}; D_0 \text{ и } d_0 - \text{диаметры верхнего и нижнего сечения слоя (неподвижного)}$			
Формула для расчета скорости сушки — (IV.37)	Первый период в периодическом процессе сушки;	Зерно	В. А. Резчиков, А. С. Гинзбург
	$t_1 = 60 \div 140^\circ \text{C};$ $W_1^c = 25 \div 39,9\%;$ $v = 1,6 \div 2,7 \text{ м/с};$ $h_0 = 50 \div 200 \text{ мм}$		

В связи с этим оказалось целесообразным получить расчетным путем формулы для определения продолжительности нагрева материала до заданной максимально допустимой температуры, базируясь на данных экспериментального исследования кинетики сушки в кипящем слое.

Теплообмен в фонтанирующем слое исследован в Институте технической теплофизики АН УССР Ю. Г. Клименко, М. И. Рабиновичем и Л. Ф. Красной. Авторы рассматривают две зоны: ядро и периферийную зоны, в которых создается различная гидродинамическая обстановка и которые выполняют разные функции в процессе теплообмена: в ядре частицы материала получают теплоту от дисперсионной среды (воздуха) и отдают ее поступающему в аппарат материалу. В результате смешивания и контактирования температура всей массы частиц достигает значения среднекалориметрической температуры слоя θ_1 , с которой часть частиц G_u , определяющая производительность установки, уходит из аппарата, а остальная часть циркулирует и возвращается в ядро.

Следует отметить, что приведенная схема неточно отображает реальную картину переноса теплоты, так как циркулирующие частицы материала поступают из периферийной зоны в ядро по всей его высоте, а воздух частично попадает из ядра в периферийную зону. Для оценки возможных допущений авторы исследовали циркуляцию частиц материала в фонтанирующем слое с применением метода слежения за поведением одной или нескольких «меченых» частиц и фиксацией момента прохождения или определенного сечения ядра слоя, расположенного на расстоянии h от нижнего основания конуса.

В результате обработки экспериментальных данных получены следующие соотношения:

$$\Delta\bar{\tau}_я v/h_0 = 0,014 Ar^{0.37}; \quad (IV.33)$$

$$G_{uh}/L = 0,52 Ar^{0.1} \ln(h/\delta), \quad (IV.34)$$

где $\Delta\bar{\tau}_я$ — среднее время пребывания частиц в ядре, с; v — скорость воздуха в указанном сечении ядра, м/с; h_0 — начальная высота слоя, м; G_{uh} — массовый расход циркулирующих частиц материала через сечение ядра, кг/м²; L — массовый расход воздуха, кг/м²; δ — диаметр частиц, м.

Указанные соотношения получены на модели цилиндро-конического аппарата диаметром $D = 210$ мм для различных материалов ($\rho_ч = 1200 \div 2700$ кг/м³, $\delta = 2,5 \div 3,7$ мм) в пределах $Ar = (0,68 \div 19,6) \cdot 10^6$ и $(h/\delta) = 10 \div 120$, причем в этих пределах влияния угла раскрытия конуса (45, 60, 90°) и диаметра входного отверстия (30, 50, 70 мм) на значения G_{uh} и $\Delta\bar{\tau}_я$ не обнаружено.

Характерна линейная зависимость между $\Delta\bar{\tau}_я$ и h_0 , что дает основание считать равномерным движение циркулирующих частиц со скоростью $h_0/\Delta\bar{\tau}_я$.

На основании соотношений (IV.33) и (IV.34) и применения уравнения неразрывности потока частиц авторы получили формулы

для расчета площади поверхности межфазового теплообмена по высоте ядра F_h и соответствующей порозности слоя ϵ_h :

$$F_h = 3,4 \cdot 10^{-12} (\rho/\rho_v) \text{Ar}^{0,37} \{h/\delta [\ln(h/\delta) - 1] + 1\} D^2; \quad (\text{IV.35})$$

$$\epsilon_h = 1 - 7,3 \cdot 10^{-3} (\rho/\rho_v) (D/d_0)^2 \text{Ar}^{0,37} \ln(h/\delta),$$

где ρ , ρ_v — соответственно плотность воздуха и частиц материала, кг/м³; остальные обозначения известны.

Расчеты, проведенные авторами на ЭВМ, показали, что для расчета межфазового теплообмена можно принять допущение о постоянстве расхода воздуха и частиц материала по всей высоте ядра фонтанирующего слоя. Важно также отметить, что повышение температуры частиц материала в ядре на порядок меньше, чем используемый температурный перепад воздуха, и поэтому, как было указано выше, даже для термолабильных материалов можно подавать в аппарат воздух (как, например, для никотината аммония) с высокой температурой, т. е. использовать эффект воздействия начального импульса на объект сушки.

Более детальный анализ гидродинамики и межфазового теплообмена в фонтанирующем слое проведен С. С. Забродским и А. Ф. Долидовичем. Авторы рассматривают три характерные зоны: 1) в центральном ядре слоя частицы движутся в режиме пневмотранспорта, из нижней части слоя в область «шапки»; 2) в центре «шапки» частицы находятся в состоянии псевдооживления, а в ее периферийной части — в виде падающего слоя; 3) в периферийной (кольцевой) зоне аппарата частицы опускаются в гравитационно движущемся плотном слое. В результате анализа установлено, что для интенсификации теплообмена целесообразно обеспечить высокую концентрацию частиц материала в ядре слоя и высокие скорости циркуляции частиц в слое.

Для уменьшения высоты малоактивной (балластной) зоны целесообразно проектировать аппараты с фонтанирующим слоем сравнительно небольшой высоты.

Для повышения равномерности обработки отдельных частиц материала в аппаратах кипящего и фонтанирующего слоя П. Г. Романков и Н. Б. Рашковская рекомендуют проектировать подобные аппараты в виде установок, состоящих из ряда последовательно расположенных секций. В таких установках частицы материала более равномерно распределяются по времени пребывания и гидродинамический режим их работы приближается к аппаратам полного вытеснения. Важно отметить, что при проектировании многосекционных установок легче решаются вопросы моделирования масштабных переходов, т. е. использования данных, полученных на моделях к расчету промышленных установок.

Авторы разработали методику расчета многосекционной сушильной установки с перекрестным движением газа и материала, согласно которой можно определить число секций, обеспечивающих заданную дисперсию по конечной влажности частиц материала.

А. И. Тамарин исследовал массоперенос в псевдооживленном слое между газом и частицами материала с помощью модели пограничного слоя и условия взвешивания единичной частицы газовым потоком.

Автор получил уравнение, описывающее закономерности переноса массы в псевдооживленном слое полидисперсного материала между газом и относительно крупной «пробной» частицей, мигрирующей в слое более мелких частиц,

$$\text{Sh} = K (\text{Pr}_m \text{Ar})^{1/3} (d/d_i)^{1/2}, \quad (\text{IV.36})$$

где число Шмидта $\text{Sh} = \alpha_m d/D$; α_m — коэффициент массообмена; D — коэффициент диффузии; d, d_i — диаметры «пробной» и остальных частиц; $K = I (\eta/2) (e/6I\eta)^{1/3}$; I — безразмерный средний градиент скорости по поверхности частицы; η — поправка на флуктуации скорости газа; e — средняя порозность слоя; критерий $\text{Pr}_m = \nu/D$ (массообменный критерий Прандтля); ν — кинематическая вязкость; критерий

$$\text{Ar} = (gd_i^3/\nu^2) [(\rho_m - \rho_g)/\rho_g].$$

Важно отметить, что в рассматриваемых автором условиях коэффициент массообмена не зависит от скорости фильтрации газа, а определяется средними касательными напряжениями, возникающими у поверхности частиц, взвешенных потоком газа.

Автор приходит к выводу, что вокруг мигрирующей в псевдооживленном слое частицы материала формируется гидродинамический пограничный слой, обуславливающий перенос импульса и массы, образование которого определяется условием взвешивания частиц потоком газа (критерий Ar).

Следует отметить, что приведенные выше уравнения, описывающие тепло- и массообмен в фонтанирующем слое, являются эмпирическими и их применение в инженерных расчетах ограничено условиями проведения частных экспериментов.

В связи с этим значительный интерес представляет работа В. В. Кафарова, И. Н. Дорохова, Э. М. Кольцовой и Н. В. Меньшутин¹, в которой получена обобщенная система термогидромеханических уравнений, описывающих гидродинамику и тепло-массообмен в фонтанирующем слое. При этом движущая сила гидромеханического взаимодействия между зонами ядра и кольцами фонтана обусловлена различием скоростей газа в указанных зонах, движущая сила взаимодействия между газом и твердыми частицами — различием скоростей газа и частиц в ядре фонтана, движущая сила теплообмена — различием температур фаз, движущая сила массообмена — разностью химических потенциалов в газе и частицах. Практический интерес представляют осредненные уравнения переноса массы, импульса и энергии для зон кольца

¹ Кафаров В. В., Дорохов И. Н., Кольцова Э. М., Меньшутин Н. В. К теории описания процессов с фазовыми переходами в аппаратах фонтанирующего слоя. — ИФЖ, 1983, т. XV, № 2, с. 181—189.

и ядра фонтанирующего слоя, а также аналитическое соотношение для определения диаметра ядра, полученное из анализа энтропии системы в стационарном состоянии.

Расчет кинетики процесса сушки в кипящем слое

Из всего многообразия факторов, влияющих на кинетику процесса сушки, В. А. Резчиковым и автором для изучения были выбраны следующие: температура и скорость воздуха, начальная влажность материала (зерна) и высота слоя.

В результате обработки опытных данных получена обобщенная формула для расчета скорости сушки зерна в кипящем слое

$$N = [0,46(t_1 - 60)^{0,7} + k(W_1^c - 25) + 8] \sqrt{\rho(G_1/F_p)^{-0,6}}, \quad (\text{IV.37})$$

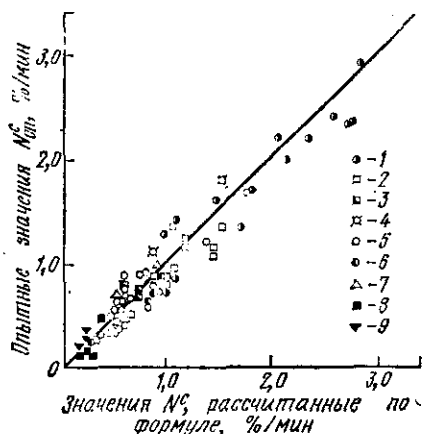


Рис. IV.10. Сопоставление опытных данных ряда авторов с расчетами по формуле (IV.37):

1, 2 — данные ВТИ; 3 — ВНИИЗа; 4 — В. Ванечека; 5 — К. Ванека; 6 — Я. Циборова; 7 — Я. Лысака; 8 — К. Мазура, П. Гишлера; 9 — Ф. Шауба

где N — скорость сушки зерна, %/мин; t_1 — температура сушильного агента, °C; k — коэффициент, являющийся функцией температуры сушильного агента; W_1^c — влажность зерна, отнесенная к массе сухого вещества, %; $\sqrt{\rho}$ — массовая скорость сушильного агента, кг/(м²·с); G_1/F_p — первоначальная удельная нагрузка зерна на решетку, кг/м².

Поскольку формула (IV.37) получена на основе обработки экспериментальных данных, применимость ее ограничена теми параметрами процесса сушки, при которых проводились исследования (см. табл. IV.4).

Сопоставление опытных данных других авторов с результатами, полученными по уравнению (IV.37), приведено на рис. IV.10. На оси абсцисс отложены скорости сушки, полученные по уравнению (IV.37), на оси ординат — опытные данные других авторов. Из графика видно, что максимальное расхождение между расчетными и опытными данными по скорости сушки не превышает 20—25 %. Это дает основание полагать, что предложенное уравнение для скорости сушки зерна в кипящем слое может быть использовано для технических расчетов в более широких пределах изменения режимных параметров процесса: при температуре сушильного агента от 60 до 200 °C; при массовой скорости сушильного агента от 0,7 до 10 кг/(м²·с); при удельной нагрузке зерна на решетку от 30 до 1000 кг/м².

При проектировании скорость сушки зерна в кипящем слое значительно легче определить, если воспользоваться построенной авторами расчетной номограммой (см. рис. II.9 в главе II). Она представляет собой графическое решение уравнения (IV.37) при заданных значениях начальной влажности зерна W_1^c и режимных параметров процесса (t_1 , v_p , G_1/F_p). При построении номограммы за основной параметр выбрана температура сушильного агента и для нее принята линейная шкала.

Следует обратить внимание на различный масштаб температурной шкалы, чем и обуславливается излом кривых при температуре $t_1 = 90^\circ\text{C}$.

1-й квадрант номограммы представляет собой полулогарифмическую сетку, 2-й и 3-й — логарифмическую сетку, причем для удобства пользования 2-й и 3-й квадранты наложены один на другой. Скорость сушки определяется по логарифмической шкале. Способ пользования номограммой ясен из приведенных на ней примеров. Необходимо лишь особо оговорить возможный случай, когда линии, соответствующие заданным скоростям сушильного агента и заданной удельной нагрузке зерна на решетку, пересекаются. Очевидно, в этом случае горизонтальная прямая должна быть продолжена до пересечения со шкалой скорости сушки.

Сушка в виброкипящем слое

Слой дисперсного материала может быть приведен в псевдооживленное состояние воздействием на него вибрационных колебаний. Вибрационные колебания опорной решетки (рабочей поверхности) или всего корпуса аппарата могут осуществляться вибраторами различных типов: механическими (инерционными), пневматическими, гидравлическими и электромагнитными; частота колебаний $f = 5 \div 250$ Гц.

Для дисперсных пищевых продуктов (сахар-песок, соль и т. п.) обычно применяется частота $f \approx 40 \div 60$ Гц. Важной характеристикой виброустановки, оказывающей значительное воздействие на материал, является амплитуда колебаний A ; обычно для вибросушильных установок пищевой промышленности $A = 2 \div 10$ мм. В установках с виброаэрокипящим слоем ВНИЭКИпродмаша $f = 6 \div 7$ Гц, $A = 8 \div 10$ мм.

Вибросушка с успехом применяется для обезвоживания склонных к адгезии (слипающихся) дисперсных материалов, что обеспечивает снижение энергетических затрат по сравнению с затратами при рециркуляции материала или загрузке влажного материала на слой сухого. Вибросушка может осуществляться как без принудительной подачи воздуха при кондуктивном или терморadiационном энергоподводе, так и при подаче воздуха, т. е. при конвективном теплоподводе. В первом случае целесообразно слой называть виброоживленным или виброкипящим, во втором — виброаэрооживленным.

ным или виброаэрокипящим; при этом возможно также применение комбинированных методов энергоподвода.

При сушке в виброаэрокипящем слое, когда требуемое состояние слоя обеспечивается механическими колебаниями, расход воздуха можно рассчитывать в соответствии с потребным количеством теплоты; поэтому скорости воздуха обычно ниже критических, что обуславливает снижение потерь с уносом и повышение энергетического КПД установки.

Как и при сушке в кипящем слое, важное значение имеют расчет параметров гидродинамики виброкипящего слоя, а также анализ и расчет тепло- и массообмена при вибросушке. Изучение гидродинамики виброкипения базируется на теории вибрационного перемещения, в развитие которой значительный вклад внесли работы советских ученых (М. Б. Левинсон, А. О. Спиваковский, И. И. Артоболевский, И. И. Блехман, В. В. Гортинский, Г. Ю. Джанелидзе, И. Ф. Гончаревич и др.).

Исследования тепло- и массообмена при сушке в виброкипящем слое проведены в основном в СССР (С. С. Забродский, Н. В. Михайлов, В. А. Членов, Ю. Л. Фрегер, В. И. Сыроедов, А. П. Рысин, В. А. Шейман, А. С. Зелепуга, В. А. Резчиков, Г. В. Цивцивадзе, автор и др.), в ЧССР (М. Хоц, И. Шнеллер) и др. Обобщение данных по сушке сыпучих материалов в виброкипящем слое дано в монографии В. А. Членова и Н. В. Михайлова (см. список литературы).

Расчет гидродинамики виброкипящего слоя. Процесс сушки в виброкипящем слое связан с явлениями перемещения, разрыхления и перемешивания материала. Механизм перемещения материала по рабочей поверхности обусловлен рядом режимных факторов, а также характеристиками самого материала (параметры вибрации, форма частиц, фракционный состав, влажность материала, силы внутреннего и внешнего трения и т. д.). Аналитическое исследование движения материала на вибрирующей поверхности при таком многообразии аргументов представляет значительные трудности, поэтому в первом приближении ограничиваются рассмотрением движения единичной частицы. Следует учесть, что траектория движения частиц весьма сложная и истинная скорость их неизвестна.

В вибросушилках ВНИЭКИпродмаша применяются вертикально направленные колебания, при которых, как уже говорилось, наибольшее влияние на состояние слоя оказывает амплитуда колебаний, что вообще характерно для виброобработки при макроскопическом перемещении материала.

Рабочая поверхность может быть плоской (горизонтальной) или располагаться под некоторым углом, а также быть оформлена в виде спирали.

При периодическом движении материала, находящегося на вибрирующей плоскости, между слоем материала и плоскостью (дном сосуда) возникает знакопеременный аэродинамический напор p_i , т. е. при подбрасывании материала в этой зоне создается

некоторое разрежение; при падении материала создается соответствующее повышение давления: $p_i \leq p_a$, где p_a — атмосферное давление (над слоем).

Экспериментальные исследования В. А. Членова (морской песок), В. И. Сыроедова (сахар-песок) и др. подтвердили создание под виброожиженным слоем знакопеременного напора, т. е. его «насосное действие». Величина p_i может быть значительной. Так, например, для виброслоя стеклянных шариков $d = 0,13$ мм при $h_0 = 110$ мм, $f = 50$ Гц, $A_y = 1,42$ мм максимальные значения избыточного давления и разрежения под слоем достигают 21,6 кПа (2200 мм вод. ст.).

Динамические давления и разрежения, возникающие под виброслоем, оказывают существенное влияние на характер перемещения частиц в результате фильтрации воздуха через виброожиженный слой. Поток воздуха в слое способствует перемешиванию частиц и их направленному движению аналогично перемещению материала в фонтанирующем слое. Уравнение движения частицы на вибрирующей решетке (сетке) с учетом продувания воздуха через решетку, т. е. в виброаэроразрыхленном состоянии, проанализировано А. П. Рысиным.

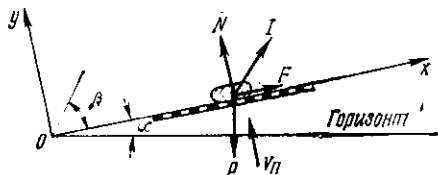


Рис. IV.11. Расчетная схема виброаэрослоя при конвективном подводе теплоты

При выборе оптимальных параметров вибрации следует руководствоваться следующими основными соображениями: 1) необходимо стремиться к обеспечению режима с непрерывным подбрасыванием, при котором достигается максимальное время пребывания частицы во взвешенном состоянии; 2) вибрационное воздействие должно обеспечить возможность существования псевдоожиженного слоя при скоростях воздуха ниже критической; 3) гидравлическое сопротивление слоя должно быть минимальным; 4) принятые параметры вибрации должны обеспечивать снижение энергетических затрат по сравнению с псевдоожижением на неподвижной решетке.

При гармонических колебаниях перфорированной пластины и воздействии перпендикулярно направленного воздушного потока (рис. IV.11) уравнения движения одиночной частицы в системе координат xOy будут иметь следующий вид:

$$m(d^2x/d\tau^2) = mA\omega^2 \cos \beta \sin \omega\tau - mg \sin \alpha + F; \quad (IV.38)$$

$$m(d^2y/d\tau^2) = mA\omega^2 \sin \beta \sin \omega\tau - mg \cos \alpha + P_N + p_v,$$

где A и ω — амплитуда и угловая частота колебаний; β — угол между направлением колебаний и решеткой; α — угол наклона решетки к горизонту;

F и P_N — сила трения и сила нормального давления; $A\omega^2 = a_{\text{внбр}}$ — ускорение вибрации.

При определенных допущениях проекция силы давления воздушного потока на частицу может быть определена по уравнению

$$p_y = mg (v^2/v_{\text{вит}}^2), \quad (\text{IV.39})$$

где v и $v_{\text{вит}}$ — скорость воздушного потока и витания частицы.

В случае выполнения условия

$$z_0 = (g/A\omega^2) (\cos \alpha / \sin \beta) < 1$$

в некоторый момент времени, определяемый из уравнения $\sin \omega t_0 = z_0$, нормальная реакция и сила трения обращаются в нуль и частица отрывается от решетки.

Уравнения полета частицы (при $P_N = 0$) будут иметь вид:

$$d^2x/d\tau^2 = A\omega^2 \cos \beta \sin \omega \tau - g \sin \alpha; \quad (\text{IV.40})$$

$$d^2y/d\tau^2 = A\omega^2 \sin \beta \sin \omega \tau - g \cos \alpha [1 - (v^2/v_{\text{вит}}^2) (1/\cos \alpha)].$$

Обозначим через

$$k_y = 1 - (v^2/v_{\text{вит}}^2) (1/\cos \alpha). \quad (\text{IV.41})$$

Применив методику И. И. Блехмана и Г. Ю. Джанелидзе и сделав допущение, что скорость воздуха не зависит от параметров колебаний решетки, получим уравнение, обуславливающее существование режима с непрерывным подбрасыванием при наличии потока воздуха,

$$\omega'_0 = k_y \sqrt{\pi^2 p^2 + 1}, \quad (\text{IV.42})$$

где $\omega'_0 = (A\omega^2/g) (\sin \beta / \cos \alpha)$ — параметр режима колебаний; $p = 1, 2, \dots$ — число периодов колебаний.

При отсутствии воздушного потока ($v = 0$) коэффициент $k_y = 1$ и выражение, обуславливающее существование режима с непрерывным подбрасыванием, имеет известный вид

$$\omega'_0 = \sqrt{\pi^2 p^2 + 1} \quad (p = 1, 2, \dots). \quad (\text{IV.43})$$

Если полет частицы осуществляется в пределах одного периода колебаний ($p = 1$), то ускорение будет равно $3,296 \text{ g м/с}^2$.

Анализ уравнения (IV.42) свидетельствует о том, что в результате воздействия воздушного потока для достижения режима с непрерывным подбрасыванием ускорение вибрации может быть несколько снижено, что благоприятно скажется на долговечности работы привода. Таким образом, при обработке сыпучих материалов на колеблющейся решетке с одновременной подачей газа под

нее ускорение вибрации, по-видимому, должно быть ниже 3,296 g м/с² *.

Экспериментальное исследование гидродинамики виброаэро-слоя производится, как и обычно, путем измерения порозности ϵ и сопротивления слоя Δp .

По данным В. И. Сыроедова и автора, увеличение высоты слоя сахара-песка Δh находится в линейной зависимости от амплитуды колебаний A (Δh и A выражаются в мм): $\Delta h = 5,48 A$.

Для характеристики состояния виброожиженного слоя нами предложены следующие показатели:

а) относительное увеличение высоты слоя $\psi = \Delta h/h_0$;

б) порозность виброожиженного слоя $\epsilon_v = \epsilon_0 (1 + \psi)$, где ϵ_0 — начальная порозность слоя, определяемая по соотношению порозностей кристалла дисперсного материала (например, сахарозы) и слоя материала (например, сахара-песка) до виброожижения.

Для слоя сахара-песка $\psi = 0,11 A$; при $A = 2 \div 2,5$ мм $\psi = 0,22 \div 0,27$ и $\epsilon_v = 0,366 \div 0,381$.

Следует отметить, что при сушке в виброожиженном слое при чрезмерном увеличении скорости воздуха (выше оптимальной) интенсивность перемешивания и равномерность сушки частиц могут даже ухудшиться; по данным Ю. Л. Фрегера, при сушке зерна в виброкипящем слое такое явление наблюдается при массовой скорости воздуха $w > 0,3 \div 0,4$ кг/(с·м²).

Исследованиями А. Ф. Рыжкова, А. П. Баскакова и др. (Уральский политехнический институт) установлено, что в вибросушильных установках при определенных параметрах вибрации развиваются сложные резонансные явления, обусловленные взаимодействием двух видов колебаний: инерционных с частотой

$$f \sim \sqrt{a_{\text{вибр}}/h_0}$$

и псевдоакустических с частотой

$$f_{\text{ак}} = (2n - 1) v_{\text{зв}}/4h_0,$$

где $a_{\text{вибр}}$ — ускорение вибрации; h_0 — высота слоя; $v_{\text{зв}}$ — скорость звука в дисперсионной среде; $n = 1, 2, 3, \dots$.

На основании этих исследований авторами разработана методика инженерного расчета параметров вибрации (A , f , h_0), обеспечивающих равномерное ожижение материала и предотвращающих его истирание.

Следует учесть, что в действительности в слое происходит перемешивание частиц, поэтому для проточных аппаратов виброки-

* Исследование характера движения сыпучего тела при совместном действии вибрации и восходящего воздушного потока рассматривается в работах, посвященных изучению процесса сепарирования. Теоретическое описание движения материальной частицы в этих условиях дано Л. И. Мачихиной, которая также экспериментально установила картину распределения скоростей потока частиц на различном расстоянии от опорной поверхности (Труды ВНИИЗа, вып. 73, 1972).

пящего слоя важное значение имеет выбор такого гидродинамического режима, при котором была бы обеспечена работа в условиях, близких к идеальному вытеснению. Расчет параметров такого режима производится на основании исследования распределения частиц материала по времени пребывания в аппарате специально введенных в слой меченых частиц. При этом используется диффузионная модель, согласно которой перемещение отдельных элементов потока происходит как за счет основного (направленного) движения со скоростью v_m , так и за счет диффузионного движения, обусловленного наличием в основном потоке крупномасштабных пульсаций. Диффузионный перенос меченой частицы принимается пропорциональным градиенту концентрации при некотором эффективном значении коэффициента диффузии D в направлении движения потока¹.

В этих условиях и при допущении о постоянстве скорости потока в поперечном направлении уравнение диффузии частиц имеет вид, аналогичный уравнению Фурье—Кирхгофа для одномерной задачи:

$$\partial C_q / \partial \tau + v_m (\partial C_q / \partial x) = D (\partial^2 C_q / \partial x^2), \quad (\text{IV.44})$$

где C_q — концентрация меченых частиц; $\partial C_q / \partial x$ — градиент концентрации.

Решение уравнения диффузии при начальном условии $C_q = C_q(x, 0)$ и граничном условии

$$v_m C_{\text{вх}} = v_m C_q - D (\partial C_q / \partial x) \text{ при } x = 0 \quad (\text{IV.45})$$

и $\partial C_q / \partial x = 0$ при $x = l$

(где $C_{\text{вх}}$ — концентрация меченых частиц на входе в аппарат; l — длина камеры) дает выражение функции распределения времени пребывания частиц в виде бесконечного ряда

$$\rho_\tau = \sum_{k=1}^{\infty} \frac{2(\lambda_k^2 / \bar{\tau}) \exp [Bo/2 - (Bo \bar{\tau}) / (4\bar{\tau}) - (4\lambda_k^2 \bar{\tau}) / (Bo \bar{\tau})]}{(1 + Bo/2) \sin 2\lambda_k - (Bo/4 + Bo^2/16 - \lambda_k^2) \cos 2\lambda_k}, \quad (\text{IV.46})$$

где $Bo = v_m l / D$ — критерий Боденштейна — аналог известного массообменного критерия Пекле ($Pe_m = vl/a_m$), характеризующего массоперенос при вынужденном движении потока; λ_k — является решением характеристического уравнения

$$\operatorname{tg} 2\lambda_k = \frac{(Bo/2)\lambda_k}{\lambda_k^2 - Bo^2/16}; \quad (\text{IV.47})$$

$\bar{\tau} = l/v_m$ — среднее время пребывания частиц в слое.

¹ Исследование выполнено в МТИППе В. И. Никулиным под руководством автора, В. А. Тищука и А. П. Рысина.

На основе этих предпосылок В. И. Никулиным проведено исследование времени пребывания частиц желатина τ в виброкипящем слое и разработана методика более точного расчета размеров сушильной камеры (виброрешетки).

При обработке экспериментальных данных для анализа влияния на процесс варьируемых параметров им использована известная в математической статистике зависимость квадрата коэффициента вариации для параметра, характеризующего диффузионную модель,

$$v^2 = 2/Bo - (2/Bo^2) [1 - \exp(-Bo)]. \quad (IV.48)$$

Всего было проведено 16 опытов и для каждого опыта по формуле (IV.48) по значениям коэффициента вариации с помощью обратной интерполяции найден критерий Bo , зная который с учетом τ определен коэффициент диффузии частиц D .

Результаты обработки экспериментальных и расчетных данных представлены на рис. IV.12 в виде зависимости коэффициента диффузии от режимных параметров G , v , b , h_0 (G — производительность аппарата; b — ширина камеры; h_0 — высота слоя). Как видно из рисунка, коэффициент диффузии не зависит от длины камеры l , что также вытекает из проверки значимости влияния l методом дисперсионного анализа. Такой результат подтверждает возможность использования диффузионной модели, поскольку D характеризует только локальное горизонтальное перемешивание частиц. Масштаб турбулентных пульсаций, имеющий квазипериодический характер как в пространстве, так и во времени, определяется наименьшим линейным размером; в данном случае, как и в промышленном аппарате, это — начальная высота слоя. Следовательно, появляется возможность распространения экспериментальных данных на аппараты любой длины, т. е. решить задачу масштабного перехода от модели к аппарату промышленного типа.

Существенное влияние на коэффициент диффузии оказывает скорость воздуха v , подаваемого для доожигания частиц. Так, в исследуемом диапазоне изменения v от 1,1 до 2,1 м/с коэффициент диффузии увеличивается от 2,5 до 8,1 см²/с, т. е. в 3,2 раза. Следовательно, увеличение скорости потока и, как следствие, степени неоднородности псевдоожиганного слоя интенсифицирует перемешивание твердой фазы в нем, что хорошо согласуется с данными работ ряда авторов. Наибольшее влияние из исследуемых параметров оказывает изменение начальной высоты плотного слоя (удельной нагрузки). Так, с увеличением толщины слоя от 1 до 5 см D уменьшается от 22 до 3 см²/с. Дальнейшее увеличение высоты плотного слоя приводит к незначительному уменьшению коэффициента диффузии; так, для слоя толщиной 9 см $D \approx 2$ см²/с. Увеличение коэффициента диффузии при уменьшении высоты плотного слоя, очевидно, связано с воздействием вертикальных колебаний решетки, турбулизирующих низкие слои сильнее, чем высокие.

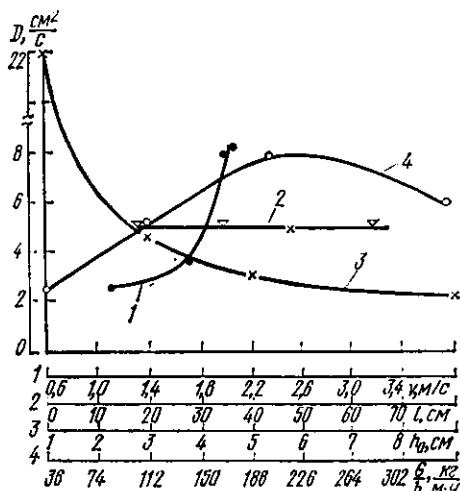


Рис. IV.12. Зависимость коэффициента диффузии гранул в виброаэрокипящем слое D от управляемых параметров:

v — скорость воздуха; l — длина сушильной камеры; h_0 — начальная высота слоя; G, b — отношение производительности установки к ширине камеры

Таким образом, для уменьшения продольного перемешивания частиц в проточном аппарате виброкипящего слоя целесообразно начальную высоту слоя материала иметь не менее 5 см.

На рис. IV.12 представлена также зависимость коэффициента диффузии гранул от производительности аппарата: как видно, функция имеет экстремальное значение, причем увеличение G/b от 36 до 204 кг/(м·ч) приводит к увеличению продольного перемешивания. Когда же при дальнейшем увеличении G/b пульсация и неоднородность структуры потока ослабевают, то коэффициент D начинает уменьшаться, т. е. перемешивание частиц снижается. Если в выражение критерия Bo подставить $v_m = l/\tau$ и соотношение размеров $l/b = \xi$ решетки (сушильной камеры) площадью F_p , то получим

$$Bo = v_m l / D = l^2 / (D \tau) = \xi F_p / (D \tau). \quad (IV.49)$$

По (IV.49) проведены расчеты интегральных кривых распределения диффузионной модели для различных значений критерия Bo и построена зависимость вероятности P — отношение действительного времени

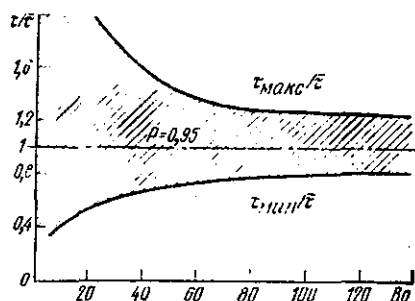


Рис. IV.13. Отклонение от среднего времени пребывания частиц в виброаэрокипящем слое для различных значений критерия Боденштейна

пребывания частиц к среднему времени $\tau/\bar{\tau}$. На основании этих кривых на рис. IV.13 построен график зависимости $\tau/\bar{\tau}$ от Bo , на котором заштрихованная область с вероятностью $P = 0,95$ дает отклонение от отношения $\tau/\bar{\tau} = 1$. Таким образом, зная D и Bo , по графику можно выбрать такое соотношение l/b , которое обеспечит заданную равномерность обработки материала, т. е. добиться распределения времени пребывания частиц в проточном виброкипящем слое, близкого к режиму идеального вытеснения.

Расчеты тепло- и массообмена при сушке в виброкипящем слое.

Ряд работ посвящен изучению теплообмена между виброожиженным слоем зернистого материала и нагреваемой поверхностью.

При сушке в атмосферных условиях, по данным В. И. Сыроедова и автора, в пределах $f = 20 \div 50$ Гц и $A = 0 \div 2,5$ мм коэффициент теплообмена между кристаллами сахара-песка и горизонтальной греющей поверхностью (дно камеры) с повышением параметров вибрации увеличивается.

В качестве характеристики интенсивности теплообмена в виброкипящем слое принят эффективный коэффициент теплообмена $\alpha_{эф}$, который учитывает общее количество теплоты, переданное виброожиженному слою высушиваемого материала, отнесенное к единице площади кондуктивной поверхности.

Как показывают проведенные эксперименты, интенсивность передачи теплоты от вибрирующей поверхности теплообмена к виброожиженному слою дисперсного материала значительно превышает интенсивность передачи теплоты от нагретой поверхности к плотному неподвижному дисперсному слою. При изменении амплитуды

в пределах 0,5—2,5 мм $\alpha_{эф}$ возрастает от 104 до 194 Вт/(м²·К). При изменении частоты от 10 до 50 Гц при постоянной амплитуде колебаний, равной 1 мм, наблюдается рост коэффициента теплообмена $\alpha_{эф}$ от 104 до 136 Вт/(м²·К).

Экспериментальные данные обработаны графическим методом:

$$\alpha_{эф} = 0,15fA^2 + (1 + 0,37f)A + 86,00. \quad (IV.50)$$

Для сахара-песка на процесс теплообмена амплитуда колебаний A оказывает большее влияние, чем частота f . По данным А. П. Макарова и В. И. Попова получена аналогичная зависимость для солода, хотя по этим данным частота вибрации оказывает существенное влияние на процесс сушки (скорость сушки возрастает прямо пропорционально увеличению f), однако при $Af^2 = \text{const}$ чем меньше f , т. е. чем больше A , тем выше скорость сушки.

Для расчета теплообмена в процессе вибросушки солода авторы предложили формулу

$$Nu = 0,17 Re_{\text{вибр}}^{0,4} (W/W_{\text{кр}})^{0,13}, \quad (IV.51)$$

где W и $W_{\text{кр}}$ — текущая и критическая влажность солода, %; $Re_{\text{вибр}}$ — «вибрационный критерий» Рейнольдса;

$$Re_{\text{вибр}} = v_{\text{вибр}} l / \nu,$$

где $v_{\text{вибр}}$ — средняя скорость колебаний; $Re_{\text{вибр}}$ — можно представить как произведение двух критериев — Рейнольдса и Струхала:

$$Re_{\text{вибр}} = Re Sh, \quad (IV.52)$$

где $Re = v l / \nu$; $Sh = v_{\text{вибр}} / v$ — критерий Струхала, который характеризует соотношение скорости колебаний и скорости газа в виброаэрооживленном слое.

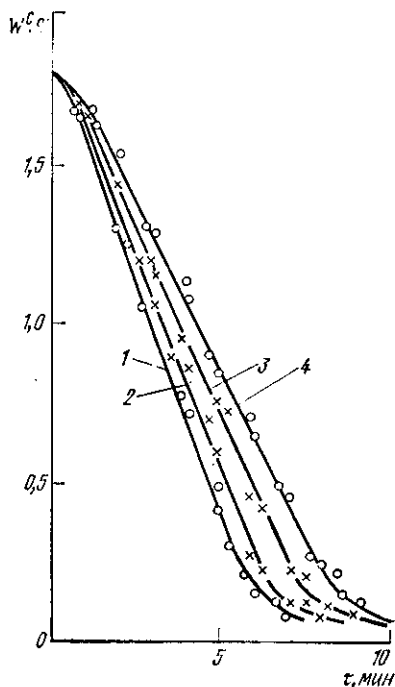


Рис. IV.14. Кривые сушки сахара-песка в виброкипящем слое при кондуктивном теплоподводе и частоте колебаний:

1 — 60 Гц; 2 — 50 Гц; 3 — 40 Гц; 4 — 30 Гц

На рис. IV.14 показаны кривые сушки сахара-песка в виброкипящем слое, полученные В. И. Сыроедовым и автором.

На основе выявленных закономерностей процесса сушки влажного сахара-песка в виброоживленном слое проведено аналитическое исследование кинетики кондуктивного нагрева материала применительно к периоду постоянной скорости сушки.

При выводе расчетных уравнений приняты такие допущения.

1. Температура высушиваемого материала по высоте виброожиженного слоя в рассматриваемом сечении камеры в один и тот же момент времени принимается постоянной. Это допущение обеспечивается оптимальным режимом виброожижения, при котором происходит интенсивное перемешивание частиц в слое.

2. Нагрев частиц считается безградиентным, т. е. температура принимается одинаковой на поверхности и в центре каждой из частиц. Известно, что неравномерность прогрева модельного тела (шара) в процессе нестационарного теплообмена, а следовательно, и температурный градиент зависят: 1) от интенсивности перемешивания материала, обуславливающей величину коэффициента $\alpha_{\text{эф}}$; 2) от теплоинерционных свойств материала (коэффициента теплопроводности α) и размеров тела (эквивалентного диаметра).

Ряд авторов (С. С. Забродский, И. Л. Любошиц и др.) отмечают, что при аналитическом расчете теплообмена в плотном слое дисперсного материала можно пренебречь температурным градиентом в том случае, если критерий Био $Bi > 0,2$.

Вследствие специфических особенностей теплообмена в виброкипящем слое теплообмен с греющей поверхностью происходит лишь в контактном слое и время пребывания частиц в зоне активного тепловосприятия ничтожно мало по сравнению с временем пребывания в остальной зоне; поэтому предельное значение критерия Bi , при котором температурным градиентом по сечению частиц можно пренебречь, может быть, по-видимому, принято даже больше, чем 0,2 (около 1,0). Действительно, как показали исследования многих авторов (А. С. Гинзбург, В. А. Резчиков, Н. И. Гельперин, И. Ф. Пикус и др.), расчет теплообмена в кипящем слое при допущении о безградиентном нагреве даже сравнительно крупных частиц (зерно, кубики овощей и др.) хорошо согласуется с экспериментальными температурными кривыми, полученными в опытах.

3. Эффективный коэффициент теплообмена в рассматриваемой системе, отнесенный к теплоотдающей контактной поверхности, принимается постоянным. Следует отметить, что эффективный коэффициент теплообмена учитывает как передачу теплоты от поверхности нагрева, так и теплообмен между частицами в слое.

4. Температура поверхности нагрева по всей площади сушильной камеры принимается неизменной. Это допущение вполне правомерно в случае, когда нагрев поверхности теплообмена осуществляется насыщенным паром.

5. Потери теплоты во внешнюю среду считаются пренебрежимо малыми и в дальнейшем учитываются в расчете установки.

Исходя из принятых допущений для элементарного объема виброожиженного слоя влажного дисперсного материала длиной dx уравнение теплового баланса имеет вид

$$\alpha_{\text{эф}} F_{\text{уд}} (t_{\text{п. н}} - \theta_{\text{м}}) dx = G_{\text{мт}} c_{\text{м}} d\theta_{\text{м}} + [G_{\text{мт}} r / (100 + W_1^{\text{с}})] dW_1^{\text{с}}, \quad (\text{IV.53})$$

где $F_{уд}$ — площадь поверхности нагрева на единицу длины слоя материала или на единицу пути перемещенного слоя материала, $\text{м}^2/\text{м}$; $t_{п.н}$ и θ_m — температура соответственно поверхности нагрева и материала; $G_{мт}$ — масса материала в единицу времени, кг/ч или кг/с .

Длина элементарного участка аппарата по направлению движения материала

$$dx = v_m dt, \quad (\text{IV.54})$$

где v_m — средняя скорость движения материала.

Подставив (IV.54) в формулу (IV.53), после некоторых преобразований получим

$$d\theta_m/d\tau = [\alpha_{эф} F_{уд} v_m / (G_{мт} c_m)] (t_{п.н} - [(dW^c/d\tau) r / c_m (10) + W_1^c]). \quad (\text{IV.55})$$

Для периода постоянной скорости сушки $dW^c/d\tau = N = \text{const}$ обозначим:

$$Nr/[c_m (100 + W_1^c)] = A; \quad (\text{IV.56})$$

$$\alpha_{эф} F_{уд} v_m / (G_{мт} c_m) = B. \quad (\text{IV.57})$$

Из (IV.55) с учетом (IV.56) и (IV.57) получаем

$$d\tau = d\theta_m / [A + B (t_{п.н} - \theta_m)]. \quad (\text{IV.58})$$

Интегрируя (IV.58) в соответствующих пределах, получим выражение для расчета продолжительности нагрева влажного материала в рассматриваемом процессе

$$\tau = (1/B) \ln [A + B (t_{п.н} - \theta_{м1})] / [A + B (t_{п.н} - \theta_m)]. \quad (\text{IV.59})$$

Температура материала, перемещающегося по вибрирующей нагретой поверхности в любой момент времени, определяется по формуле

$$\theta_m = t_{п.н} + A/B - (1/B) [A + B (t_{п.н} - \theta_{м1})] \exp(-\tau B). \quad (\text{IV.60})$$

Для анализа кинетики процесса сушки были построены графики, характеризующие изменение скорости сушки в зависимости от амплитуды и частоты колебаний и температуры поверхности теплообмена.

Кривая изменения скорости сушки в зависимости от амплитуды колебаний греющей поверхности имеет параболический характер. Такой характер изменения скорости сушки согласуется с зависимостью $\alpha_{эф}$ от амплитуды. Действительно, с ростом амплитуды $\alpha_{эф}$ изменяется также по параболическому закону. Естественно, что с увеличением количества теплоты, передаваемой влажному материалу за единицу времени, возрастает и интенсивность испарения влаги из материала.

Методы расчета пневмосушильных установок

Сушка в пневмотрубе или трубе-сушилке (назовем ее условно пневмосушкой) протекает при значительной скорости газа (воздуха) $v_r > v_{вр}$ и соответствующей скорости частиц дисперсного

материала; поэтому продолжительность пребывания материала в рабочей камере весьма мала (секунды и доли секунды) и съем влаги незначителен. В связи с этим пневмосушка обычно применяется для удаления «поверхностной» влаги (например, из кристаллических материалов) или она является одной из стадий рециркуляционной (многоцикличной) сушки влажных материалов (например, зерна), в течение которой происходят их нагрев и предварительное обезвоживание. Обычно сушка производится в вертикальных трубах при подъеме материала, что сопряжено со значительной затратой электроэнергии. Ниже приведены значения $v_{\text{вит}}$ для некоторых материалов.

Скорость витания зерна различных культур (в м/с) при температуре воздуха 20 °С (примерные данные)

Пшеница	8,9—11,5	Подсолнечник	7,26—8,43
Рожь	8,36—9,89	Конопля	7,89—11,12
Овес	8,08—9,11	Горох	15,5—17,5
Ячмень	8,41—10,77	Чечевица	8,34—9,75
Просо	9,83—11,80	Вика	3,23—17,00
		Соя	17,25—20,16
		Кукуруза	12,48—14,03

Скорость витания можно приблизительно определить по формуле

$$v_{\text{вит}} = 4,65 \sqrt{(\rho_m / \rho_g) d} \quad (\text{IV.61})$$

где ρ_m и ρ_g — плотность материала и газа, кг/м³; d — диаметр частицы, мм.

Большинство исследователей используют соотношение

$$v_r = \psi v_{\text{вит}}, \quad (\text{IV.62})$$

где ψ — коэффициент; $\psi = 1,25 \div 1,5$; $v_{\text{вит}}$ — скорость витания самых крупных частиц материала.

Наиболее полно изучен процесс пневмотранспортирования зерна А. М. Дзядзио и др. Г. Зеглер установил зависимость между v_r и производительностью установки G_m :

для овса

$$\left. \begin{aligned} v_r &= 19 G_m^{0,104}; \\ \text{для пшеницы} \quad v_r &= 20,76 G_m^{0,067}. \end{aligned} \right\} \quad (\text{IV.63})$$

где G_m — количество транспортируемого зерна, кг/с.

При пневмотранспортировании мелкодисперсных материалов рабочая скорость воздуха значительно превышает $v_{\text{вит}}$; так, например, для муки она достигает $(10 \div 15) v_{\text{вит}}$, однако для уменьшения энергозатрат скорость воздуха следует поддерживать на минимально допустимом уровне.

В. А. Филиппов, П. А. Илимов и Ю. М. Потапов исследовали зависимость оптимальной v_r в трубе-сушилке от ряда факторов:

$$v_{r(\text{опт})} = f(v_{\text{вит}}, d, D_{\text{тр}}, \mu, g, \rho_m, \rho_g, v). \quad (\text{IV.64})$$

где d — диаметр частиц; $D_{\text{тр}}$ — диаметр трубы; μ — концентрация материала; ν — вязкость газа.

В критериальной форме указанная зависимость имеет вид

$$v_{\text{Г (опт)}}/v_{\text{внт}} = \overline{\Phi}(\text{Fr}, \text{Ar}, d/D_{\text{тр}}, \mu_m), \quad (\text{IV.65})$$

где критерий Фруда

$$\text{Fr} = v_{\text{Г}}/\sqrt{gD_{\text{тр}}};$$

критерий Архимеда

$$\text{Ar} = (gd^3/\nu^2)(\rho_m/\rho_{\text{Г}});$$

μ_m — относительная (безразмерная) концентрация материала.

На основе обработки опытных данных получена формула для средней скорости газа

$$v_{\text{Г (опт)}} = 0,22v_{\text{внт}}\mu^{0,28}(W_{\text{нов}}/W_{\text{макс}})^2 m,$$

где m — коэффициент, учитывающий влияние конструкции питателя — забрасывателя в пневмотрубу; $m \approx 0,6 + 0,8$.

Для определения скорости витания широкое применение в инженерных расчетах имеет приближенная формула О. М. Тодеса

$$\text{Re}_{\text{внт}} = \text{Ar}/[18 + 0,61 \sqrt{\text{Ar}}]. \quad (\text{IV.66})$$

Для учета стесненности дисперсного потока авторы вводят поправочный коэффициент $(1 - \mu V)^n$, где $n = 4,75$ для всех режимов обтекания, $\mu_V = V_m/V_{\text{сл}}$ — истинная объемная концентрация материала в потоке (V_m — объем материала, одновременно находящегося в потоке; $V_{\text{сл}}$ — объем всего потока-слоя).

Тогда

$$\text{Re}_{\text{внт}} = \text{Ar}(1 - \mu_V)^{4,75}/[18 + 0,61 \sqrt{\text{Ar}(1 - \mu_V)^{4,75}}]. \quad (\text{IV.67})$$

А. Н. Плановским, В. И. Муштаевым и В. М. Ульяновым для определения $v_{\text{внт}}$ предложена уточненная формула, в которой учитываются стесненность движения частиц (коэффициент K_1), влияние стенок труб (K_2) и форма частиц (K_3):

$$\text{Re} = [\sqrt{367 + K_3/(K_1 K_2) \text{Ar}} - 19,15] 1/0,588 K_3. \quad (\text{IV.68})$$

Для расчета коэффициентов K_1 , K_2 , K_3 получены следующие эмпирические формулы:

$$K_1 = (1 - \mu V)^{-4,75};$$

$$K_2 = 1/M^2,$$

где M — параметр, зависящий от отношения d/D (d — диаметр частиц; D — диаметр пневмотрубы) и режима обтекания.

Для ламинарного режима авторы рекомендуют применять корреляционные формулы Р. Б. Розенбаум

$$M = (1 - 0,6d/D)(1 - d/D)^2$$

и З. Р. Горбиса

$$M = (1 - d/D)^{2,5},$$

а для турбулентного режима — формулы А. С. Кеммера

$$M = [1 - (d/D)^2]^{1,5}$$

и Р. Б. Розенбаума

$$M = 1 + 2,1 (1 - d/D) d/D (1 - d/D)^2.$$

Коэффициент

$$K_3 = 11 - 10/f,$$

где f — фактор формы (коэффициент отклонения от сферичности);

$$f = F_{\text{ч}}/F_{\text{сф}},$$

где $F_{\text{ч}}$ — поверхность частицы; $F_{\text{сф}}$ — поверхность сферы, эквивалентной по объему частице.

С учетом коэффициентов K_1 , K_2 , K_3 коэффициент гидродинамического сопротивления

$$\xi = K_1 K_2 (0,462 K_3 + 30/\text{Re}). \quad (\text{IV.69})$$

Исследование тепло- и массообмена в процессе пневмосушки представляет значительные трудности, так как скорости газа и частиц, а в связи с этим и концентрация материала непрерывно изменяются. Одной из первых и наиболее крупных работ по изучению сушки во взвешенном состоянии является исследование И. М. Федорова. Он показал, что движение частицы с эквивалентным диаметром $d_{\text{экв}} > 1$ мм в пневмотрубе обычно является неустановившимся; вызвано это тем, что длина участка «разгона» H_p этих частиц, когда скорость их по высоте трубы $v \neq \text{const}$ ($dv/dH > 0$), значительна и может превышать общую высоту трубы H , а для мелких частиц H_p соизмерима с H . В некоторых случаях принимают $H_p = 1$ м. Однако для частиц с $d_{\text{экв}} = 0,2 \div 1$ мм приближенно $H_p \approx 1 v_g d_{\text{экв}}$ (м), где v_g в м/с, $d_{\text{экв}}$ в мм.

В исследованиях Т. Ф. Таганцевой рассматривается движение потока материала и определяется «условная» скорость материала

$$v_{\text{м. усл}} = G_{\text{м}}/(F_{\text{тр}} \mu_{\text{факт}}), \quad (\text{IV.70})$$

где $G_{\text{м}}$ — производительность установки, кг/с; $F_{\text{тр}}$ — сечение трубы, м²; $\mu_{\text{факт}}$ — фактическая объемная концентрация материала, кг/м³.

При установившемся движении, т. е. при стационарном режиме ($dv/dt = 0$, или $dv/dH = 0$), в идеальном случае, когда не происходит соударения частиц одной с другой и со стенкой трубы, теоретическая концентрация материала (в кг/м³)

$$\mu_{\text{т}} = G_{\text{м}}/F_{\text{тр}} (v_{\text{г}} - v_{\text{вит}}). \quad (\text{IV.71})$$

Фактическая концентрация материала (в кг/м³)

$$\mu_{\text{факт}} = k_1 k_2 k_3 \mu_{\text{т}}, \quad (\text{IV.72})$$

где k_1 , k_2 , k_3 — поправочные коэффициенты, учитывающие соответственно

влияние на эффект торможения диаметра трубы, соударения частиц и изменения физических характеристик газа и материала.

Из (IV.70), (IV.71) и (IV.72) можно получить

$$v_{м. усл} = (v_r - v_{вит}) / (k_1 k_2 k_3). \quad (IV.73)$$

По данным опытов Т. Ф. Таганцевой,

$$v_{м. усл} = (v_r - v_{вит}) / 3k_1,$$

где $k_1 = 0,77$ при $D_{тр} \leq 0,25$ м; $k_1 = 0,68$ при $D_{тр} < 1,00$ м.

По данным В. А. Шеймана, средняя фактическая концентрация материала

$$\mu_{факт. ср}^4 = k \mu_{т. ср} [1 + \exp(-CH)],$$

где k и C — опытные коэффициенты.

В то же время

$$\mu_{факт. ср}^4 = \mu_{т. ср} v_r / v_{м. ср}.$$

Тогда

$$v_{м. ср} / v_r = 1 / [k [1 + \exp(-CH)]]. \quad (IV.74)$$

На основании опытов с точностью до 1 % $\exp(-CH) \approx 0$ и

$$v_{м. ср} / v_r = 1/k.$$

В указанных опытах $k = 1,8 + 0,6 \rho_m d_m \cdot 10^{-1}$, где ρ_m — плотность материала.

Коэффициент k может быть выражен также как функция скорости витания частицы: $k = 1,8 + f(v_{вит}^2)$. По данным В. И. Каспера,

$$v_{м. ср} / v_r = 1 / (k k_1),$$

где k_1 — коэффициент, учитывающий зависимость скорости частиц от диаметра трубы; $k_1 = 0,350 + 0,243 (1/D_{тр})^{0,27}$.

Следует учесть, что концентрация материала изменяется по высоте трубы: наибольшее значение концентрация имеет при входе в трубу, так как скорость частиц в направлении потока газа в этой зоне мала; в дальнейшем по высоте трубы скорость частиц увеличивается, а концентрация материала снижается.

При проектировании и конструктивной разработке установок для пневмосушки необходимо учитывать, что важное значение имеет правильный выбор места ввода материала в трубу. В рециркуляционных зерносушильных установках ИТМО АН БССР зерно обычно вводится в пневмотрубу на высоте около 4 м от места ввода газа.

В связи с нестационарным режимом движения материала в пневмотрубе интенсивность процессов тепло- и массообмена по высоте трубы также неодинакова. Наиболее интенсивно теплообмен протекает в начальном сравнительно небольшом участке трубы, где разность скоростей ($\Delta v = v_r - v_m$) имеет наибольшее значение.

Для кристаллических материалов, содержащих в значительной мере поверхностную влагу, в этом участке трубы происходит и наиболее интенсивная влагоотдача; для коллоидных капиллярно-пористых материалов с малым a_m в указанной зоне происходят интенсивный нагрев и сравнительно малое снижение влажности. На рис. IV.15, по данным В. А. Шеймана и В. И. Каспера, показано изменение температуры газов t и температуры материала θ , а также снижение влажности ΔW по высоте трубы.

Коэффициент теплоотдачи α по высоте трубы снижается, что обусловлено уменьшением разности Δu , а также резким измене-

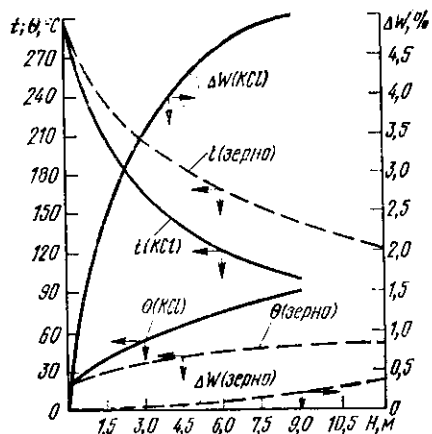


Рис. IV.15. Изменение температуры газов (t) и материала (θ) и уменьшение влажности (ΔW) по высоте установки:

сплошные линии — хлористый калий ($d = 0,32$ мм; $W_1 = 6,8$ %); пунктирные линии — зерно ($W_1 = 19,5$ %)

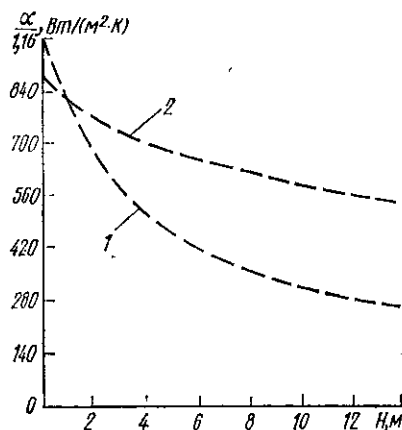


Рис. IV.16. Изменение коэффициента теплообмена по высоте установки:

1 — для частиц с $d = 0,32$ мм; 2 — для частиц с $d = 3,2$ мм

нием параметров газа, причем для частиц с меньшим диаметром d это снижение более значительно.

На рис. IV.16 показано, что для частиц с $d = 0,32$ мм и $\rho = 1950$ кг/м³ α изменяется почти в 4 раза (при начальной скорости $v_r = 30$ м/с); для крупных частиц ($d = 3,2$ мм) и $v_r = 50$ м/с α снижается примерно лишь в 1,5 раза. Экспериментальные данные по исследованию теплообмена в процессе пневмосушки обрабатываются в виде известной критериальной зависимости.

При определении Nu И. М. Федоров рекомендует учитывать так же как и при исследовании гидродинамики взвешенного слоя, влияние формы и шероховатости частиц, обуславливающих отклонение фактической $v_{\text{внт}}$ от $v_{\text{внт}}$ частиц шарообразной формы (поправочный коэффициент k_1), изменение средней фактической относительной скорости газа и частиц $v_{\text{отн. ср}}$ по сравнению

с $v_{\text{внт}} (k_2)$ и соударение частиц между собой и со стенкой трубы (k_3):

$$\text{Nu} = k_1 k_2 k_3 \text{Nu}' \quad (\text{IV.75})$$

На основании опытных данных для шарообразных частиц $k_1 k_3 \approx 1$, для частиц неправильной формы $k_1 k_3 \approx 1,25$.

Коэффициент $k_2 = f(v_{\text{отн. ср}}/v_{\text{внт}})$; для его определения рекомендуется использовать соотношение

$$\text{Re} = \text{Re}' (v_{\text{отн. ср}}/v_{\text{внт}}).$$

Значение Re' можно определить из графика $\text{Re}' = f(\text{Fe})$, а $v_{\text{отн. ср}}$ — по выражению

$$v_{\text{отн. ср}} = v_{\text{г}} - H/\tau,$$

где τ — длительность сушки.

При $\text{Re} > 150$

$$k_2 = \sqrt{v_{\text{отн. ср}}/v_{\text{внт}}}.$$

Данные ряда авторов о зависимости интенсивности теплоотдачи от гидродинамического режима пневмосушки приведены в табл. IV.5.

Из изложенного видно, что приведенные формулы носят частный характер, и применение их, как и любых эмпирических формул, ограничено условиями проведения опытов применительно к конкретным условиям. Для зернистых и дисперсных пищевых материалов можно рекомендовать формулы В. А. Шеймана и В. И. Каспера.

В общем виде процесс пневмосушки описывается дифференциальными уравнениями аэродинамики и тепло- и массообмена нестационарного двухфазного потока. Такие уравнения получены В. А. Филипповым и П. А. Шишовым, которые провели их анализ, используя методы теории подобия.

Для теплообмена при пневмосушке материала получена обобщенная критериальная зависимость

$$\text{Nu} = f(\text{Re}_{\text{отн}}, \text{Pr}, \text{Gu}, W_{\text{пов}}/W_{\text{макс}}, d_{\text{м. ср}}/D_{\text{тр}}, \mu_V), \quad (\text{IV.76})$$

где симплекс μ_V характеризует объемную концентрацию материала: $\mu_V = V_{\text{м}}/(V_{\text{г}} + V_{\text{м}})$ (здесь $V_{\text{м}}$ и $V_{\text{г}}$ — объемы материала и газа в двухфазной системе).

Для инженерного расчета пневмогазовых сушилок предложен ряд методик. И. М. Федоровым в основу расчета положено уравнение теплоотдачи для стационарного обмена

$$Q = \alpha F \Delta t_{\text{ср.т.}}$$

Процесс сушки, как обычно, разделяется на стадию нагрева и первый и второй периоды сушки. В стадии нагрева средняя температура материала $\theta_{\text{ср}}$ определяется по известному критериальному уравнению

$$(\theta_{\text{ср}} - \theta_1)/(t_{\text{м}} - \theta_1) = f(\text{Bi}, \text{Fo}),$$

где θ_1 — начальная температура материала; $t_{\text{м}}$ — температура мокрого термометра; критерий $\text{Bi} = \alpha R/\lambda_{\text{м}}$; критерий $\text{Fo} = \alpha \tau/R^2$.

Зависимость интенсивности теплоотдачи от гидро

Материал	Расчетная формула
Общие формулы	$Nu \approx Re^{0,5}$ $Nu = 2 + 0,16Re^{0,67}$ $Nu = 2 + 0,51Re^{0,52} Pr^{0,33}$
Торф древесно-тростниковый (степень разложения 45 %)	$Nu \approx 0,00063Re_{отн}^{1,6}$
Торф древесный (степень раз- ложения 55 %)	$Nu \approx 0,00048Re_{отн}^{1,6}$
Хлорид калия	$Nu \approx 0,2Re_{отн}^{0,76}$
Зерно	$Nu \approx 0,175Re_{отн}^{0,76}$

В период постоянной скорости сушки $\theta = t_m$; для периода падающей скорости предложены следующие соотношения (в зависимости от температуры уходящего газа t_r):

при $t_r < 150^\circ C$

$$(\theta - t_m)/(t_r - t_m) = (W_{к1} - W_2)/(W_{к1} - W_p);$$

при $t_r > 150^\circ C$ и $\theta < 150^\circ C$

$$(\theta - t_m)/(150 - t_m) = (W_{к1} - W_2)/(W_{к1} - W'_p),$$

где $W_{к1}$ — первая критическая влажность материала; W_p и W_2 — равновесная и конечная влажность (при t_2 и ϕ_2); $W'_p \approx 0,5 \div 1,0\%$.

Средний температурный напор рассчитывается как средняя логарифмическая разность

$$\Delta t_{cp} = [(t_1 - t_m) - (t_2 - \theta)] / \left(2,3 \lg \frac{t_1 - t_m}{t_2 - \theta} \right).$$

При $\theta < t_m$ вместо θ подставляется t_m , а при $\theta > t_m$ принимается $\theta = \theta_2$.

Т. Ф. Таганцева для определения температуры потока частиц влажного материала по высоте пневмотрубы использовала:

1) решение дифференциального уравнения теплопроводности для шара при экспоненциальном законе изменения t газа по высоте трубы или во времени:

$$t = t_0 \exp(-kv_{м. усл}\tau),$$

2) известную зависимость скорости сушки от текущей влажности материала

$$dW/d\tau = K(W - W_p) \quad \kappa N(W - W_p) = N \exp(-\kappa N\tau).$$

Условия применения	Автор
$Re > 150$	И. М. Федоров
$Re = 0,7 \div 200$	А. П. Сокольский, Ф. А. Тимофеева
$Re = 0 \div 70\,000$	В. М. Ульянов и др.
$Re_{отн} = v_{отн.ср} d_{м.ср}/v_{ср}$	Т. Ф. Таганцева
$v_{отн.ср} = v_{г.ср} - v_{м.усл}$	Т. Ф. Таганцева
$Re = 10 \div 30$	В. А. Шейман
$Re = 1700 \div 2600$	В. И. Каспер, И. Л. Любошиц

Для определения t_2 действительный процесс сушки в $I-d$ -диаграмме заменяется суммой элементарных теоретических процессов.

И. Л. Любошицем проведены широкие исследования пневмосушки различных материалов (зерно, фрезерный торф и др.), на основе которых предложены оригинальные конструкции установок и методика их расчета.

В основу решения задачи о нагреве и сушке влажного материала в пневмотрубе положена следующая система уравнений:

$$\left. \begin{aligned} dQ &= \psi_n \alpha (t - \theta) dF_m; \\ dQ &= c_m G_m d\theta; \\ dQ &= -\psi_n c_p L dt, \end{aligned} \right\} \quad (IV.77)$$

где $\psi_n = Q_{нагр}/Q$ — отношение количества теплоты, затраченной на нагрев материала, к общему расходу теплоты на сушку (соотношение вида критерия Коссовича); F_m , c_m и G_m — площадь поверхности, удельная теплоемкость и производительность сушилки (по сухому веществу); L и c_p — расход и удельная теплоемкость газа.

В результате решения (IV.77) получено выражение

$$(t_2 - \theta_2)/(t_1 - \theta_1) = \exp [(-\alpha_l H/c_p) (\mu_m + \psi_n/2)], \quad (IV.78)$$

где $\alpha_l = \alpha f_{уд}/3600 v_m$ — линейный коэффициент теплоотдачи (отнесенный к 1 м), выражающий количество теплоты, переданной 1 кг сухих веществ материала на 1 м трубы при $\Delta t = t - \theta = 1^\circ\text{C}$, кДж/(м·кг·К); $f_{уд} = F_m/g_m$ — удельная площадь поверхности материала, м²/кг; g_m — масса материала, находящегося в сушилке (по сухому веществу); μ_m — массовая концентрация материала.

Коэффициенты α_l и ψ_n определяют экспериментально, причем определение произведения $\alpha f_{уд}$ значительно проще, чем α .

Высота трубы-сушилки определяется по формуле

$$H = r(u_1 - u_2) / [\alpha_d A (t_1 - t_m)], \quad (\text{IV.79})$$

где r — удельная теплота парообразования; u_1 и u_2 — начальное и конечное влагосодержание материала; A — обобщенный коэффициент режима сушки;

а) при $u_1 > u_k$ (первый период)

$$A = \sigma / \ln(1 - \sigma);$$

б) при $u_1 < u_k$ (второй период)

$$A = (u_1 / u_k) [(1 - \sigma) - u_2 / u_1] / \ln[(u_1 / u_2) (1 - \sigma)];$$

в) при $u_2 < u_{k1} < u_1$ (процесс сушки протекает в первый и второй периоды)

$$A = \frac{1}{\frac{-\ln(1 - \sigma\varepsilon)}{\sigma} + \frac{1 - \varepsilon}{(u_2 / u_{k1})(1 - \sigma\varepsilon) - (1 - \sigma)} \ln \left[\frac{u_2(1 - \sigma\varepsilon)}{u_{k1} - (1 - \sigma)} \right]},$$

где σ — коэффициент использования «сушильного потенциала», представляющий собой отношение использованного температурного напора газа $(t_1 - t_2)$ к его начальному значению $(t_1 - t_m)$:

$$\sigma = (t_1 - t_2) / (t_1 - t_m);$$

ε — доля влаги, испаряемой в первый период; $\varepsilon = (u_1 - u_{k1}) / (u_1 - u_2)$; $(1 - \varepsilon)$ — доля влаги, испаряемой во второй период.

Первая критическая влажность рассчитывается по приближенной формуле (в кг/кг)

$$u_{k1} = u_r + b(t_1 - t_m).$$

Для фрезерного торфа $u_{k1} \approx 0,5 + 0,25 \cdot 10^{-2} (t_1 - t_m)$.

В инженерных проектах часто используются методики приближенного расчета пневмосушилок, базирующиеся (согласно И. М. Федорову) на уравнении стационарного теплообмена. Исходя из этого уравнения продолжительность сушки

$$\tau = Q / \alpha F \Delta t_{cp}, \quad (\text{IV.80})$$

где Q — количество теплоты, отдаваемое сушильным агентом (воздухом) материалу, Вт; определяется как разность количества теплоты, переданного воздуху в калорифере, и потерь через ограждения и с уходящим воздухом; α — коэффициент теплообмена, Вт/(м²·К); F — наружная поверхность частиц материала, проходящих в единицу времени, м²/с; Δt_{cp} — средняя разность температур, К.

Коэффициент теплообмена α определяется из известной критериальной зависимости $Nu = f(Gr)$ или по соответствующему графику. Поверхность частиц F определяется по формуле

$$F = n\pi d_{экв}^2, \quad (\text{IV.81})$$

где $d_{экв}$ — эквивалентный диаметр частицы; $d_{экв}$ наиболее крупных частиц рассчитывается по объему эквивалентной сферической частицы:

$$d_{экв} = \sqrt[3]{6V_q/\pi};$$

n — число частиц, проходящих через сушильную камеру (пневмотрубу) за 1 с;

$$n = G / (\pi d_{\text{экв}}^3 \rho_m / 6) 3600; \quad (\text{IV.82})$$

здесь G — производительность сушилки, кг/ч ρ_m — плотность частиц, кг/м³.

$$F = 6G / (d_{\text{экв}} \rho_m) 3600. \quad (\text{IV.83})$$

Средняя разность определяется как среднелогарифмическая разность температур воздуха и материала:

$$\Delta t_{\text{ср}} = (\Delta t_0 - \Delta t_m) / 2,31 \lg (\Delta t_0 / \Delta t_m),$$

причем приближенно начальная температура материала принимается равной температуре мокрого термометра $\theta_1 \cong t_m$.

Зная продолжительность сушки, можно определить высоту (длину) трубы

$$H_{\text{тр}} = \tau (v_r - v_{\text{вит}}), \quad (\text{IV.84})$$

где v_r — скорость воздуха; $v_{\text{вит}}$ — скорость витания; $v_{\text{вит}}$ — рассчитывается по приведенным выше формулам или по критериальной зависимости $Ly = f(Gr)$ и соответствующему графику (см. рис. IV.6) для частиц шаровой формы, где критерий Лященко

$$Ly = Re^3 / Gr.$$

Поправка на форму частиц $\phi = 0,43 \div 0,77$ (для частиц округленной формы $\phi = 0,77$, для плоских $\phi = 0,43$). Более точно форма частиц учитывается приведенным выше фактором формы f .

Скорость воздуха обычно принимается равной

$$v_r = (1,5 \div 2,5) v_{\text{вит}}.$$

Следует учесть, что в приведенной методике не учитывалось время на разгон частиц до установления режима движения. Для частиц с $d_{\text{экв}} \approx 0,2 \div 1$ мм соответствующий дополнительный участок разгона по высоте трубы H_p приближенно рассчитывается по приведенной выше формуле $H_p = v_r d_{\text{экв}}$ (где v_r — скорость воздуха).

Диаметр трубы определяется по уравнению расхода

$$D = \sqrt{V_{\text{в. в}} / 0,785 v_r}, \quad (\text{IV.85})$$

где $V_{\text{в. в}}$ — расход влажного воздуха, м³/с.

Примерный расчет пневмосушилки по упрощенной методике, выполненный И. В. Стахеевым, приведен в его книге ¹.

П. Г. Романков и Н. Б. Рашковская для полидисперсных материалов рекомендуют скорость сушильного агента (газа) выбирать, исходя из скорости витания самых крупных частиц (считая их шарообразными $d_{\text{ш}}$) для трех сечений трубы (нижнего, среднего

¹ Стахеев И. В. Основы проектирования процессов и аппаратов пищевых производств. — Минск: Высшая школа, 1972, 301 с.

и верхнего). Скорость витания определяется по критериальной зависимости

$$Re_{\text{вит}} = f(Gr).$$

Расчетный диаметр частиц материала

$$d_m = d_{\text{ш}} f^{0,5},$$

где фактор формы $f \approx 1,2$.

Скорость газа принимается $v \approx 1,5 v_{\text{вит}}$.

Расчетный эквивалентный диаметр частиц полидисперсного материала

$$d_{\text{экв}} = 1 / \sum \frac{x_i}{d_i},$$

где x_i — массовая доля пробы; $d_i = \sqrt{d_{i1} d_{i2}}$ — среднее геометрическое из размеров отверстий соседних сит, по которым задается фракционный состав материала.

С учетом фактора формы $d_m = d_{\text{экв}} f^{0,5}$.

Среднее значение коэффициента теплообмена определяется по критериальной зависимости $Nu = f(Re)$. Длина трубы в зоне сушки рассчитывается также исходя из уравнения теплообмена, но через объемный коэффициент теплообмена α_v (в Вт/(м³·К)).

$$\alpha_v = \alpha F_v, \quad (\text{IV.86})$$

где F_v — площадь поверхности частиц, находящихся в 1 м³ объема сушильной камеры, м²/м³;

$$F_v = n_v f_{\text{ч}},$$

где n_v — соответствующее число частиц; $f_{\text{ч}} = \pi d^2/4$ — площадь поверхности частицы;

$$n_v = \mu_v / (\pi d_m^3/6),$$

здесь μ_v — истинная объемная концентрация твердых частиц в газе, м³/м³;

$$\mu_v = \mu_v^p i,$$

где μ_v^p — расчетная объемная концентрация частиц; i — фактор, учитывающий скольжение фаз;

$$i = v_r/v_{\text{ч}},$$

где v_r — скорость газа; $v_{\text{ч}}$ — средняя скорость частиц;

$$v_{\text{ч}} = v_r - v_{\text{вит}};$$

$$\mu_v^p = \mu_m^p \rho / \rho_m,$$

где ρ , ρ_m — плотность газа и материала; μ_m^p — расчетная массовая концентрация материала в газе:

$$\mu_m^p = g_1 + g_2/[2L(1+x)],$$

где g_1, g_2 — производительность установки по влажному и высушенному материалу, кг/ч; L — расход сухого газа, кг/ч; x — влагосодержание газа, кг/кг.

Тогда

$$F_v = (6/d_m) \mu_m^p (\rho/\rho_m) i. \quad (\text{IV.87})$$

Высота трубы

$$H_{\text{тр}} = Q/F_{\text{тр}} \Delta t_{\text{ср}} \alpha_v, \quad (\text{IV.88})$$

где $F_{\text{тр}}$ — сечение трубы, м²;

$$F_{\text{тр}} = V_{\text{в. в}}/v_r.$$

Методы расчета установок для распылительной сушки

Одним из распространенных способов конвективной сушки жидких продуктов является сушка их в распыленном (тонкодиспергированном) состоянии, или, как обычно говорят, сушка распылением (распылительная сушка). Этот способ широко применяется для сушки истинных и коллоидных растворов, суспензий, эмульсий, пульп и «подвижных» паст в химической, пищевой, биологической, фармацевтической и других отраслях промышленности и, в частности, для сушки молока и молочных продуктов, яиц, фруктовых соков, кормовых дрожжей, витаминов, крови и кровезаменителей, мыла, синтетических моющих средств, томатных продуктов, кофе, крупяных отваров и т. п.

При сушке распылением материал диспергируется на частицы (капли) весьма малых размеров (10—100 мкм), что значительно увеличивает поверхность контакта их с сушильным агентом (поверхность испарения) и соответственно повышает интенсивность сушки. При этом способе продолжительность сушки и время пребывания материала в сушильной зоне аппарата составляет 5—30 с. Так, например, при диспергировании 1 л молока на частицы размером около 40 мкм площадь поверхности контакта достигает около 300 м². В этих условиях решающее значение приобретает гидродинамика распыления (характер, скорость движения частиц и т. п.), которая влияет на тепло- и массообмен в процессе сушки; при этом массообмен (уменьшение размеров и массы частиц в результате испарения) оказывает в свою очередь влияние на гидродинамику процесса.

В связи с этим, рассматривая особенности расчета тепло- и массообмена в процессе распылительной сушки, вначале необходимо остановиться на методах распыления продуктов и расчетах гидродинамики распыления.

Проблемы диспергирования жидкостей и распылительной сушки нашли освещение и развитие в работах ряда советских и зарубежных ученых — Г. Н. Абрамовича, В. А. Андреева, С. И. Шапиро, С. Н. Жилова, Г. А. Кука, акад. АН УССР О. А. Кремнева, чл.-корр. АН УССР А. А. Долинского, И. И. Борде, П. Д. Лебедева, Б. И. Леончика, М. В. Лыкова, А. С. Лышевского, А. П. Фо-

кина, Н. А. Фукса, Ю. В. Косьюмодемьянского и др. (СССР); Ранца и Фрасера (США); Коларжа (ЧССР); Хаге (ФРГ) и др.

Систематическое обобщение работ в области распылительной сушки дано в книге М. В. Лыкова и Б. И. Леончика, а некоторые данные, относящиеся к распылительной сушке пищевых продуктов, изложены в книге З. Пазола¹.

Физическим основам процесса распыления жидкостей при непрерывном истечении из форсунок и гидродинамике распыления посвящены книги В. А. Бородина, Д. Г. Пажи и др.

Специфические условия сушки материалов в распыленном состоянии обуславливают ряд характерных достоинств этого способа сушки, к которым относятся:

1) высокое качество высушенного продукта, температура которого в значительной части процесса не превышает температуры мокрого термометра, причем качественные и количественные показатели (величину частиц, насыпную плотность сухого порошка, конечную влажность и температуру) можно регулировать;

2) отсутствие необходимости дополнительного измельчения готового продукта, высокая его растворимость;

3) значительная начальная влажность продуктов (растворов) ($W_1^c = 1000 \div 1500 \%$) и достаточно низкая ($1-5 \%$) конечная влажность (на сушку могут поступать и «липкие» аморфные продукты, например отвары в виде пульпы или пасты);

4) высокая стойкость ограждений сушильной камеры, так как влажный материал не соприкасается с ними;

5) достаточная надежность пылеулавливающих устройств (батарейные циклоны, рукавные фильтры, электрофильтры, скрубберы), что предотвращает попадание пыли в помещение и т. д.;

6) высокая производительность установок, что способствует повышению их технико-экономических показателей и т. д.

Наряду с этим следует отметить и недостатки, присущие сушке в распыленном состоянии: 1) значительные удельные габариты установок, работающих при мягких режимах ($t_1 = 100 \div 150^\circ\text{C}$); 2) сложность и высокая стоимость оборудования для распыления продуктов и улавливания пыли; 3) сравнительно высокие энергетические затраты (теплоты и электроэнергии).

В связи с этим важное значение приобретает интенсификация тепло- и массообмена при распылительной сушке, что будет способствовать лучшему использованию сушильного агента; применение в некоторых случаях рециркуляции сушильного агента; применение испарительно-сушильного способа обезвоживания растворов с низкой начальной концентрацией и сушка с многократным распылением и рециркуляцией раствора².

¹ P a z o l a Z. Suszenie rozpylowe w przemyśle spożywczym; WPL, Warszawa, 1965.

² Данный способ разработан в Институте технической теплофизики АН УССР (О. А. Кремнев, А. А. Долинский и др., см. список литературы).

Методы распыления. Распыление жидкости в сушильных установках может производиться различными методами и при помощи разных устройств, из которых наибольшее применение получили следующие: а) центробежные дисковые распылители; б) механические (гидравлические) форсунки; в) пневматические форсунки; г) распыление ультразвуком.

Обычно процесс распыления жидкости, поступающей в сушильную камеру из щелевого сопла¹, состоит из ряда явлений: преобразование (деформация) струи жидкости в пленку (нити) в распыляющем устройстве; возмущения на поверхности этой пленки при выходе ее из распылителя, обусловленные изменением скорости и влиянием окружающей среды (воздуха); распад пленки на отдельные капли под действием поверхностного натяжения; коалесценция капель при соударении, характер которой обусловлен методом распыления и конструкцией распылителя.

В соответствии с этим к распылителям предъявляется ряд требований и, в частности, обеспечение оптимальной формы факела распыла и однородности капель требуемых размеров², эксплуатационная надежность и простота обслуживания (предотвращение засорения выходных отверстий, особенно при распылении грубых суспензий), высокая пропускная способность при минимально возможных энергозатратах и др.

Энергозатраты при распылении обусловлены работой деформации жидкости, протекающей со значительной скоростью; преодолением сил поверхностного натяжения при образовании межфазной поверхности (капель) и сил вязкости; сообщением каплям кинетической энергии и преодолением гидравлических сопротивлений. Описание конструкций распыляющих устройств и методы их расчета даны в специальной литературе (книги В. А. Бородина и др., Д. Г. Пажи и др.).

Параметры гидродинамики распыления. На гидродинамику струи распыляемой жидкости влияет целый ряд факторов, в частности свойства раствора, метод распыления, аэродинамические условия взаимодействия жидкости и газа, тепло- и массообмен в сушильной камере и др.

Аналитические и экспериментальные исследования гидродинамики распыления дают возможность получить соотношения для расчета дисперсности распыления, диаметра факела распыла, а также определения плотности распыления по радиусу факела. Эти исследования необходимы для решения такой важной практической задачи, как выбор рациональной схемы подачи и движения жидкости и газа.

¹ Из цилиндрического сопла непосредственно вытекает пленка жидкости, распадающаяся в камере на капли, в результате чего образуется факел жидкости с малым углом при вершине.

² Значительный интерес представляет оригинальная конструкция ленточного распылителя, обеспечивающая получение моодисперсных капель, предложенная Б. И. Леончиком и др. [А. с. 787098 (СССР).— Б. И. 1980, № 46].

Распылители различных типов обеспечивают образование полидисперсной системы, состоящей из капель жидкости разного диаметра, а также из газовзвеси капель.

Для характеристики полидисперсных систем в процессе распылительной сушки используют статистические закономерности и зависимости, установленные в теории дробления (измельчения). Применительно к распылительной сушке такие системы характеризуются кривыми распределения, а также средним диаметром и площадью поверхности капель.

Дифференциальные кривые распределения графически иллюстрируют распределение относительных величин — количества ка-

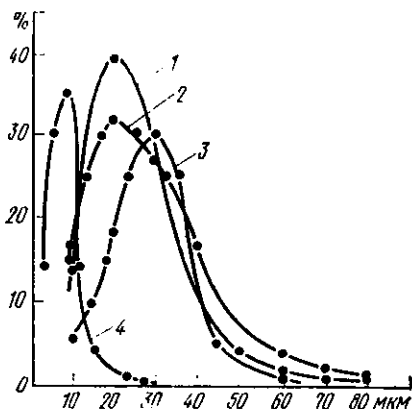
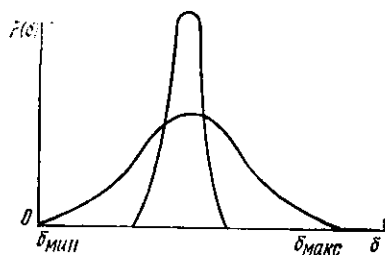


Рис. IV.18. Общий вид кривой распределения капель по массе

Рис. IV.17. Экспериментальные кривые распределения капель различных продуктов (распыление пневматической форсункой):

1 — технический альбумин; 2 — кормовой концентрат; 3 — кормовые дрожжи; 4 — латекс ПВХ



пель, их поверхности, массы или объема (по отношению к общему количеству капель, к общей площади поверхности, к массе или объему жидкости) по диаметрам капель δ , или, иначе говоря, показывают изменения указанных величин, приходящихся на единицу принимаемого интервала размеров капель.

На рис. IV.17 показаны экспериментальные кривые распределения, а на рис. IV.18 — общий вид дифференциальной кривой распределения по массе, характеризующей зависимость

$$\Delta M / \Delta \delta = \varphi(\delta), \quad (\text{IV.89})$$

где относительная величина массы $\Delta M = \Delta m / M_{\text{общ}}$; Δm — масса капель в интервале диаметров от δ до $\Delta \delta$; $M_{\text{общ}}$ — общая масса всех капель.

Из графика ясно, что площадь под кривой распределения равна единице (или 100 %) и, чем меньше расстояние между точками $\delta_{\text{мин}}$ и $\delta_{\text{макс}}$, тем равномернее распыление.

В общем случае левая часть уравнения дифференциальных кривых распределения имеет вид

$$R_p = (dn/d\delta) \delta^p \left/ \left[\int_{\delta_{\text{мин}}}^{\delta_{\text{макс}}} (dn/d\delta) \delta^p d\delta \right] \right.,$$

где R_p — отрезки на оси ординат, соответствующие значениям δ ; n — количество частиц с размером δ ; δ — текущее значение размера частиц; p — число (0, 2, 3), соответствующее количественным, поверхностным или объемным кривым распределения.

Если в числителе последнего выражения написать $\int_0^n (dn/d\delta) \delta^n d\delta$, то получим уравнение интегральных кривых, характеризующих распределение суммарного относительного количества (площади поверхности, массы, объема) частиц, размеры которых меньше заданного δ_i , где δ_i — средний диаметр капель для интервала $d\delta$.

Из рисунков видно, что характер кривых распределения близок к параболическому, а в общем виде он может быть представлен графиком степенной функции; поэтому правая часть уравнения кривых (IV.89) может быть записана так:

$$\varphi(\delta) = B_0 + B_1\delta + B_2\delta^2 + \dots + B_m\delta^m.$$

Различные авторы представляют частные значения выражения на основе обработки соответствующих экспериментальных данных; однако в настоящее время нет еще достаточно обобщающих экспериментальных материалов по дисперсности распыла; поэтому не представляется возможным рекомендовать универсальные рациональные функциональные зависимости для кривых распределения, а в каждом конкретном случае необходимо проведение соответствующих исследований.

Степень дисперсности распыленной жидкости характеризуется средним диаметром капель. В расчетах тепло- и массообмена в процессе распылительной сушки используют понятие среднего объемно-поверхностного диаметра $\delta_{\text{ср (3, 2)}}$ (так называемый диаметр Заутера). При этом полидисперсную систему капель условно считают монодисперсной с той же суммарной площадью поверхности и объемом капель и

$$\delta_{\text{ср (3, 2)}} = \Sigma \delta_i^3 \Delta n_i / \Sigma \delta_i^2 \Delta n_i,$$

где δ_i — средний диаметр капель во фракции, включающий число капель Δn_i .

Поверхность капель определяется по общему уравнению

$$F_k = 6 \int_{\delta_{\text{мин}}}^{\delta_{\text{макс}}} \frac{dn}{d\delta} \delta^2 d\delta \left/ \left(\int_{\delta_{\text{мин}}}^{\delta_{\text{макс}}} \frac{dn}{d\delta} \delta n d\delta \right) \right.$$

Этому уравнению можно придать более простую форму:

$$F_k = \sum_{\delta_{\text{мин}}}^{\delta_{\text{макс}}} (6\Delta V/\delta_i) = \sum_{\delta_{\text{мин}}}^{\delta_{\text{макс}}} \pi \delta_i^2 \Delta n_i,$$

где ΔV — относительный объем капель жидкости с поверхностью F_k .

При использовании значения $\delta_{\text{ср}}^{(3,2)}$ получим

$$F_{\kappa} = 6V/\delta_{\text{ср}}^{(3,2)},$$

где V — объем фазы системы, для которой определены $\delta_{\text{ср}}^{(3,2)}$.

Для определения среднего диаметра капель при различных методах распыления получен ряд эмпирических формул, в которых учитываются как физические характеристики жидкости, так и параметры распыления.

Для жидкости с $\sigma_{\text{ж}} \approx (75,4 \div 102) \cdot 10^{-3}$ Н/м величину $\delta_{\text{ср}}^{(3,2)}$ приближенно определяют по формуле Фрасера и др. (в мкм)

$$\delta_{\text{ср}}^{(3,2)} = 6,9 \cdot 10^5 [\sigma_{\text{ж}}^{0,1} (Gv_{\text{ж}})^{0,2}] / (n^{0,6} \gamma_{\text{ж}}^{0,3} D_{\text{д}}^{0,2} \Pi^{0,1}),$$

где G — расход жидкости; $v_{\text{ж}}$ — коэффициент кинематической вязкости, $\text{м}^2/\text{с}$; n — частота вращения диска, об/с ; $\gamma_{\text{ж}}$ — удельный вес, Н/м^3 ; $D_{\text{д}}$ — диаметр диска, м ; Π — смоченный периметр диска, м .

Если выразить средний диаметр капли $\delta_{\text{ср}}^{(3,2)}$ (в м), $\sigma_{\text{ж}}$ (в Н/м), $\rho_{\text{ж}}$ (в кг/м^3), то формула примет вид

$$\delta_{\text{ср}}^{(3,2)} = 0,55 (Gv_{\text{ж}}/D_{\text{д}})^{0,2} (1/n)^{0,6} (1/\rho_{\text{ж}})^{0,3} (\sigma_{\text{ж}}/\Pi)^{0,1}. \quad (\text{IV.90})$$

Максимальный диаметр капли принимают равным $\delta_{\text{макс}} = (2,5 \div 3) \delta_{\text{ср}}^{(3,2)}$. При распылении раствора с помощью механической форсунки типа Григорьева М. В. Лыков и Б. И. Леончик рекомендуют пользоваться формулой

$$\delta_{\text{ср}}^{(3,2)} = 11,3 (d_{\text{с}} + 4,32) \exp [(3,96/v_{\text{э}} - 0,0308v_{\text{ф}})], \quad (\text{IV.91})$$

где $d_{\text{с}}$ — диаметр выходного отверстия форсунки; $v_{\text{э}}$ — эквивалентная осевая скорость выхода струи раствора; $v_{\text{ф}}$ — тангенциальная составляющая скорости струи.

Максимальный диаметр капель Н. Е. Федоров, Ю. В. Космодемьянский, Б. П. Филипенко рекомендуют определять по соотношению $\delta_{\text{макс}} \approx 2,5\delta_{\text{ср}}^{(3,2)}$.

Б. И. Леончиком и др. предложена оригинальная конструкция центробежного распылителя с составными соплами¹, для которого получена эмпирическая формула

$$\delta_{\text{ср}}^{(3,2)} = [0,52 (V^{0,2} v_{\text{ж}}^{0,2}) / (n^{0,8} R^{0,2} \Pi^{0,1} \rho_{\text{ж}}^{0,1})] (1/P)^{0,25} \times \\ \times [1 - (d_2 - d_1)^2 / 0,0005],$$

где $\delta_{\text{ср}}^{(3,2)}$ — средний объемно-поверхностный диаметр капель, м ; V — расход распыливаемой жидкости, $\text{м}^3/\text{ч}$ ($V = 0,1 \div 0,25$); $v_{\text{ж}}$ — коэффициент кинематической вязкости жидкости, $\text{м}^2/\text{с}$ ($v_{\text{ж}} = 9 \div 25$) 10^{-6} ; n — частота вращения диска, об/мин , $n = (6,5 \div 8) 10^3$; R — радиус вращения диска, м ; Π — смоченный периметр первого (от оси вращения) ряда сопел, м ; $\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкости, кг/м^3 ($\rho_{\text{ж}} = 980 \div 1100$); P — число ступеней дробления жидкости; d_1 , d_2 — диаметры первого и второго (от оси вращения) ряда сопел, м .

¹ А. с. 787099 (СССР). — Б. И., 1980, № 46.

Для технических расчетов применяются более простые частные эмпирические соотношения, в которые вводят только основные определяющие параметры. Так, С. И. Шапиро для определения среднего диаметра капель (в мкм) суспензий и красителей предложена формула

$$\delta_{\text{ср}} = 98,5 (1/n) \sqrt{\sigma_{\text{ж}} / (R_d \gamma_{\text{ж}})},$$

где n — частота вращения диска, об/мин.

Поверхность струи жидкости, выходящей из распылительного устройства, деформируется и отклоняется от равновесной формы. В связи с этим увеличивается свободная энергия поверхности и проявляется действие молекулярных сил, которые стремятся сократить общую площадь поверхности струи и вернуть ее к состоянию равновесия. Такие периодические возмущения обуславливают возникновение колебаний струи, и при некоторой амплитуде этих колебаний струя распределяется на отдельные частицы, а затем и на капли. При достижении некоторого критического значения деформации, когда форма капли резко отличается от сферической, внешние силы, возникающие при взаимодействии жидкости с газовой средой, преодолевают силы поверхностного натяжения, и происходит дробление капель.

Как видно из сказанного, для характеристики и расчета гидродинамики распыления используются экспериментальные зависимости. Это обусловлено тем, что теория распада струи жидкости еще не может установить необходимые количественные закономерности.

При обработке экспериментальных данных широко используют методы теории подобия и, в частности, метод анализа размерностей.

Для относительного среднего диаметра капель общий вид функциональной зависимости представлен критериальным уравнением:

$$\delta_{\text{ср}}/d = \varphi(v_{\text{ж}}^2 \rho_{\text{г}} \delta_{\text{к}} / \sigma_{\text{ж}}; \delta_{\text{к}} \rho_{\text{ж}} \sigma_{\text{ж}} / \mu_{\text{ж}}^2; \rho_{\text{г}} / \rho_{\text{ж}}; \mu_{\text{г}} / \mu_{\text{ж}}), \quad (\text{IV.92})$$

где $\rho_{\text{г}}$ и $\mu_{\text{г}}$ — плотность и коэффициент динамической вязкости газа.

Первый определяющий критерий Вебера $We = v_{\text{ж}}^2 \gamma_{\text{г}} \delta_{\text{к}} / (\sigma_{\text{ж}} g)$ — отношение скоростного напора или аэродинамического давления потока газа на капли жидкости к давлению силы поверхностного натяжения — называется критерием деформации жидкости.

Критерий Лапласа $Lp = \delta_{\text{к}} \rho_{\text{ж}} \sigma_{\text{ж}} / \mu_{\text{ж}}^2$ характеризует соотношение силы поверхностного натяжения и силы вязкости жидкости. Критерий Lp можно представить как отношение диаметра капли $\delta_{\text{к}}$ к некоторой условной длине $l = \mu_{\text{ж}}^2 / (\rho_{\text{ж}} \sigma_{\text{ж}})$, обусловленной соотношением физических характеристик жидкости, т. е. критерий Lp зависит только от свойств жидкости.

Параметрические критерии $\Pi_1 = \rho_{\text{г}} / \rho_{\text{ж}}$ и $\Pi_2 = \mu_{\text{г}} / \mu_{\text{ж}}$ характеризуют соответственно соотношение инерционных свойств газа и жидкости и соотношение сил вязкости газа и жидкости. Иногда

указанные выше критерии группируют и получают известный критерий Рейнольдса

$$Re = \sqrt{Lp(We/\Pi)}. \quad (IV.93)$$

В исследованиях ряда авторов (В. А. Бородин, Ю. Ф. Дитякин, В. И. Ягодкин, М. С. Волынский) получены критические значения критерия We .

Для процесса дробления жидкости на капли диаметром 1,5—2 мм критерий Вебера имеет значения, приведенные ниже.

$We < 10,7$	Капля деформируется, не распадается
$We = 10,7$	Начинается процесс дробления; 10—20 % капель раздваиваются
$We > 14$	Верхний предел дробления (все 100 % капель дробятся)

Естественно, что указанные значения We относятся к конкретным условиям опытов (диаметр капель, режим течения потока газа и т. д.); однако важно отметить, что значение критерия может характеризовать процесс дробления. Очевидно, для конкретных случаев следует получить соответствующие критериальные уравнения, устанавливающие связь между отдельными параметрами.

А. С. Лышевский получил следующие эмпирические формулы, устанавливающие связь между параметрами для цилиндрической струи жидкости при переходе от области волнообразного распада к области распыления:

$$Re = 51,40 Lp^{0,434} \Pi^{-0,40},$$

или
$$Lp = 0,1175 \cdot 10^{-3} \Pi^{0,919} Re^{2,30}.$$

В расчетах применительно к дисковым распылителям обычно определяют радиус факела распыла R_ϕ в зависимости от окружной скорости диска, количества диспергируемого раствора, его концентрации, вязкости и поверхностного натяжения, а также в зависимости от изменения размеров частиц в процессе испарения.

По М. В. Лыкову и Б. И. Леончику, критериальное уравнение для определения R_ϕ имеет вид

$$R_\phi/l = \varphi(Re, Gu, \gamma_{ж}/\gamma_r, L/G_1, (100 - W_2)/(100 - W_1), \Pi_p), \quad (IV.94)$$

где критерий $Re = vl/v_r$; v — скорость схода струи с диска, м/с; для расчета v принимаем равной окружной скорости диска; l — определяющий размер (в м), равный среднему диаметру сухих частиц или толщине пленки жидкости при срыве с диска:

$$l = G_1/\rho_{ж}\Pi v_{рад},$$

где G_1 — начальное количество раствора, кг/с; Π — смоченный периметр диска, м; $v_{рад}$ — радиальная скорость жидкости при сходе с диска, м/с; критерий $Gu = (t_c - t_{ж})/T_c$; L/G_1 — отношение расходов газа и раствора, характеризующее перемешивание частиц жидкости и потока газа; Π_p — параметр, характеризующий плотность раствора.

При исследовании процессов сушки различных растворов общее уравнение принимает конкретный вид и обычно упрощается.

Интересное исследование проведено в этом плане И. И. Борде, которая обратила внимание на важность учета влияния массообмена на гидродинамику распыления. Соответствующие расчетные формулы приведены далее.

Тепло- и массообмен при сушке распылением. Выявление специфических особенностей тепло- и массообмена при сушке распылением представляют теоретический и практический интерес. Для теории сушки важно установить механизм переноса теплоты и вещества при сушке материала в мелкодисперсном состоянии; для

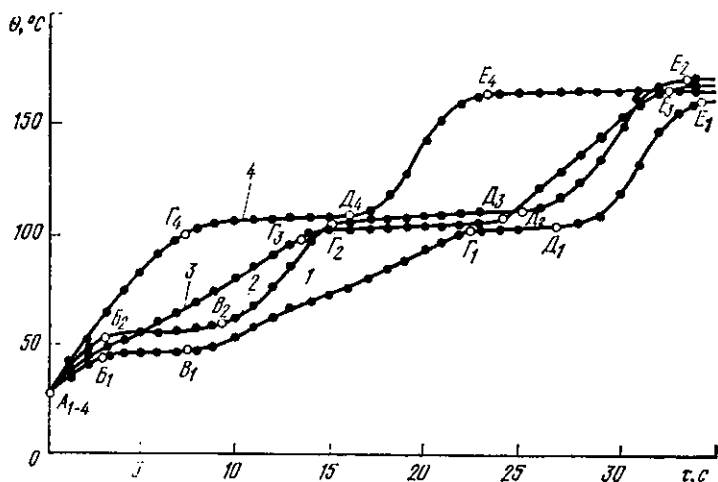


Рис. IV.19. Термограмма процесса сушки капли:

1 — стрептомицин; 2 — раствор поваренной соли; 3 — молоко; 4 — полигликоин (при 170 °C)

инженерной практики необходимо, базируясь на закономерностях тепло- и массообмена, разработать методику расчета продолжительности процесса и основных габаритных размеров сушильной камеры.

Как и обычно, закономерности кинетики распылительной сушки устанавливают при исследовании изменения температуры частиц¹ и их массы (размеров) во времени или по высоте камеры. Большой интерес представляют кинограммы процесса сушки отдельных капель.

Следует, однако, отметить, что указанные измерения производить очень трудно, поэтому полученные данные не могут претендовать на высокую точность. Анализ температурных кривых показывает, что характер процесса зависит от режима сушки (в основном

¹ В этих экспериментах обычно отдельная частица (капля) закрепляется на спаяе термопары (термоэлектрического преобразователя)

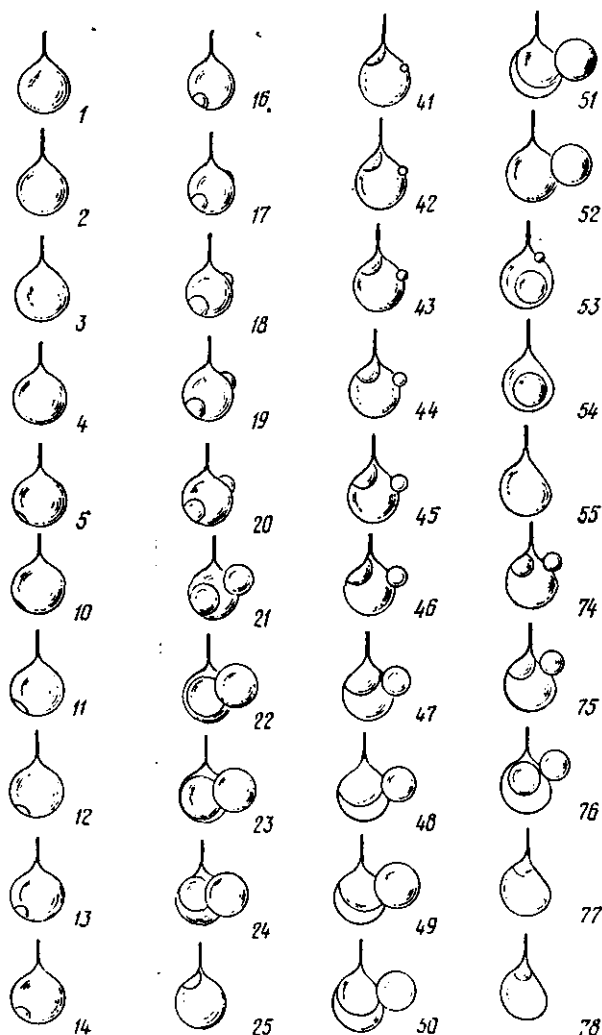


Рис. IV.20. Кинограмма процесса сушки капли стрептомицина ($W_1^c = 200\%$; $\delta_0 = 1,2$ мм) при $t_1 = 175^\circ\text{C}$

от температуры сушильного агента), свойств раствора и его концентрации.

Обстоятельные исследования кинетики распылительной сушки термолабильных растворов проведены А. А. Долинским, который наряду с термограммами процесса (рис. IV.19) получил также кинограммы отдельной капли (рис. IV.20).

Для исследования специально были взяты капли больших размеров (средний диаметр 1,2—1,4 мм), кинетика сушки которых при

высокой температуре сушильного агента (до 250 °С) наглядно иллюстрируется прогревом капли и образованием в ней пузырьков пара.

В этих условиях на температурных кривых появляются характерные дополнительные участки (см. рис. IV.19): *АВ* — прогрев капли; *ВВ* — период постоянной скорости сушки при примерно постоянной температуре мокрого термометра; *ВГ* — образование «сухой» корки на поверхности капли, сопровождаемое снижением скорости сушки и прогревом капли до температуры кипения раствора; при этом характерны образование пузырьков пара внутри капли и выброс их через разрывы корки наружу; *ГД* — второй период постоянной скорости сушки при температуре кипения раствора; *ДЕ* — период убывающей скорости сушки при повышении температуры, которая в конце процесса равна температуре среды.

Протяженность отдельных участков зависит от начальной концентрации раствора, размеров капель и температуры сушильного агента. Участок первого периода постоянной скорости наиболее развит для высоковлажных растворов; с повышением температуры сушильного агента продолжительность процесса значительно снижается; при уменьшении диаметра капли участок второго периода постоянной скорости резко сокращается.

На основе анализа кинетики процесса Институтом технической теплофизики АН УССР (О. А. Кремнев, А. А. Долинский и др.) предложено осуществлять сушку высоковлажных термолабильных растворов в два этапа: 1) обезвоживание раствора до этапа коркообразования при температуре сушильного агента 200—250 °С; 2) доведение раствора до требуемой конечной влажности при температуре сушильного агента 130—170 °С.

Двухступенчатые распылительные установки, созданные институтом, с успехом применяются в промышленности.

Явление парообразования внутри капли молока наблюдал при помощи микроскопа С. Н. Жиллов. Характер изменения конфигурации капли зависит от ее температуры, обусловленной температурой сушильного агента. При температуре воздуха ниже 110 °С на поверхности капли появлялись впадины; при температуре 116 °С в результате повышения давления пара внутри капли впадины исчезали и происходило «растяжение» оболочки; при температуре 125 °С и выше оболочка частицы разрывалась. Автор считает, что лучшие качественные результаты обеспечиваются при получении сплошных частиц молока с впадинами, что свидетельствует о более низкой температуре продукта (меньше 100 °С), а также о его более высокой насыпной плотности (на 25—30 % выше, чем для полых частиц).

В связи с тем что приведенные выше данные относятся к исследованию кинетики нагрева отдельной капли, важно знать, каковы условия обработки капель растворов в объеме камеры, т. е. измерить температурное поле в сушильной камере распылительной установки. Такое исследование было проведено С. И. Шапиро — одним из ведущих специалистов в области распылительной сушки.

Картина, представленная на рис. IV.21, свидетельствует о достаточно равномерном распределении температуры среды в объеме камеры, т. е. о равномерном и сравнительно полном смешивании газового потока с факелом жидкости. Распыление суспензии (краситель кубовый голубой) производилось центробежным диском (тип — плоский, закрытый, с зубьями); производительность при начальной концентрации сухой фазы в суспензии 22,2 % составила

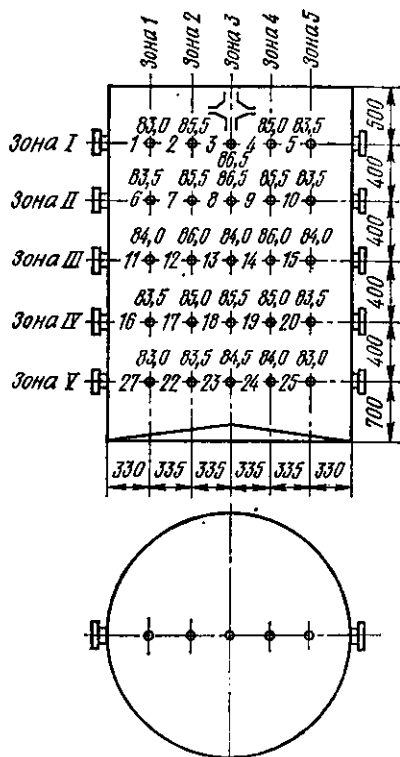
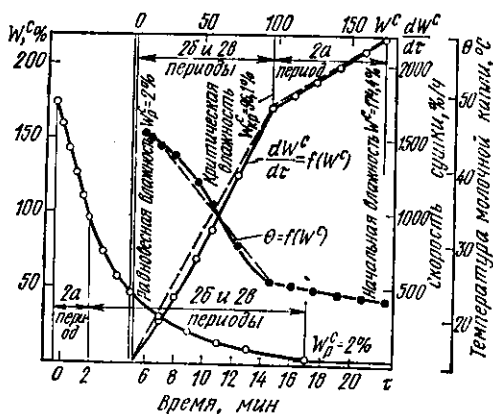


Рис. IV.21. Температурное поле в среднем сечении сушильной камеры распылительной установки

Рис. IV.22. Кривые сушки и кривые скорости сушки капли сгущенного молока



35 кг/ч, количество подаваемого газа — 1300 м³/ч при начальной температуре 250 °С.

Для детального анализа кинетики процесса распылительной сушки необходимо получить непосредственно кривые сушки. На рис. IV.22 показаны кривые сушки и кривые скорости сушки капли цельного сгущенного молока, полученные С. Н. Жилковым (начальное содержание сухих веществ 36,46 %, жира 10,61 %). Для предварительно сгущенного молока автор не обнаружил первого периода, а второй период он делит на две зоны.

С. И. Шапиро получены интересные данные, характеризующие изменение остаточной влажности продукта по высоте сушильной камеры. Остаточная влажность определялась по массе капель, приходящихся на единицу площади.

На рис. IV.23 показаны графики, характеризующие зависимость остаточной влажности порошков красителей от высоты камеры. Начальная влажность суспензии 75—77,8 %, температура газов на входе 160 °С, температура среды в камере 75 °С. Из рис. IV.23 видно, что примерно на половине высоты камеры влажность продукта достигла 5—6 %, что соответствует техническим условиям на красители. Характерно, что на уровне расположения распылительного диска влажность продукта составляла всего 12—14 %, т. е., очевидно, основное снижение влажности происходило в фа-

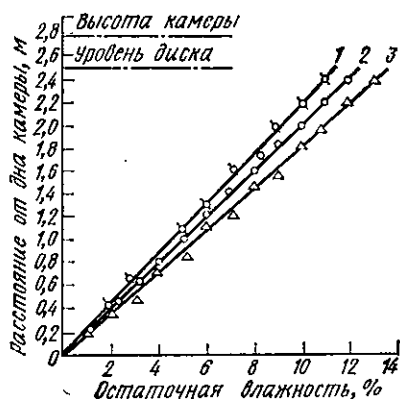


Рис. IV.23. Зависимость остаточной влажности высушиваемых порошков красителей от высоты сушильной камеры:

1 — кубовый золотисто-желтый; 2 — кубовый ярко-фиолетовый; 3 — кубовый голубой

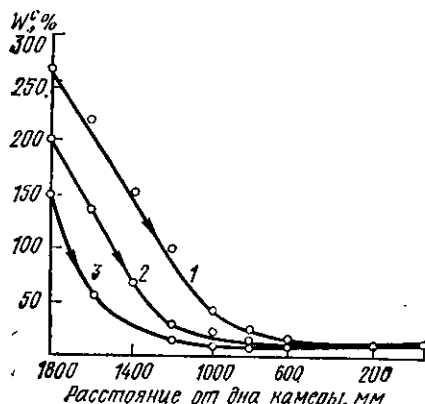


Рис. IV.24. Кривые изменения влажности кормовых дрожжей по высоте сушильной камеры при различной температуре сушильного агента (производительность установки 180 л/ч): 1 — $t_1 = 298$ °С; 2 — 350 °С; 3 — 400 °С

зеле распыла. Обращает на себя внимание примерно линейный характер изменения влажности красителей.

С. И. Шапиро пришел к выводу, что целесообразно уменьшить высоту сушильной камеры путем повышения температуры входящего сушильного агента или ввода его дополнительного количества по высоте, соответствующей достижению влажности продукта 8—12 %; кроме того, автор считает, что объем камеры следует рассчитывать не по напряжению, а по диаметру факела и высоте камеры¹. При этом диаметр факела может быть уменьшен за счет применения трехъярусных дисков при высоких окружных скоростях вращения, а высота камеры снижена путем проведения указанных выше мероприятий.

И. И. Борде и Д. М. Левин при исследовании кинетики распылительной сушки кормовых дрожжей зафиксировали изменение влажности частиц по высоте сушильной камеры (рис. IV.24). На-

¹ О методах расчета габаритов сушильной камеры см. ниже.

гретый газ подавался равномерно по сечению камеры сверху вниз, распыление производилось при помощи диска (окружная скорость диска 120—130 м/с). Аналогичные данные получены Ю. И. Шишацким и В. И. Поповым, которые исследовали процесс распылительной сушки хлебопекарных дрожжей.

На рис. IV.24 и IV.25 показано изменение влажности кормовых дрожжей по высоте и радиусу камеры: в сечении плоскости диска (кривые 1 и 1') отмечено характерное снижение влажности; в других сечениях камеры (800 и 1200 мм от дисков) влажность изменяется незначительно (кривые 2 и 3).

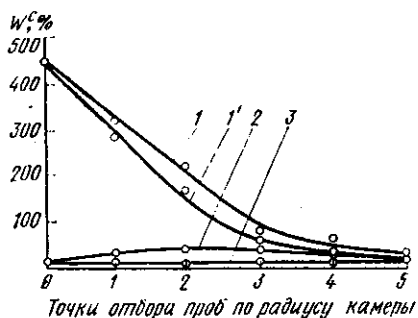


Рис. IV.25. Кривые изменения влажности кормовых дрожжей по радиусу камеры при различной температуре t_1 сушильного агента

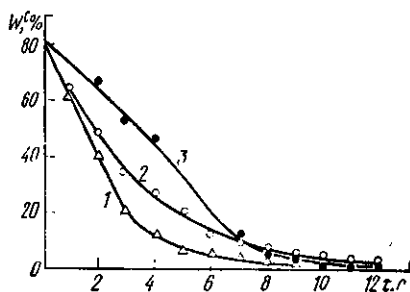


Рис. IV.26. Кривые сушки капель синтетических моющих средств при различных режимах:
1 — постоянная температура; 2 — проточный режим; 3 — противоточный режим

Б. И. Леончиком и Э. К. Тынныбековым исследована кинетика распылительной сушки в среде перегретого пара. Авторы применили оригинальные методы измерения температуры и скоростей фаз, дисперсности, концентрации и влажности частиц, коалесценции капель и т. д. В частности, применен экспрессный метод определения дисперсности капель чистых жидкостей (длительность определения 2 ч вместо 20 ч при обычных методах определения размеров 3000 капель) и усовершенствована методика обработки кривой убыли массы пробы полидисперсных капель. В результате этого графическая обработка этой кривой ведется с использованием 4—5 моодисперсных групп капель вместо обычных 10—14.

Результаты опытов свидетельствуют о преимуществах применения перегретого пара по сравнению с воздухом. При этом выше температура мокрого термометра, а следовательно, и температура испаряющейся жидкости в первый период; теплообмен между сушильным агентом и каплями происходит более интенсивно (больше градиент химического потенциала) и выше разность концентраций вещества на поверхности тела (капли) и в вихре потока газозвеси.

Н. М. Кафиевым и автором дан анализ кривых изменения влажности частиц во времени, представленных на рис. IV.26. Опыты

проводились с каплями растворов синтетических моющих средств на лабораторной установке, позволяющей изменять температуру сушильного агента в течение всего процесса сушки.

Из рис. IV.26 видно, что при стационарном режиме ($t_1 = 268^\circ\text{C}$; $v_r = 0,4$ м/с — кривая 1) высушивание частиц происходит быстрее, чем при нестационарном (кривые 2 и 3). Кривые 2 и 3 получены при изменении температуры воздуха по линейному закону в течение всего процесса удаления влаги из полидисперсной системы капель. При этом кривая 2 соответствует процессу сушки в условиях проточного режима, кривая 3 — в условиях противоточного движения материала и сушильного агента. Анализ кривых 2 и 3 показывает, что, несмотря на различие закономерностей испарения капель, продолжительность сушки до равновесной влажности W_p имеет одно и то же значение. Кроме того, в связи с непрерывным изменением значения подводимого потока теплоты период постоянной скорости на кривых 2 и 3 отсутствует, в то время как при постоянной температуре (кривая 1) длительность этого периода значительна.

Анализ экспериментальных данных свидетельствует о том, что механизм распылительной сушки в основном аналогичен механизму обычной конвективной сушки, однако имеются некоторые специфические особенности процесса, обусловленные малым размером частиц и тем, что сушка происходит не на поверхности твердого тела, а в каплях суспензий или растворов.

В связи со сложностью обстановки, в которой происходит сушка большого количества капель в потоке газа в условиях переменного режима рабочей камеры, закономерности механизма процесса обычно устанавливаются для сушки отдельных частиц при постоянном режиме. Период прогрева капли весьма кратковременен и составляет незначительную часть общей продолжительности сушки. В период постоянной скорости сушки парциальное давление паров жидкости над поверхностью испарения примерно равно давлению насыщенного пара этой жидкости, температура частицы близка к температуре мокрого термометра t_m и скорость испарения имеет максимальное значение; в этот период, как обычно, процесс лимитируется условиями внешнего тепло- и массообмена и, в частности, температурой и влажностью сушильного агента и аэродинамическим взаимодействием потока газа и частицы.

Для гидрофобных суспензий процесс сушки в основном протекает в первый период. Давление паров жидкости зависит от свойств высушиваемого раствора: если для гидрофобных суспензий и лиофобных коллоидных растворов оно, как указано выше, равно давлению насыщенного пара (при t_m), то при сушке лиофильных коллоидных и истинных растворов давление паров над поверхностью испарения будет меньше; при этом с увеличением концентрации растворенного вещества, т. е. с уменьшением влажности капли, давление паров жидкости в результате депрессии будет снижаться, и поэтому температура испарения должна соответственно повы-

шаться. Для таких растворов первый период называют квазипостоянным периодом сушки.

Несмотря на малый размер частицы, в результате весьма интенсивного испарения жидкости с ее поверхности в частицах влагоинерционных веществ (с малым коэффициентом диффузии влаги) создается градиент влажности, а иногда (в дальнейшем) и градиент общего давления. Поэтому критическая влажность частицы обычно больше максимальной гигроскопической влажности, которой достигает поверхность частицы в конце первого периода, причем длительность этого периода тем меньше, чем жестче режим сушки и чем больше диаметр частицы.

Во второй период, т. е. в период убывающей скорости сушки, давление паров жидкости над поверхностью испарения непрерывно снижается по мере уменьшения влажности частицы и повышения ее температуры. В этот период оформляется твердая структура частиц.

По данным А. А. Долинского, если на поверхности капли еще в первый период образуется сухая плотная оболочка (корка), то скорость испарения несколько снижается до того момента, когда температура капли становится равной температуре кипения раствора; после этого испарение происходит некоторое время с постоянной скоростью. Следует, как было указано, иметь в виду, что температура кипения раствора зависит от его концентрации, которая в процессе испарения непрерывно повышается.

Во второй период процесс лимитируется коэффициентом диффузии влаги внутри частиц, значение которого зависит от свойств, влажности и температуры частиц. Поэтому длительность периода относительно велика для лиофильных коллоидных растворов.

В технике распылительной сушки удаление влаги до W_p не всегда является необходимостью. Конечная влажность порошка, как правило, обуславливается техническими требованиями, например приданием продукту сыпучести. Поэтому из технико-экономических соображений при проектировании необходимо правильно подойти к выбору конечной влажности продукта W_2 , зависящей от таких факторов, как начальная температура сушильного агента t_1 и его расход, а также от влажности и количества G_p подаваемого на сушку раствора.

Методы расчета сушильной камеры. Для практических расчетов процессов переноса теплоты и массы в рабочей камере распылительных сушилок вводят ряд допущений и применяют упрощенные уравнения стационарного тепло- и массообмена:

$$dQ_{\tau}/d\tau = \alpha F \Delta t_{\text{ср}}; \quad dM/d\tau = \alpha_m F \Delta p_{\text{ср}}, \quad (\text{IV.95})$$

где Q_{τ} — количество теплоты, переданное от газа к частицам, Дж; α — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К); F — суммарная площадь поверхности частиц, находящихся во взвешенном состоянии, м²; $\Delta t_{\text{ср}}$ — средняя разность температур газа и частиц, К; M — масса испарившегося раствора, кг; α_m — коэффициент массообмена, кг/(м²·с·Па); $\Delta p_{\text{ср}}$ — средняя разность парциальных давлений пара на поверхности частиц и в газе, Па.

Некоторое уточнение в расчет вносит определение $\Delta t_{\text{ср}}$ и $\Delta p_{\text{ср}}$ раздельно для первого и второго периодов сушки (см. далее). По уравнению (IV.95) можно определить поверхность частиц F и затем по заданной производительности установки и дисперсности распыла рассчитать длительность осаждения частиц и соответствующую высоту камеры.

Однако опыт показывает, что принятые допущения значительно искажают действительную картину процесса и расчет габаритов сушильной камеры, базирующийся на определении длительности сушки, пока еще весьма неточен. Поэтому необходимо продолжить исследования в области разработки кинетических методов расчета распылительных сушилок. Этому посвящен ряд работ, проведенных советскими и зарубежными исследователями (М. В. Лыков, Б. И. Леончик, А. Н. Плановский, В. И. Муштаев, В. М. Ульянов, А. П. Фокин, В. А. Лялин, Ф. Глюккерт и др.).

М. В. Лыков также применил для расчета уравнение стационарного теплообмена и ввел в него объемный коэффициент теплоотдачи α_V [в Вт/(м³·К)].

$$Q = \alpha_V V_K \Delta t_{\text{ср}}, \quad (\text{IV.96})$$

где V_K — объем сушильной камеры, м³.

Расход теплоты (в кВт) может быть рассчитан по известному уравнению

$$Q = U(2500 + 1,84t_2 - 4,19\theta_1) + g_2 c_{m2}(\theta_2 - \theta_1), \quad (\text{IV.97})$$

где U — количество испаренной влаги, кг/с; g_2 — количество высушенного продукта, кг/с; c_{m2} — удельная теплоемкость высушенного продукта, кДж/(кг·К); t_2 — температура газа, уходящего из сушильной камеры, °С; θ_1 и θ_2 — температура раствора и высушенного продукта, °С.

Для первого периода сушки средняя разность температур

$$\Delta t_1 = (t_1 - t'_2) / \left(\ln \frac{t_1 - t_m}{t'_2 - t_m} \right), \quad (\text{IV.98})$$

где t_1 — температура газа на входе в сушильную камеру; t'_2 — температура газа, соответствующая окончанию первого периода сушки; t_m — средняя температура мокрого термометра.

t'_2 можно определить при построении процесса в $I-d$ -диаграмме как изотерму, проходящую через конечную точку процесса, лежащую на пересечении линии действительного процесса сушки с линией $d'_2 = \text{const}$, соответствующей окончанию первого периода сушки.

$$d'_2 = (1000/l) [(W_1 - W_{K1}) / (W_1 - W_2)] + d_1, \quad (\text{IV.99})$$

где l — удельный расход газа; W_1 — начальная влажность раствора, % к общей массе; W_2 — конечная влажность продукта; W_{K1} — первая критическая влажность (для капель малого диаметра считают, что W_{K1} равна максимальной гигроскопической влажности продукта); d_1 — начальное влагосодержание сушильного агента.

Во второй период условно принимают линейный закон повышения температуры частицы и определяют ее конечную температуру по соотношению

$$\theta_2 = (t'_2 - t_m) [(W_{к1}^c - W_2^c)/(W_{к1}^c - W_p^c)] + t_m,$$

где W_p^c — равновесная влажность продукта, соответствующая φ_1 .

Тогда для второго периода средняя разность температур

$$\Delta t_2 = [(t'_2 - t_m) - (t_2 - \theta_2)] / \ln [(t'_2 - t_m)/(t_2 - \theta_2)]. \quad (\text{IV.100})$$

Общую разность температур $[\Delta t_{cp}]$ для всего процесса сушки можно определить как средневзвешенную величину от Δt_1 и Δt_2 соответственно соотношению длительности сушки в первый и второй периоды τ_1/τ_2 . Если считать, что во второй период скорость сушки уменьшается пропорционально снижению влажности продукта, то приближенно

$$\tau_1/\tau_2 = 1 / \{ 1 + (t'_2 + t_2) (W_1^c - W_2^c) / (t_1 + t'_2) (W_{к1}^c - W_p^c) \ln [(W_{к1}^c - W_p^c) / (W_2^c - W_p^c)] \}.$$

Тогда

$$\Delta t_{cp} = \Delta t_1 (1 - \tau_1/\tau_2) + \Delta t_2 \tau_1/\tau_2. \quad (\text{IV.101})$$

Объемный коэффициент теплоотдачи α_v определяют на основе обработки опытных данных в виде соответствующих критериальных уравнений. Такие уравнения получены в работах ряда исследователей (табл. IV.6).

Зная Q , α_v и Δt_{cp} , по формуле (IV.96) можно рассчитать объем камеры V_k и определить «активную» (рабочую) высоту¹ сушильной камеры H_k :

$$\left. \begin{aligned} V_k &= [Q/(\alpha_v \Delta t_{cp})] 1/\psi; \\ H_k &= 4V_k/\pi D_k^2. \end{aligned} \right\} \quad (\text{IV.102})$$

где D_k — диаметр камеры (принимается из расчета, чтобы он был больше максимального диаметра факела: $D_k > D_\phi$).

А. А. Долинский, учитывая возможность увеличения расхода раствора (особенно в начале работы установки при установлении заданного режима) на 30—50 %, рекомендует принимать $D_k \geq 2,8 R_\phi$ (где R_ϕ — радиус факела); при сушке медицинских термолабильных препаратов принимается $D_k = (3,0 \div 3,4) R_\phi$.

* Строго говоря, в условиях протекания непрерывных процессов тепло- и массообмена движущая сила процесса (например, Δt или Δp и т. п.) уменьшается в результате перемешивания потоков.

¹ Для форсуночных сушилок под активной высотой камеры понимается расстояние от среза форсунки до места вывода газов (для установок, работающих по принципу параллельного тока) или до места ввода газов (для противоточных установок).

В формуле (IV.102) коэффициент $\psi = \psi_1 \psi_2$, где ψ_1 и ψ_2 — коэффициенты, учитывающие уменьшение Δt в результате перемешивания газа в сушильной камере и неравномерность распределения газа и частиц в объеме камеры ($\psi < 1$).

На практике объем сушильной камеры в распылительных установках приближенно оценивается по величине напряжения по испаренной влаге [$A_v = U/V_k$ кг/(м³·ч)], которое зависит от рода раствора, температуры сушильного агента и конструкции установки.

Примерная ориентировочная зависимость A_v от t_1 приведена ниже.

$t_1, ^\circ\text{C}$	130—150	300—400	500—700
$A_v, \text{кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$	2—4	6—12	15—25

Более точно величина A_v регламентируется ГОСТ 8906—80*: она находится в пределах от 2 (при $t_1 = 130^\circ\text{C}$; $t_2 = 70^\circ\text{C}$) до 20 кг/(м³·ч) (при $t_1 = 600^\circ\text{C}$; $t_2 = 150^\circ\text{C}$). В ГОСТе приводится график (рис. IV.27), согласно которому

$$A_v = f[(t_1 + t_2)/2 - t_m] = f(\Delta t),$$

где $t_1 = 130 \div 600^\circ\text{C}$; $t_2 = 70 \div 150^\circ\text{C}$; t_m — температура мокрого термометра ($t_m = 40 \div 60^\circ\text{C}$).

Иногда влагонапряжение A_v ориентировочно рассчитывается по эмпирическим формулам в зависимости от максимального размера частиц $\delta_{\text{макс}}$, температуры входящего воздуха t_1 и диаметра сушильной камеры D_k .

при $D_k = 2 \div 5$ м; $t_1 = 150 \div 200^\circ\text{C}$; $\delta_{\text{макс}} = (50 \div 400) 10^{-6}$ м

$$A_v \approx (1,8 \div 2,2) 10^{-4} \delta_{\text{макс}}^{-0,33} \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{с}). \quad (\text{IV.103})$$

при $D_k = 1 \div 9$ м; $t_1 = 120 \div 220^\circ\text{C}$; $\delta_{\text{макс}} \approx (50 \div 500) 10^{-6}$ м

$$A_v \approx (2,5 \div 3) 10^{-3} [t_1 D_k / (\delta_{\text{макс}} \cdot 10^6)]^{0,2} \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{с}). \quad (\text{IV.103}')$$

Для гигроскопичных материалов, склонных к адгезии, берется меньшее значение числового коэффициента. Связь между A_v [в кг/(м³·ч)] и объемным коэффициентом теплообмена α_v выражается соотношением

$$A_v = 3600 (\alpha_v \Delta t_{\text{ср}}) / r,$$

где $\Delta t_{\text{ср}}$ — средняя разность температур воздуха и материала; r — удельная теплота испарения.

* ГОСТ 8906—80. Сушилки распылительные. Типы, основные параметры и размеры (взамен ГОСТ 18906—73). Срок действия до 01.01. 1986 г.

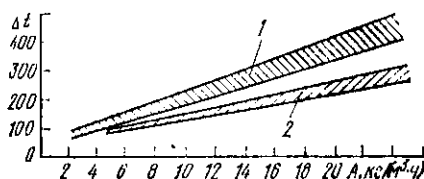


Рис. IV.27. Зависимость A_v от Δt (по ГОСТу):

1 — для сушилок типа РП (с центробежным распылением); 2 — для сушилок типа РФ (с распылением пневматическими или механическими форсунками)

Эмпирические уравнения для определения

Формула для определения числа Нуссельта	Формула для определения объемного коэффициента теплоотдачи
$1. Nu_V = 1,58 \cdot 10^{-3} (g_2 / \rho_{\text{ч}} F_{\text{к}}) \times$ $\times [\delta_{\text{ср}}^{0,4} / (v_{\text{вит}} + v_{\text{г}})^{0,8}],$ <p>где $Nu_V = (\alpha_V / \lambda) \delta_{\text{ср}}^2$</p>	$\alpha_V = 1,58 \cdot 10^{-3} (\lambda g_2 / \rho_{\text{ч}} F_{\text{к}}) \times$ $\times (1 / \delta_{\text{ср}})^{1,6} [1 / (v_{\text{вит}} + v_{\text{г}})]^{0,8}$
$2. Nu_V = 160 (g_1 \mu / \pi D_{\text{к}}^2 \rho_{\text{р}} v_0) \times$ $\times Ar^{0,2} Re^{-0,4},$ <p>где $Re = V_{\text{г}} \delta_{\text{ср}} / (\pi D_{\text{к}}^2 \nu K)$</p>	$\alpha_V = 160 \mu \lambda g_1 / \rho_{\text{р}} F_{\text{к}} \times$ $\times (1 / \delta_{\text{ср}}^{1,8}) [g(\rho_{\text{р}} - \rho_{\text{г}}) / \rho_{\text{г}}]^{0,2}$

Примечания: 1. В формулах, приведенных в таблице, приняты следующие обозначения: $S_{\text{суш}}$ — площадь сечения сушильной камеры, м²; $v_{\text{вит}}$ и $v_{\text{г}}$ — средние скорости витания сухих частиц и плотность сухих частиц; $\lambda \cdot 1,16$ — коэффициент теплопроводности газа, Вт/(м·К); g_1 — степень заполнения камеры факелом; $D_{\text{к}}$ — диаметр камеры, м; $V_{\text{г}}$ — расход газа (су

2. В основе получения формул лежит уравнение теплообмена между газом и взвеш

3. Средняя скорость газа $v_{\text{г}}$ в камере рассчитывается по формуле $v_{\text{г}} = 4 (V'_0 + V''_0) / S_{\text{суш}}$ сухого газа на входе и выходе из сушилки (при скорости газа $v_{\text{г}} = 0,2-0,5$ м/с), L — ра

4. Скорость витания частиц $v_{\text{вит}}$ может быть определена по формуле $Fe = \rho_{\text{ч}} d_{\text{ч}}^2 v_{\text{вит}} / \mu$ (где Fe — число Фанга, $d_{\text{ч}}$ — диаметр частицы, м). Если $Re < 0,2$ скорость витания можно также определять, основываясь на известной вязкости газа.

Значение A_V может быть несколько повышено путем тангенциального подвода газа в камеру, что создает ограждающий поток газа у стенок камеры и предотвращает прилипание влажных частиц к поверхности стенки. Положительные результаты достигаются также при снижении температуры стенки путем наружного охлаждения (охлаждающая рубашка).

Обычно для камер с форсуночным распылением $H_{\text{к}}/D_{\text{к}} = 1,5 \div 2,5$. Чем меньше начальная влажность раствора и чем больше производительность установки, тем меньше отношение $H_{\text{к}}/D_{\text{к}}$. При необходимости получения продукта в виде гранул (грубый распыл) $H_{\text{к}}/D_{\text{к}} \geq 5$. По нормам НИИХиммаша рекомендуется принимать отношение $H_{\text{к}}/D_{\text{к}} \approx 2,5$.

Для камер с дисковым распылением (при расположении факела распыла в горизонтальной плоскости) $H_{\text{к}}/D_{\text{к}} = 0,8 \div 1,0$. Диск обычно расположен на расстоянии 1,0—1,5 м от верхнего перекрытия камеры.

С целью уточнения расчета размеров сушильной камеры в последнее время проведен ряд экспериментальных работ по опреде-

объемного коэффициента теплоотдачи

Продукт	Условия проведения опыта	Пределы применения формулы	Автор
Истинные и коллоидные растворы — хлорид кальция, сульфитные щелочи, силикат натрия, альбумин	Распыление механическими и пневматическими форсунками при параллельном движении газа и продукта	$g_2 = 10 \div 900 \text{ кг/ч};$ $\delta_{\text{ср}} = 46 \cdot 10^{-6} \div 168 \times 10^{-6} \text{ м};$ $v_r = 0,19 \div 0,35 \text{ м/с};$ $v_{\text{вит}} = 0,06 \div 0,25 \text{ м/с};$ $W_1 = 44,3 \div 87 \%;$ $t_1 = 117 \div 600 \text{ }^\circ\text{C};$ $V_k = 9,45 \div 217 \text{ м}^3$	М. В. Лыков
Высоковлажный раствор стрептомицина	Распыление центробежным диском	$g_1 = 1 \div 16 \text{ л/ч};$ $n = 18\,000 \div 24\,000 \text{ об/мин};$ $W_1 = 68 \div 95 \%;$ $V_r = 70 \div 360 \text{ м}^3/\text{ч};$ $t_1 = 100 \div 300 \text{ }^\circ\text{C}$	А. А. Долинский

означения: g_2 — производительность сушилки по сухому продукту, кг/ч; F_k — площадь газа в сушильной камере, м²; $\delta_{\text{ср}}$ и ρ_q — средний объемно-поверхностный диаметр и производительность сушилки по раствору, кг/с; v_0 — окружная скорость диска, м/с; μ — вязкость, мПа·с; критерий плотности факела $K = g_1 \mu / \pi D_k^2 \rho_p v_0$.

енными частицами при $Nu = 2$.

$L / (3600 \cdot 2 \pi D_k^2)$, где V'_0 и V''_0 — объемы сушильного агента (парогазовой смеси), м³ на 1 кг сухого газа, кг с. г./ч.

$\sqrt{\text{Re}_{\text{вит}}}$. Из этой формулы $v_{\text{вит}} = \text{Re}_{\text{вит}} v / \delta_{\text{ср}}$. В связи с очень малым диаметром по закону Стокса: $v_{\text{вит}} \approx v_0 = (1/18) \delta_{\text{ср}}^2 (\gamma_q - \gamma_r) (1/\mu_r)$, где μ_r — коэффициент дина-

лению высоты камеры и радиуса факела. Эти данные обычно обрабатываются в виде критериальных уравнений.

И. И. Борде при исследовании сушки кормовых дрожжей в центробежной установке с равномерной (по сечению камеры) подачи газа сверху вниз получено соотношение

$$H_k / \delta_{\text{макс}} = 1,37 \text{ Re}^{0,252} K^{0,462}, \quad (\text{IV.104})$$

где $\delta_{\text{макс}}$ — максимальный диаметр частиц;

$$\text{Re} = v_r \delta_{\text{макс}} / \nu; \quad K = r v_r / (\lambda_r \Delta t);$$

ν — кинематическая вязкость газа, м²/с; r — удельная теплота парообразования, кДж/кг; λ_r — коэффициент теплопроводности газа, кДж/(м·К); Δt — начальная разность температур газа и частицы (капли), т. е. $t_1 - t_m$.

Для определения радиуса факела R_ϕ И. И. Борде получено обобщенное выражение

$$R_\phi / \delta_{\text{макс}} = 1,995 \cdot 10^3 \text{ Re}^{1,13} [r \eta_r / (\lambda_r (t_1 - t_m))]^{0,4}, \quad (\text{IV.105})$$

где η_r — коэффициент динамической вязкости газа.

* Строго говоря, комплекс K следовало представить также в безразмерной форме. Безразмерные симплексы $H_k / \delta_{\text{макс}}$ и $R_\phi / \delta_{\text{макс}}$ введены нами.

Для определения радиуса факела R_{ϕ} высоковлажных суспензий антибиотиков ($W_1 = 200 \div 2000 \%$) в центробежной установке (диск с радиальными каналами; $t_1 = 110 \div 130^\circ\text{C}$; $g = 1 \div 16$ л/ч; $n = 18000 \div 24000$ об/мин; $V_r = 70 \div 360$ м³/ч) А. А. Долинским получена формула

$$R_{\phi}/\delta_{\text{ср}} = 0,33 (\rho_1/\rho_2) \text{Re}^{0,35} \text{Gu}^{-0,4} \text{Ko}^{-0,2}, \quad (\text{IV.105'})$$

где $\delta_{\text{ср}}$ — средний начальный объемно-поверхностный диаметр капли; Gu — критерий Гухмана; $\text{Gu} = (t_r - t_m)/T_r$; Ko — модифицированный критерий Коссовича; $\text{Ko} = T_{rcr}/W_1 r$, здесь t_r и t_m — температура газа и раствора (соответственно температура по сухому и мокрому термометрам); W_1 — начальная влажность раствора, %.

Представляет интерес определение продолжительности сушки капли раствора τ . Формула получена А. А. Михайленко и др.¹ также на основе применения уравнения стационарного теплообмена $dQ = k \Delta t F d\tau$, причем методика расчета увязывается с описанным выше механизмом процесса (см. рис. IV.19), который согласно А. А. Долинскому состоит из пяти этапов. При этом в связи с кратковременностью первого и второго этапов (прогрев капли и испарение поверхностной влаги) расчет ведется для третьего этапа процесса, когда на поверхности капли образуется корка и по мере углубления зоны испарения толщина корки увеличивается в результате отложения твердых веществ, выделяющихся при испарении раствора внутри капли.

Теплота поступает внутрь капли через корку, и миграция влаги наружу происходит через корку в основном в виде пара. Наружный диаметр корки через время τ от начала процесса принимается постоянным δ , а внутренний текущий диаметр обозначается δ_i ; тогда коэффициент теплопередачи через стенку шара при стационарных условиях и граничном условии 3-го рода будет

$$k = 1 / \left[(1/\alpha \delta^2) + 1/2\lambda (1/\delta_i - 1/\delta) + (1/\alpha_1 \delta_i^2) \right],$$

где α — коэффициент теплоотдачи от газовой среды (сушильного агента) к поверхности капли (частицы); α_1 — коэффициент теплоотдачи от внутренней поверхности корки к раствору (внутри капли); λ — коэффициент теплопроводности корки.

Коэффициент α можно определить без учета относительного движения среды, т. е. при равенстве скорости частиц и газа, так как на третьем этапе сушка частиц обычно протекает в режиме вихря.

В этих условиях критерий Нуссельта $\text{Nu} = \alpha \delta / \lambda_r = 2$, где λ_r — коэффициент теплопроводности пограничного парогазового слоя у наружной поверхности капли (частицы). Отсюда $\alpha = 2\lambda_r / \delta$.

Тогда, если пренебречь термическим сопротивлением теплоотдачи от внутренней поверхности корки к раствору, можно выразить

¹ Косьюмодемьянский Ю. В., Гинзбург А. С., Малецкая К. Д. и др. Распылительная сушка растворов крахмало-паточной промышленности. — «Сахарная промышленность», 1976, № 2, с. 57—62.

количество теплоты, переданной от газа к раствору за время $d\tau$,

$$dQ = 2\lambda\lambda_r\delta\delta_i(t_r - t_{ж}) d\tau / (\lambda\delta_i + \lambda_r\delta - \lambda_r\delta_i), \quad (IV.106)$$

где t_r — температура газовой среды; $t_{ж}$ — температура жидкости (раствора) внутри частицы.

За счет переданной теплоты испаряется dQ/r кг влаги (где r — удельная теплота парообразования), при этом внутренний диаметр корки уменьшается на величину $d\delta_i$, а изменение массы корки плотностью ρ при снижении влажности раствора с W_1 до W_2 выразится

$$[\pi\rho/6][\delta_i^3 - (\delta_i - d\delta_i)^3] = (dQ/r) [(100 - W_1)/(W_1 - W_2)].$$

Интегрирование уравнения (IV.106) в пределах от $\delta_2 = (\delta_i - d\delta_i)$ до δ при подстановке значения δ_2 , найденного из баланса массы

$$\delta_2 = \delta [1 - (\rho_{ж}/\rho) [(100 - W_1)/(100 - W_2)]]^{1/3}$$

(где $\rho_{ж}$ — начальная плотность раствора), дает выражение для определения τ :

$$\tau = [r\rho\delta^2/4\lambda\lambda_r(t_r - t_{ж})] [(W_1 - W_2)/(100 - W_1)] \{[(\lambda - \lambda_r)/3] \{[1 - [1 - (\rho_{ж}/\rho) [(100 - W_1)/(100 - W_2)]] + (\lambda_r/2) [1 - [1 - (\rho_{ж}/\rho) [(100 - W_1)/(100 - W_2)]]^2]\}^3\}. \quad (IV.107)$$

После некоторых преобразований и упрощений (имея в виду, что $\lambda_r \ll \lambda$) получена упрощенная формула

$$\tau = r\rho_{ж}(W_1 - W_2)\delta^2/12\lambda_r(t_r - t_{ж})(100 - W_2). \quad (IV.107')$$

Характерно, что аналогичное выражение может быть получено путем преобразования соотношения Фрасера и др. для квазистационарного процесса испарения чистой жидкости:

$$\tau_{ж} = r\rho_{ж}\delta^2/(12\lambda_r\Delta t),$$

где Δt — психрометрическая разность температур газовой среды.

В качестве примера приводим данные расчета продолжительности сушки капли кукурузного экстракта при следующих данных: $t_r = 120^\circ\text{C}$; начальный диаметр капли $\delta = 1,55 \cdot 10^{-3}$ м; $W_1 = 53,4\%$; $W_2 = 1\%$; $\rho_{ж} = 1201$ кг/м³; $t_{ж} \approx t_m = 50^\circ\text{C}$; $\lambda_r = 3,09 \cdot 10^{-2}$ Вт/(м·К) [при средней температуре $(120 + 50)/2 = 85^\circ\text{C}$]; $r = 2382 \cdot 10^3$ Дж/кг (при $t_{ж} = 50^\circ\text{C}$).

$$\tau = 2382 \cdot 10^3 \cdot 1201 (53,4 - 1) (1,55 \cdot 10^{-3})^2 / 12 \cdot 3,09 \cdot 10^{-2} (120 - 50) \times \\ \times (100 - 1) = 139,9 \text{ с,}$$

что соответствует экспериментальным данным.

Анализ методов расчета распылительных установок. Резюмируя описание изложенных выше методов расчета установок распылительной сушки, можно дать их анализ, базируясь на условной классификации, предложенной А. А. Долинским и Ю. И. Волови-

ком¹. Эти методы разделяются на две группы: 1) расчеты с использованием эмпирических формул; 2) аналитические расчеты.

К первой группе относятся методики расчета, использующие эмпирические формулы и критериальные соотношения для определения коэффициентов α , α_v , A_v , радиуса и высоты сушильной камеры. Ко второй группе относятся методики расчета, базирующиеся на решении дифференциальных и интегродифференциальных уравнений переноса количества движения, теплоты и массы. При этом в ряде случаев для упрощения расчета в качестве дополнительных условий используются некоторые эмпирические формулы.

Эмпирические формулы получены рядом авторов в результате обработки экспериментальных данных известными методами, и в частности, методами обобщенного анализа, как, например, критериальные зависимости, полученные А. А. Долинским, И. И. Борде и др., а также размерные зависимости типа формулы М. В. Лыкова для определения объемного коэффициента теплообмена α_v . При использовании эмпирических формул важное значение имеет правильный выбор определяющей температуры сушильного агента, от которой зависят его теплофизические характеристики, а также средней температурной разности при расчете объема сушильной камеры через значение A_v . Для уточнения расчета А. А. Долинский рекомендует использовать средние (интегральные) значения температуры капли и коэффициента теплообмена.

Для сушилок с центробежным распылением обычно применяется следующий порядок расчета:

а) определение среднего и максимального диаметра капель (формулы типа Фрасера);

б) определение радиуса факела распыления R_f (формулы А. А. Долинского, И. И. Борде и др.) и радиуса сушильной камеры;

в) расчет рабочего объема сушильной камеры по значению A_v ;

г) расчет рабочей высоты сушильной камеры.

Пример расчета сушилки с форсуночным распылением приведен в главе VII.

Аналитические методы разработаны рядом авторов (Ф. И. Нуждов, Ф. Глукерт, А. А. Долинский, Б. И. Леончик, Ю. И. Воловик, В. И. Муштаев, А. П. Фокин и др.) в различных институтах (МЭИ, МИХМ, ИТТФ АН УССР, МТИПП, НИИхиммаш и др.).

Для решения нелинейных дифференциальных и интегродифференциальных уравнений применяются численные методы, используются ЭВМ. Следует отметить значительную сложность аналитических методов, что связано со сложностью и комплексным характером взаимосвязанных факторов и явлений, протекающих в процессе распылительной сушки (внутренний тепло- и массоперенос в капле, внешний тепло- и массообмен между каплей и сушильным

¹ Долинский А. А., Воловик Ю. И. Состояние и задачи распылительной сушки. — В сб.: Опыт применения распылительных сушильных установок. — Киев: Наукова думка, 1976, с. 11—29.

агентом, баллистика и аэродинамика потоков в сушильной камере, кинетика образования отложений на стенках сушильной камеры). Примерная схема факторов, определяющих расчеты распылительных сушильных установок по А. А. Долинскому и Ю. И. Воловику, приведена на рис. IV.28.

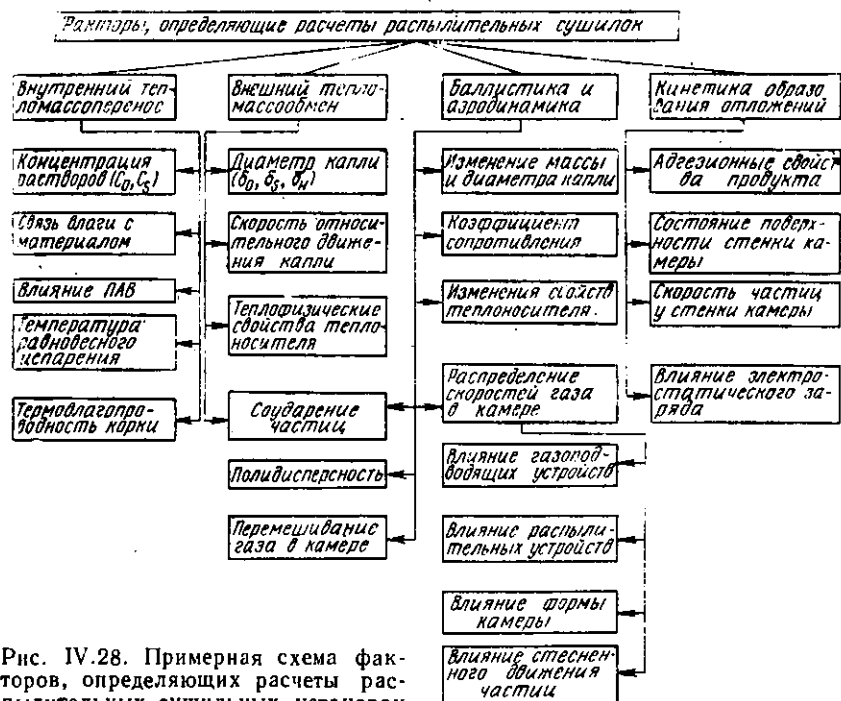


Рис. IV.28. Примерная схема факторов, определяющих расчеты распылительных сушильных установок

Установлено, что процесс сушки растворов с относительно малой концентрацией твердой фазы определяется в основном аэродинамическими условиями, а при значительной концентрации решающее значение имеет тепло- и массоперенос внутри капли. Сушка в вихревой камере значительно интенсифицирует процесс обезвоживания капель.

В методике МИХМа¹ сочетаются аналитический и экспериментальный методы расчета. Согласно этой методике диаметр сушильной камеры определяется по времени и пути торможения капли, которые зависят от скорости витания. Скорость витания рассчитывается на основании решения дифференциального уравнения движения частицы, учитывающего согласно принципу Д'Аламбера

¹ Авторы А. Н. Плановский, В. И. Муштаев, В. М. Ульянов (см. список литературы).

действие на частицу силы тяжести и силы сопротивления среды (по Ньютону),

$$m(dv/d\tau) = \pm mg \pm (\xi \pi d^2/4) (\rho_r v_{отн}^2/2), \quad (IV.108)$$

где m — масса частицы; $dv/d\tau$ — ускорение движения частицы; ξ — коэффициент сопротивления газовой среды; $\pi d^2/4$ — площадь миделева сечения частицы; ρ_r — плотность газа; $v_{отн}$ — относительная скорость движения фаз (частицы и газа).

Постоянные интегрирования уравнения (IV.108) имеют вид:

$$a = 0,346 \rho_r / d_{0(макс)} (\rho_{мо} - \rho_r); \quad b = 65 v_r / d_{0(макс)}, \quad (IV.109)$$

где $d_{0(макс)}$ — начальный максимальный диаметр частиц полидисперсного материала; $\rho_{мо}$ — начальная плотность суспензии; ρ_r , v_r — плотность и кинематическая вязкость газа при его начальной температуре.

Дискриминант уравнения (IV.108) имеет вид

$$\Delta = \pm 4ag - a^2 b^2. \quad (IV.110)$$

Тогда скорость витания для участка торможения¹

$$v_{вит}(\tau) = \sqrt{|\Delta| - ab} / 2a. \quad (IV.111)$$

Время торможения

$$\tau = (1/ab) \ln [v_0 (v_{вит}(\tau) + b) / v_{вит}(\tau) (v_0 + b)], \quad (IV.112)$$

где v_0 — начальная скорость капли (скорость отрыва капли от края диска); принимается, что $v_0 = v_D$ (где v_D — окружная скорость диска; $v_D = \pi d_D n / 60$; d_D — диаметр диска; некоторые авторы принимают $v_0 \approx 1,4 v_D$).

Путь торможения

$$r = (1/a) \ln [(v_0 + b) \exp(ab\tau) - v_0] / b - b\tau. \quad (IV.113)$$

Тогда диаметр сушильной камеры

$$D_k = 1,25 (2r + d_D). \quad (IV.114)$$

Продолжительность сушки рассчитывается по коэффициенту массообмена α_{mu} , который определяется по формуле

$$Nu_m = 2 + 0,51 Re^{0,52} Pr_m^{0,33},$$

$$\alpha_{mu} = (Nu_m D_n / d_0) \rho_r,$$

где D_n — коэффициент диффузии пара в воздухе, м²/с; d_0 — средний начальный диаметр частицы материала, м; рассчитывается по формуле Фрасера (см. выше); максимальный начальный диаметр капли $d_{макс} \approx 3 d$; ρ_r — плотность газа (паровоздушной среды), кг/м³.

Размер частицы при достижении критической влажности

$$d_k = d_0 \sqrt[3]{\rho_{мо} (1 + u_k) / [\rho_{м.к} (1 + u_0)]},$$

где u_k , u_0 — соответственно критическое и начальное влагосодержание материала (принимается, что критическое влагосодержание равно максималь-

¹ Скорость витания частиц в процессе сушки (в начале и в конце сушки) рассчитывается через критерий $Re = f(Gr)$.

ному гигроскопическому $u_k = u_r$ и что в момент достижения u_k усадка частиц завершается); $\rho_{м.к}$ — плотность частиц при u_k ;

$$\rho_{м.к} = \rho_r \rho_{ж} (1 + u_k) / (\rho_{ж} + u_k \rho_r);$$

здесь ρ_r , $\rho_{ж}$ — соответственно плотность твердой фазы (сухого вещества) и жидкости (воды).

По значению $\alpha_{ми}$ рассчитывается комплекс

$$B = \rho_{ми} / (\alpha_{ми} S),$$

где $\rho_{ми}$ — плотность материала, отнесенная к его влагосодержанию (кг/м^3); $\rho_{ми} = \rho_m (1 + u)$; S — удельная площадь поверхности частицы, $1/\text{м}$; $S = 6/d$.

Среднее значение комплекса B рассчитывается как среднелогарифмическое для его значений, соответствующих началу и концу процесса при соответствующих значениях $\rho_{ми}$, $\alpha_{ми}$, S .

Движущая сила процесса определяется в зависимости от разности конечных влагосодержаний материала и газа:

$$\Delta x = x_{2(p)} - x_2,$$

где $x_{2(p)}$ — влагосодержание газа, соответствующее конечному состоянию материала, равновесному с газом; x_2 — конечное влагосодержание воздуха.

Значения $x_{2(p)}$ и x_2 определяются при построении процесса в $I-d$ -диаграмме для условий идеального вытеснения фаз (см. введение).

Продолжительность сушки

$$\tau = l' \bar{B} (x_2 - x_1) / \Delta x, \quad (\text{IV.115})$$

где l' — удельный расход воздуха, отнесенный к 1 кг сухого вещества материала, $\text{кг с. в./кг сух. веш.}$;

$$l' = (u_2 - u_1) / (x_2 - x_1)$$

x_1 — начальное влагосодержание воздуха.

Зная продолжительность сушки и среднюю скорость частиц можно определить высоту рабочей зоны сушильной камеры

$$H_p = \bar{v}_c \tau, \quad (\text{IV.116})$$

где \bar{v}_c — средняя скорость частиц в вертикальном направлении;

$$\bar{v}_c = \bar{v}_r + \bar{v}_{\text{внт}};$$

здесь \bar{v}_r — средняя скорость газа;

$$\bar{v}_r = L' (1 + \bar{x}) / (\rho_{г(ср)} F_{с.к} \cdot 3600),$$

где L' — часовой расход сухого газа, кг с. г./ч ; \bar{x} — среднее влагосодержание газа;

$$\bar{x} = (x_1 + x_2) / 2;$$

$\rho_{г(ср)}$ — плотность газа при его средней температуре; $F_{с.к}$ — площадь поперечного сечения сушильной камеры;

$$F_{с.к} = \pi D_{с.к}^2 / 4,$$

$v_{\text{вит}}$ — средняя скорость витания частиц; рассчитывается как среднелогарифмическое значение скорости витания в начале и в конце процесса [как было указано, $v_{\text{вит}}$ рассчитывается по соответствующим значениям критерия Re , который определяется по формулам (IV.76) и (IV.77); $Re = f(Ar)$].

Глава V

РАСЧЕТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК С ЭНЕРГОПОДВОДОМ В ЭЛЕКТРОМАГНИТНОМ ПОЛЕ

Энергоподвод к объекту сушки в электромагнитном поле способствует значительной интенсификации процесса, повышению качества продукта и создает благоприятные условия для автоматизации производства. Наиболее перспективен для сушильных установок энергоподвод в электромагнитном поле инфракрасного диапазона (ИК) в терморadiационных установках, а также высокочастотного и сверхвысокочастотного (ВЧ и СВЧ) диапазона в так называемых диэлектрических установках¹.

При ИК-облучении процесс сушки интенсифицируется благодаря значительной плотности теплового потока на поверхности материала (на порядок больше, чем при конвективной сушке), рассеянию в объекте сушки потока, поглощенного поверхностным слоем, и частичному проникновению энергии внутрь материала. Автором показано, что для влажных материалов, содержащих влагу различных форм связи, важное значение имеет соотношение частоты колебаний электромагнитного поля и частоты колебаний молекул воды. При достижении резонанса указанных частот возможен переход влаги в менее прочную форму связи, что дает определенный энергетический эффект. Так, порядок частоты колебаний молекул воды составляет примерно 10^{12} 1/с, что близко иликратно частоте ИК-излучения при соответствующей длине волн, и энергия потока квантов-фотонов (энергия фотона при $\lambda = 1 \cdot 10^{-4} \div 1 \cdot 10^{-2}$ см составляет 1,24—0,012 ЭВ) может быть достаточна для преодоления энергии связи адсорбционной влаги.

При СВЧ-облучении преобразование энергии электромагнитного поля в теплоту происходит полностью в массе (объеме) материала, что обуславливает еще большую интенсификацию процесса. Значительные перспективы имеет применение комбинированных методов энергоподвода.

При проектировании терморadiационных установок особенно важно базироваться на известных принципах технологии сушки:

¹ ИК-область спектра электромагнитного излучения обычно ограничивается предельными длинами волн от 0,75 до 1000 мкм (коротковолновая область от 0,75 до 1,5 мкм, средневолновая от 1,5 до 15,0—50 мкм, длинноволновая от 50 до 350—1000 мкм); ВЧ-область — метровые волны (частота до 300 МГц) и СВЧ-область — дециметровые и меньшие волны (частота $\nu > 300$ МГц); точнее: ВЧ-область — длина волны 1000—1 м, частота 300 кГц—300 МГц; СВЧ-область — длина волны 1—0,01 м, частота 300—30 000 МГц.

от детального изучения оптических и терморadiационных характеристик объектов сушки к выбору типа генераторов излучения и режима их работы (на основе корреляции указанных характеристик с эмиссионными характеристиками самих генераторов) и на этой основе к проектированию сушильной установки и ее кинетическому расчету. Как показывает практический опыт, такая методика обеспечивает создание установок с высокими технологическими и энергетическими показателями.

Важное значение имеет увязка расчета внешнего тепло- и массообмена и выбора основных конструктивных параметров сушильной камеры (количество генераторов излучения, расстояние между генераторами и объектами сушки, а также между самими генераторами, расположение рефлекторов и т. п.) с анализом внутреннего энерго (тепло)- и массопереноса в объектах сушки.

В закрытых сушильных камерах терморadiационных установок облучение происходит диффузным и смешанным (диффузным и направленным) потоками излучения, что обусловлено многократными отражениями лучистого потока от рефлекторов, ограждений камеры и т. п.

В соответствии с изложенным вначале дадим краткий анализ оптических и терморadiационных характеристик пищевых продуктов, затем остановимся на основных закономерностях переноса энергии (ИК-монохроматического и интегрального) излучения в пищевых продуктах с переменными оптическими свойствами при облучении диффузным и направленным потоком и, наконец, базирываясь на основных теоретических и экспериментальных предпосылках проектирования ИК-установок пищевой промышленности, дадим методику инженерного расчета этих установок. По аналогичной схеме кратко будут рассмотрены особенности расчета СВЧ-установок.

ОПТИЧЕСКИЕ И ТЕРМОРАДИАЦИОННЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ

Исследование характеристик пищевых продуктов (тесто, хлеб, макаронные изделия, картофель, овощи и т. п.) как объектов ИК-облучения было начато автором в МТИППе в 1954 г. совместно с О. И. Росляковой-Гронской, Н. Г. Селюковым, Б. М. Ляховицким, В. И. Сыроедовым, В. Д. Скверчаком, Ю. М. Плаксиным и др. Фундаментальные работы в этой области проведены В. В. Красниковым и С. Г. Ильясовым, которые разработали физические основы ИК-облучения пищевых продуктов, а также усовершенствовали методы и приборы для определения соответствующих характеристик. Инфракрасные спектры пищевых продуктов исследованы В. Н. Авраменко, М. П. Есельсоном, А. А. Зайкой. Значительные исследования характеристик мясных продуктов проведены И. А. Роговым с сотрудниками.

Основы теории терморadiационного и сложного теплообмена обобщены и разработаны Г. Л. Поляком, С. Н. Шориным, Ю. А. Су-

Основная терминология и аналитические выражения оптических характеристик

Наименование спектральной оптической характеристики	Обозначение	Размерность	Аналитическое выражение и взаимосвязь между оптическими характеристиками при различных условиях облучения элементарного слоя (объема)		
			направленный (θ', φ') или сферический $(\omega' = 4\pi)$ поток	диффузный поток $(\omega' < 2\pi)$	совершенно диффузный поток $(\omega' = 2\pi)$

Осредненные основные характеристики

Коэффициент поглощения	\bar{K}_λ	м^{-1}	K_λ	$m_\lambda K_\lambda$	$2K_\lambda$
Коэффициент рассеяния	$\bar{\sigma}_\lambda$	м^{-1}	σ_λ	$m_\lambda \sigma_\lambda$	$2\sigma_\lambda$
Коэффициент рассеяния назад	S_λ	м^{-1}	$S'_\lambda = \delta'_S \sigma_\lambda$	$m_\lambda \delta_S \sigma_\lambda$	$2\delta'_S \sigma_\lambda$
Коэффициент рассеяния вперед	f_λ	м^{-1}	$f'_\lambda = \delta'_f \sigma_\lambda$	$m_\lambda \delta_f \sigma_\lambda$	$2\delta_f \sigma_\lambda$

Осредненные производные характеристики

Коэффициент экстинкции (ослабления)	$\epsilon_{\lambda z}$	м^{-1}	$\epsilon'_{\lambda z} = K_\lambda + S'_\lambda$	$K_\lambda + S_\lambda = m_\lambda (K_\lambda + \delta_S \sigma_\lambda)$	$2(K_\lambda + S'_\lambda) = 2(K_\lambda + \delta_S \sigma_\lambda)$
Эффективная вероятность выживания кванта — критерий Шустера	$\Lambda_{\lambda z}$	—	$\Lambda_{\lambda z} = S'_\lambda / \epsilon'_{\lambda z} = S'_\lambda / (K_\lambda + S'_\lambda) = \delta_S \sigma_\lambda / (K_\lambda + \delta_S \sigma_\lambda)$		
Эффективное удельное поглощение	$a_{\lambda z}$	—	$a_{\lambda z} = K_\lambda / S'_\lambda = \bar{K}_\lambda / S_\lambda = K_\lambda / \delta_S \sigma_\lambda = (1/\delta_S) a_\lambda$		

Примечание. Схемы пространственного распределения потоков излучения при различных условиях облучения даны на рис. V.1: ω' — телесный угол; θ' — полярный угол; φ' — азимутальный угол; $d\omega$ — величина элементарного телесного угла $d\omega$ в полярной системе отсчета определяется значениями элементарных углов $d\theta$ ($0 \leq \varphi \leq 2\pi$) и $d\theta$ ($0 \leq \theta \leq \pi/2$).

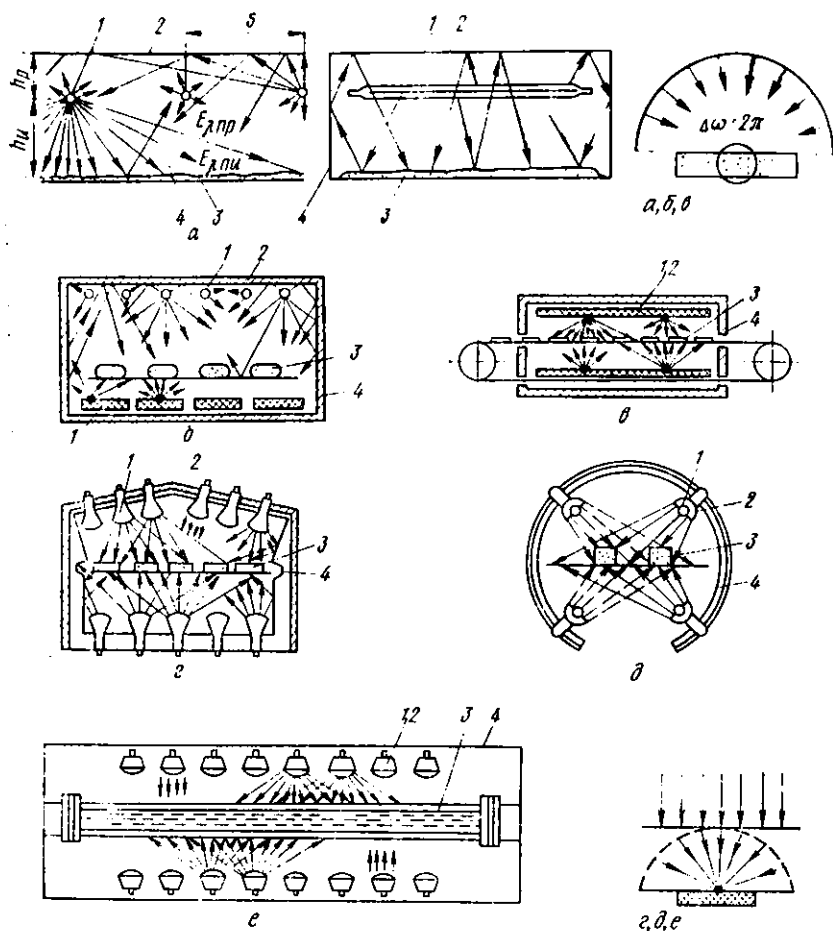


Рис. V.1. Условия облучения в ИК-установках для сушки (а), выпечки (б, в), бланширования (г), пастеризации (д) и термической обработки (е) пищевых продуктов:

1 — ИК-излучатель; 2 — отражатель (рефлектор); 3 — продукт; 4 — ограждение рабочей камеры; а, б, в — диффузное облучение; г, д, е — смешанное (направленное и диффузное) облучение

риновым, А. Г. Блохом, В. Н. Андриановым, А. С. Невским и др.

Пищевые продукты, как капиллярно-пористые тела, обладают значительной рассеивающей способностью, что обуславливает отклонение от известных законов Бугера—Ламберта по ослаблению потока излучения, проникающего в объект облучения, и характеризуются селективными (избирательными по длине волны) оптическими свойствами. Их оптические спектральные характеристики зависят от длины волн лучистого потока, а также от параметров состояния самого продукта (температура, давление, влажность, структура).

В табл. V.1 приведены систематизированные С. Г. Ильясовым и В. В. Красниковым данные, характеризующие взаимосвязь основных и осредненных оптических характеристик поглощающих и рассеивающих материалов.

Для описания процесса распространения и ослабления излучения в пищевых продуктах необходимо иметь значения коэффициентов K_λ и σ_λ , а также знать индикатрису рассеяния $\chi_\lambda(\gamma)$, которая отражает многократное рассеяние в сильно рассеивающих средах. Так как получение индикатриссы рассеяния практически весьма затруднительно, авторы ввели вспомогательные осредненные характеристики \bar{K}_λ и $\bar{\sigma}_\lambda$ (или \bar{S}_λ), которые определяются экспериментально и отражают пространственное распределение излучения внутри слоя (объема) материала, обусловленное его структурой и свойствами.

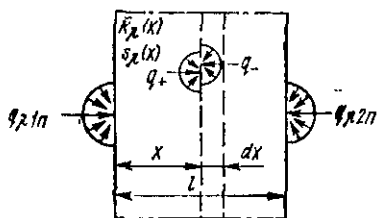


Рис. V.2. Схема потоков излучения в плоском слое селективно поглощающего и рассеивающего продукта при диффузном облучении

Спектральный коэффициент \bar{K}_λ определяет долю плоскости полусферического потока излучения, падающего на слой $K_\lambda dx$, которая поглощается материалом при прохождении через слой dx (рис. V.2). Соответственно спектральный коэффициент \bar{S}_λ определяет долю потока $\bar{S}_\lambda dx$, которая рассеивается этим слоем в сто-

рону, противоположную направлению падающего потока. Связь между значениями осредненных и локальных коэффициентов устанавливается через соответствующие коэффициентам пропорциональности m и δ , которые характеризуют пространственное распределение соответствующих величин. Так, коэффициент $m_\lambda = 1/\mu$, где $\mu = \cos \bar{\theta}$ ($\bar{\theta}$ — угол падения лучей); при направленном облучении по нормали к площадке элементарного слоя (объема) материала $m_\lambda = 1$; при полусферическом совершенно диффузном облучении $m_\lambda = 2$; при $\theta \approx 90^\circ$ ($\mu = \cos \theta \rightarrow 0$) $m_\lambda \rightarrow \infty$.

Если учесть изменение коэффициентов K_λ и S_λ , а также соответственно и δ_S по координате, то

$$\bar{K}_\lambda(x) = m(x) K_\lambda; \quad \bar{S}'_\lambda(x) = m(x) \delta_S(x) \sigma_\lambda;$$

тогда вместо переменной координаты x вводится понятие эффективной оптической глубины $X_{\text{опт}} = \int_0^x [\bar{K}_\lambda(x) + \bar{S}_\lambda(x)] dx = \int_0^x \epsilon_\lambda(x) dx$ и толщина слоя l заменяется на $l_{\text{эф}}$ — эффективную оптическую толщину (при $x = l$).

В уравнение переноса энергии внутри материала (см. далее) вводится также понятие оптически бесконечно толстого слоя, для

которого $\sigma_\lambda l \rightarrow \infty$ или $\varepsilon_\lambda l \rightarrow \infty$, и понятие коэффициента эффективного ослабления

$$L_\lambda = \varepsilon_{\lambda\lambda} \sqrt{1 - \Lambda_{\lambda\lambda}^2} = \sqrt{\bar{K}_\lambda (K_\lambda + 2S_\lambda)};$$

соответственно безразмерное значение

$$L'_\lambda = L_\lambda / \varepsilon_{\lambda\lambda} = \sqrt{1 - \Lambda_{\lambda\lambda}^2}.$$

К терморadiационным характеристикам объектов облучения относятся известные коэффициенты поглощения A (поглощательная способность), отражения R (отражательная способность), пропускания T (пропускательная способность):

$$A = Q_A / Q; \quad R = Q_R / Q; \quad T = Q_T / Q,$$

где Q — общая энергия (мощность) падающего потока излучения; Q_A , Q_R , Q_T — соответственно поглощенная, отраженная и пропущенная телом энергия;

$$Q = Q_A + Q_R + Q_T \quad \text{или} \quad A + R + T = 1.$$

Терморadiационные характеристики относятся к слоям конечной толщины l , т. е. к телам — объектам облучения; оптические характеристики относятся к веществу (среде), т. е. к материалу, из которого изготовлены тела.

Связь между спектральными терморadiационными и оптическими характеристиками устанавливается из основного уравнения переноса энергии. Отражательная способность

$$R_\lambda = R_{\lambda\infty} \frac{1 - \exp(-2L'_\lambda l_{\text{эф}})}{1 - R_{\lambda\infty}^2 \exp(-2L'_\lambda l_{\text{эф}})}, \quad (\text{V.1})$$

где отражательная способность оптически бесконечно толстого слоя

$$R_{\lambda\infty} = (1/\Lambda_\lambda) (1 - \sqrt{1 - \Lambda_\lambda^2}). \quad (\text{V.2})$$

Пропускательная способность (при одностороннем облучении)

$$T_\lambda = \frac{(1 - R_{\lambda\infty}^2) \exp(L'_\lambda l_{\text{эф}})}{(1 - R_{\lambda\infty}^2) \exp(-2L'_\lambda l_{\text{эф}})}. \quad (\text{V.3})$$

В случае отсутствия рассеяния ($S_\lambda = 0$), т. е. когда тело только пропускает и поглощает поток излучения, и при $m = \text{const}$ и $\delta_s = \text{const}$

$$L_\lambda = K_\lambda; \quad R_{\lambda\infty} = 0,$$

тогда

$$R_\lambda = 0; \quad T_\lambda = \exp(-\bar{K}_\lambda l), \quad (\text{V.3}')$$

что соответствует закону Бугера.

Поглощательная способность (для слоя конечной толщины)

$$A_{\lambda} = 1 - (R_{\lambda} + T_{\lambda}) = 1 - \frac{R_{\lambda\infty} + \exp(-L'_{\lambda} l_{\text{эф}})}{1 + R_{\lambda\infty} \exp(-L'_{\lambda} l_{\text{эф}})}; \quad (\text{V.4})$$

при $S_{\lambda} = 0$ соответственно $A_{\lambda} = 1 - \exp(-\bar{K}_{\lambda} l)$.

С. Г. Ильясовым установлена линейная зависимость между безразмерным комплексом $L'_{\lambda} l_{\text{эф}}$ и толщиной слоя l для ряда материалов (рис. V.3); тогда $l_{\text{эф}} = e_3 l$; $L'_{\lambda} l_{\text{эф}} = L_{\lambda} l$;

$$L_{\lambda} = (1/l) \ln [(1 - R_{\lambda} R_{\lambda\infty}) / T_{\lambda}]. \quad (\text{V.5})$$

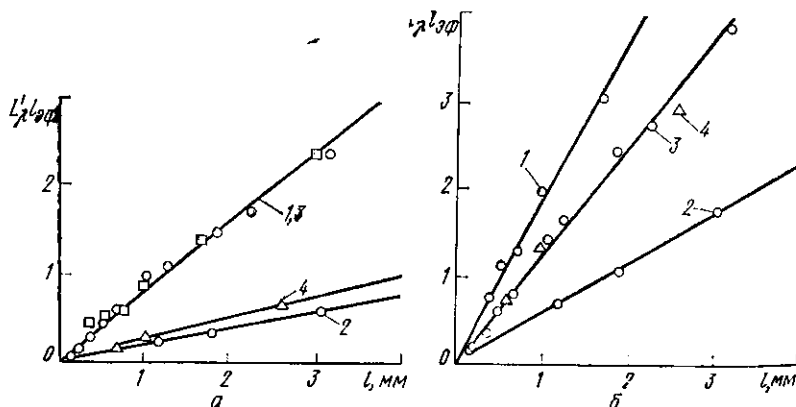


Рис. V.3. Зависимость между $L'_{\lambda} l_{\text{эф}}$ и толщиной слоя l при значениях длины волны $\lambda = 0,8$ мкм (а) и $\lambda = 1,2$ мкм (б) для различных материалов:

1 — картофельный крахмал ($W = 11,8\%$); 2 — картофель ($W = 80,5\%$); 3 — древесина сосны ($W = 6,2\%$); 4 — тесто из пшеничной муки 1 сорта ($W = 48\%$)

Это выражение устанавливает связь между оптическими свойствами материала (среды), которые характеризуются величиной $R_{\lambda\infty}$ и терморрадиационными характеристиками R_{λ} и T_{λ} , определяемыми экспериментально для слоя конечной толщины l .

По формуле Гуревича—Кубелки—Мунка можно определить оптические характеристики материала:

$$S_{\lambda} = L_{\lambda} [2R_{\lambda\infty} / (1 - R_{\lambda\infty}^2)]; \quad \bar{K}_{\lambda} = L_{\lambda} [(1 - R_{\lambda\infty}) / (1 + R_{\lambda\infty})]. \quad (\text{V.6})$$

На рис. V.4 показана зависимость T_{λ} для крахмала от толщины слоя l при различных длинах волн λ , которая показывает хорошую сходимость экспериментальных данных и расчетных значений по приведенной выше формуле (расхождение $\sim 1\%$). Из графиков видно, что T увеличивается с уменьшением λ . Аналогичная зависимость получена автором для многих пищевых продуктов.

С. Г. Ильясов и В. В. Красников рекомендуют для инженерных расчетов принимать условно за оптически бесконечно толстый

слой материала толщиной l , если $T_\lambda < 0,01$. Тогда $L/l \rightarrow \infty$ и, например, для муки при $\lambda = 1,1$ мкм $l = l_\infty = 1,4$ мм, для крахмала 5 мм, для пасты 9,2 мм.

Следует отметить, что практически определенная доля энергии коротковолнового излучения проникает на значительно большую глубину и, так как плотность потока весьма значительна, технологический эффект ускорения процесса очень высок.

В табл. V.2 приведены ориентировочные данные о проникновении ИК-излучения в некоторые пищевые продукты.

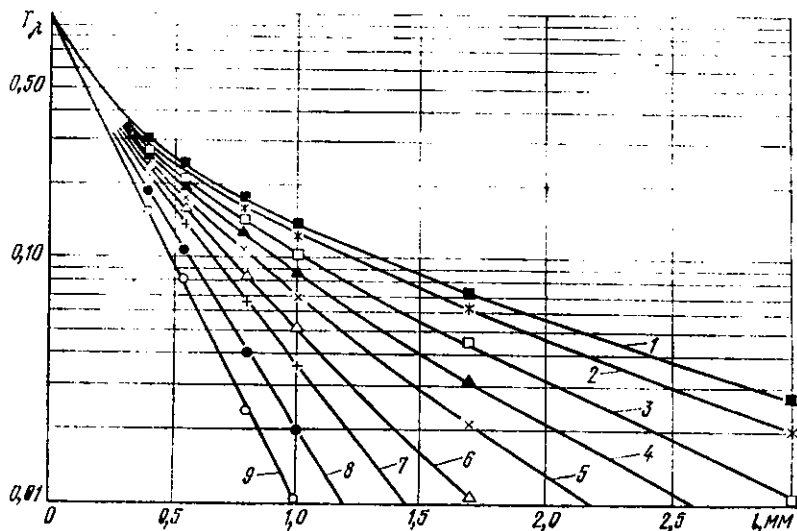


Рис. V.4. Зависимость спектральной полусферической пропускательной способности T_λ (в долях единицы) картофельного крахмала (влажность 11,8 %) от толщины слоя l (в мм) при различной длине волны λ (в мкм):

1 — 0,85; 2 — 1,1; 3 — 0,7; 4 — 1,3; 5 — 1,2; 6 — 0,4; 7 — 2,2; 8 — 2,9; 9 — 2,98

В. Юбитц рекомендует следующие оптимальные значения толщины плотного слоя (в мм) для ИК-облучения в процессах сушки некоторых пищевых продуктов, при которых достигается наименьший расход энергии: мука 10; овсяные хлопья 20; ростки пшеницы 10; фрукты и овощи 10—15.

В табл. V.3 приведена примерная классификация пищевых продуктов и рассеивающих материалов по оптическим свойствам, разработанная С. Г. Ильясовым и В. В. Красниковым.

Анализ данных, приведенных в табл. V.3, дал возможность авторам наметить некоторые общие характеристики оптических свойств объектов излучения в различных областях ИК-спектра:

1) в области спектра 0,8—1,4 мкм сравнительно слабое поглощение ($a_{\lambda_0} = \bar{K}_\lambda / S_\lambda < 0,1$) и сильное рассеяние ($\Lambda_{\lambda_0} = S_\lambda / e_{\lambda_0} > 0,9$),

Глубина проникновения коротковолновых инфракрасных лучей внутрь различных материалов и продуктов

Материал (продукт)	Глубина проникновения (ориентировочно), мм	$\lambda_{\text{макс}}$, мкм	Авторы работ
Лед из дистиллированной воды	30	0,88	Э. И. Гуйго
Агар (50 %-ной концентрации)	15	0,88	Э. И. Гуйго
Хлеб ржаной	7	1,0	П. Д. Лебедев
	7	0,88	Э. И. Гуйго
Хлеб пшеничный	11—12	1,0	О. И. Рослякова,
Тесто пшеничное ($W = 44\%$)	4	1,0	А. С. Гинзбург
Хлеб украинский	18—20	1,0	А. Т. Лисовенко,
Тесто пшеничное I сорта	6	1,0	А. А. Михелев
Овощи, фрукты (сырые)			
$W = 60 \div 70\%$ *	1	0,6—1,1	Н. Г. Селюков,
$W = 12 \div 18\%$	10	0,6—1,1	А. С. Гинзбург,
$W = 0,5\%$	30	0,6—1,1	В. В. Красников
	(с учетом рассеяния лучистой энергии)		
Хлебный сухарь	4	1,0	А. В. Лыков
	12	0,88	Э. И. Гуйго
Морковь	1,5	—	А. В. Лыков,
			Н. А. Бобкова
Томатная паста ($W = 70 \div 85\%$)	1	1,0	Е. Р. Сегал
Сырой картофель	6	1,0	П. Д. Лебедев
Сухой картофель	15—18	0,88	Э. И. Гуйго
Ткань (бязь)	Более 4 слоев	1,0	П. Д. Лебедев
Папиросная бумага	Более 8 слоев	1,0	П. Д. Лебедев
Кварцевый песок	5	—	—
Зерно, целлюлоза	Несколько мм	1,0	В. Юбитц
Зерно пшеницы	2	1,0	Б. В. Дамман
Мука, пищевая соль	2	1,0	В. Юбитц
Кожа человека	10	1,0	В. Юбитц
Яблоки	4,1	1,16	Эссельбергс, В. Мор,
	5,9	1,65	Дж. Кемп
	7,4	2,35	
Слабо обожженная керамическая пластина	2,8	—	П. Д. Лебедев
Макаронное тесто	2,2—2,5	—	И. С. Мельникова
Мармелад	По толщине бруска проникает примерно $\frac{1}{3}$ лучистого потока	1,0	Н. Б. Белостонский, Л. К. Янсон

* Примерно такие же значения пропускательной способности получены для теста-хлеба.

Т а б л и ц а V.3
Классификация пищевых продуктов и материалов, рассеивающих излучение по оптическим свойствам

Физико-химические и оптические свойства	1. Слабо рассеивающие материалы	2. Средне рассеивающие материалы				
Химическая структура молекул сухого вещества материала	Материалы, молекулы сухого вещества которых содержат гидроксильные группы OH					
Преобладающая форма связи поглощенной влаги с материалом (влагосодержание). Основная характеристика рассеивающих свойств материала $R_{\lambda\infty}$	Связь смачивания и структурная (материалы со значительным содержанием влаги); $R_{\lambda\infty}$ до 15 %, слабое рассеяние	Капиллярная (макрокапилляры) и осмотическая связь (влага в пределах гигроскопического влаго-содержания); $R_{\lambda\infty}$ до 40 %, среднее рассеяние				
Интервал длин волн $\lambda_1-\lambda_2$, мкм	1,5—2,5	3,0—5,5	6,0—15,0	1,5—2,5	3,0—5,5	6,0—15,0
Характеристика рассеивающих $\Lambda_{\lambda\beta} = S_{\lambda}/\rho_{\lambda}$ и поглощающих $a_{\lambda\beta} = K_{\lambda}/S_{\lambda}$ свойств материала в различных областях спектра	Слабое рассеяние $\Lambda_{\lambda\beta}$ до 0,3	Очень слабое рассеяние $\Lambda_{\lambda\beta}$ до 0,10		Среднее рассеяние $\Lambda_{\lambda\beta}$ до 0,7	Слабое рассеяние $\Lambda_{\lambda\beta}$ до 0,3	Очень слабое рассеяние $\Lambda_{\lambda\beta}$ до 0,1
	Сильное поглощение $a_{\lambda\beta} = 4-10$	Очень сильное поглощение $a_{\lambda\beta} = 15+50$		Среднее поглощение $a_{\lambda\beta} = 1+4$	Сильное поглощение $a_{\lambda\beta} = 3+8$	Очень сильное поглощение $a_{\lambda\beta} = 7+25$
Влияние влаги на оптические свойства материала	Сильное, свойства материала проявляются слабо	Очень сильное, определяющими являются оптические свойства воды		Среднее, свойства материала проявляются в равной мере	Сильное, оптические свойства материала проявляются слабо	Очень сильное, оптические свойства материала проявляются слабо
Способ изменения данных оптических свойств материала	Сушка, сильное увлажнение					
Типичные материалы, обладающие данными оптическими свойствами	Тесто, мармелад, овощи, фрукты, глина, грунт, изделия, силикагель и т. п.					
	Хлебобулочные изделия, мясо, рыба, кожа, листья деревьев и растений, огнеупорная глина и т. п.					

Физико-химические и оптические свойства	3. Сильно рассеивающие материалы	4. Очень сильно рассеивающие материалы
Химическая структура молекул сухого вещества	Материалы, молекулы сухого вещества которых содержат гидроксильные группы OH	Материалы, молекулы которых не имеют гидроксильных групп OH
Преобладающая форма связи поглощенной влаги с материалом (влагосодержание). Основная характеристика рассеивающих свойств материала $R'_{\lambda\lambda'}$	Капиллярная (микрокапиллярная) и адсорбционная связь (влажность материала близка к равновесной); $R_{\lambda\lambda'}$ до 85 %, сильное рассеяние	Капиллярная (микро- и макрокапиллярная) и адсорбционная связь (влажность материала близка к равновесной); $R_{\lambda\lambda'}$ свыше 90 %, очень сильное рассеяние
Интервал длин волн $\lambda_1 - \lambda_2$, мкм	1,5—2,5	1,5—2,5
Характеристика рассеивающих $\lambda_{\lambda\lambda'} = S_{\lambda}/S_{\lambda'}$ и поглощающих $a_{\lambda\lambda'} = K_{\lambda}/S_{\lambda}$ свойств материала в различных областях спектра	<div>Сильное рассеяние $\lambda_{\lambda\lambda'}$ до 0,99</div> <div>Среднее рассеяние $\lambda_{\lambda\lambda'}$ до 0,7</div> <div>Слабое поглощение $a_{\lambda\lambda'} = 0,05 \div 1,00$</div>	<div>Сильное рассеяние $\lambda_{\lambda\lambda'}$ до 0,99</div> <div>Очень сильное рассеяние $\lambda_{\lambda\lambda'}$ свыше 0,99</div> <div>Очень слабое поглощение $a_{\lambda\lambda'} = 0,001 \div 0,200$</div>
Влияние влаги на оптические свойства материала	<div>Среднее, оптические свойства материала</div> <div>Среднее, оптические свойства материала и воды проявляются в равной мере</div> <div>Слабое, определяющие оптические свойства материала</div>	<div>Среднее, оптические свойства материала</div> <div>Среднее, оптические свойства материала и воды проявляются в равной мере</div> <div>Слабое, определяющие оптические свойства материала</div>
Способ изменения данных оптических свойств материала	Увлажнение	
Типичные материалы, обладающие данными оптическими свойствами	Мука, сахарная пудра, крахмал, пастыла, древесина, вата, неокрашенные ткани, оболочка кокоса, бумага, картон, целлюлоза и т. п.	Абразивы (корунд и пр.), кварцевый песок, шпат, белый, вермикулит, гипс, обожженная глина, кирпич, пенопласты, порошки и покрытия из MgO , Al_2O_3 , $MgCO_3$ и т. п.

в связи с чем отражательная способность R повышается с увеличением толщины слоя l и достигает 90—98 % при значении пропускательной способности $T'_\lambda = 1$ %; глубина проникновения излучения в тело при этом значении T'_λ может составлять 20—30 мм;

2) в области спектра 1,5—2,5 мкм поглощение сильно изменяется от слабого до среднего и сильного (a_{λ_s} увеличивается от 0,001 до 10,0), а рассеяние соответственно снижается от сильного до среднего и слабого (Λ_{λ_s} уменьшается от 1,0 до 0,05); глубина проникновения излучения ($T'_\lambda = 1,0$ %) достигает 10,0 мм;

3) в области спектра 2,8—15,0 мм сильное поглощение и слабое рассеяние; глубина проникновения ($T'_\lambda = 1,0$ %) только 1,0—2,0 мкм.

Значительное влияние на характеристики материалов оказывает их плотность (пористость): с увеличением плотности отражательная способность $R_{\lambda\infty}$ оптически бесконечно толстого слоя ($L_\lambda \rightarrow \infty$) уменьшается за счет увеличения \bar{K}_λ и S_λ , которые находятся в линейной зависимости от плотности.

Зависимость характеристик от влагосодержания весьма сложна и неоднозначна, так как на их величину, как было указано выше, влияет целый ряд факторов: оптические свойства как сухого скелета, так и воды, зависящие от форм связи влаги в теле; структура тела; состояние его поверхности и т. д. Для большинства пищевых продуктов поглощение сухого вещества аналогично поглощению диэлектриков, однако наличие влаги значительно влияет на их оптические свойства. Известно, что даже при небольшом влагосодержании материалов или наличии гидроксильной группы ОН в структуре молекул вещества, в их спектре поглощения наблюдаются резкие полосы поглощения вблизи длины волн 2,92; 6,12; 15,8 мкм и менее интенсивные полосы поглощения вблизи длины волн 0,75; 0,85; 0,98; 1,45; 1,93 и 4,75 мкм.

Исследования Н. Г. Селюкова и др. показали, что для большинства коллоидных капиллярно-пористых материалов и пищевых продуктов (фрукты, овощи, чайный лист и пр.) T_λ повышается с увеличением влажности в области спектра 0,4—1,4 мкм (в которой вода слабо поглощает излучения) и понижается в области 1,4—15,0 мкм.

В области 1,0—15,0 мкм вода обладает малой отражательной способностью (1,6—4,8 %), поэтому в этой области R_λ ряда материалов и продуктов с увеличением влажности уменьшается. Такая зависимость обнаружена, например, для нативного картофельного крахмала В. П. Душенко, А. Ф. Буляндрой и В. В. Кучеруком. На рис. V.5 показана зависимость R_λ от λ для пшеничной муки (кривая 1) и крахмала: воздушносухого при $\varphi = 0,7$ (кривая 2) и влажного ($W^c = 80$ %, кривая 3). Как видно, в области спектра до 2,5 мкм отражательная способность влажного крахмала значительно меньше, чем воздушносухого. Минимальное значение R_λ при $\lambda \approx 3$ мкм обусловлено полосой поглощения группы ОН при $\lambda = 2,92$ мкм. Снижение R_λ материалов с повышением влажности

в области 1,4—15,0 мкм обусловлено значительной поглощательной способностью воды в этой области.

Как было сказано выше, генераторы излучения следует выбирать с учетом увязки их спектральных характеристик со спектральными характеристиками обрабатываемых материалов и технологического назначения процесса обработки материала.

На рис. V.6 показан такой примерный график, на котором коррелируются спектральные терморadiационные характеристики объекта облучения и генераторов излучения.

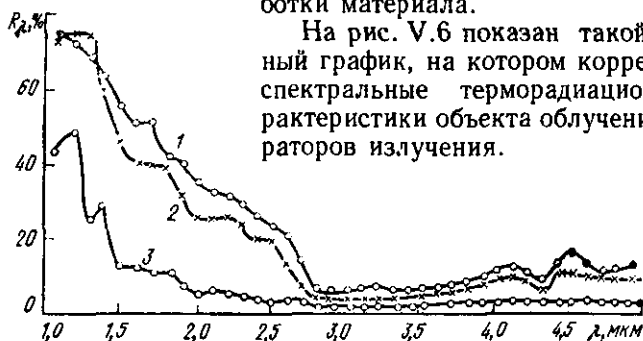


Рис. V.5. Зависимость отражательной способности пшеничной муки и крахмала от длины волны

Из рисунка видно, что области максимального пропускания материала ($\lambda_{\text{макс}}$ около 1 мкм) соответствует и область максимального отражения, поэтому выбор генератора и режима работы следует производить в зависимости

от назначения технологических операций обработки материала. Если задано произвести интенсивную термическую обработку поверхности материала, то целесообразно выбрать генератор, для которого максимум излучения приходится на область минимального отражения и незначительного пропускания материала. Если же необходимо обеспечить прогрев материала по толщине, то следует отдать предпочтение генератору, максимум излучения которого соответствует области высокой проницаемости. В случае, если надо обеспечить равномерный прогрев материала по толщине, при выборе режима облучения

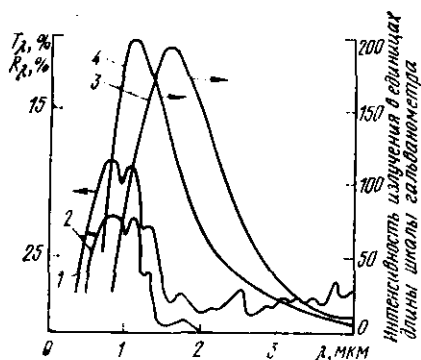


Рис. V.6. Спектральные характеристики продуктов и генераторов излучения:

1 — отражательная способность R_λ продукта (макаронное тесто, влажность 31,2 %); 2 — пропускательная способность T_λ продукта (тесто, толщина слоя 1,3 мм); 3, 4 — спектры излучения кварцевого ИК-излучателя (температуры 1435 и 2250 К)

нужно учитывать количество энергии, сообщаемой единице массы (объема) материала, т. е. надо учесть не только максимум излучения,

но и энергию, соответствующую всему спектру излучения. Таким образом, при проектировании терморadiационных сушилок обоснованный выбор типа излучателя и режима облучения обеспечивает проникновение инфракрасного излучения в глубь материала, что интенсифицирует процессы тепло- и массопереноса. К вопросу о выборе генераторов излучения и расположения их в сушильной камере мы вернемся далее.

РАСЧЕТНЫЕ СООТНОШЕНИЯ ТЕПЛО- И МАССОПЕРЕНОСА ПРИ ИК-ОБЛУЧЕНИИ ПИЩЕВЫХ ПРОДУКТОВ

Проникновение лучистой энергии внутрь влажных материалов (продуктов) обуславливает некоторые особенности тепло- и массопереноса при инфракрасном облучении.

Хотя, как было сказано выше, внутрь многих материалов проникает только небольшая часть энергии излучения, вследствие значительной величины падающей энергии материал нагревается интенсивно.

Как и В. Юбитц, мы считаем, что для многих материалов именно в этом заключается одно из основных преимуществ проникающего коротковолнового излучения. Однако следует еще раз напомнить о селективности оптических свойств различных материалов, о необходимости учета не только проникаемости, но и других оптических характеристик, и в частности рассеяния и отражения. Так, для некоторых материалов и продуктов, например для яблок и плазмы крови при сушке сублимацией (по данным М. В. Подольского) и для керамики при импульсном облучении в вакууме (по данным Е. Кольбе и Д. Тредупа), интенсивность процесса повышается с увеличением длины волны.

Для рациональной сушки инфракрасными лучами медленно сохнущих влагонерционных материалов рекомендуются следующие способы: 1) там, где это возможно, производить сушку в сравнительно тонком слое; 2) для толстых слоев материала применять переменные режимы сушки и, в частности, прерывистое облучение.

Переменные режимы дают возможность создать оптимальные условия сушки с учетом специфических свойств материалов как объектов облучения. Так, по данным Дерибере, в начале сушки при высокой влажности яблок можно без ущерба для их качества подвергать их мощному облучению, а по мере уменьшения влажности интенсивность облучения должна быть снижена. Очевидно, пектин — основная составная часть сухого вещества яблок — является более термостойким при большой влажности; кроме того, в начале сушки опасаться перегрева яблок не приходится, так как температура их близка к температуре мокрого термометра.

При прерывистом облучении периоды нагрева материала инфракрасными лучами чередуются с периодами отлежки и охлаждения его воздухом, имеющим более низкую температуру. При отлежке температурный градиент в материале меняет свой знак и

происходит более интенсивное перемещение влаги к зоне испарения благодаря как влажопроводности, так и термовлажопроводности. Для ряда материалов целесообразно подавать не холодный, а нагретый воздух.

Прерывистое облучение позволяет избежать перегрева материала, что очень важно для сохранения его качества, а также снизить расход электроэнергии (при сушке высокотемпературными инфракрасными излучателями). Для дисперсных материалов целесообразно применение терморadiационной сушки в кипящем и виброкипящем слое.

Основные аналитические закономерности переноса энергии в объектах облучения излагаются по работам С. Г. Ильясова и В. В. Красникова. Авторы считают, что из известных приближенных методов решения уравнения переноса энергии излучения в мутных средах (к которым могут быть отнесены пищевые продукты и материалы) более точные результаты дает тензорный метод В. Н. Андрианова и Г. Л. Поляка, однако для инженерных расчетов с погрешностью $\sim 25\%$ целесообразно применить более простой дифференциально-разностный метод Шустера—Шварцшильда.

Согласно этому методу результирующий вектор плотности потока излучения в плоском слое среды $q_{\text{рез}}$ представляется в виде разности плотностей двух встречных потоков: $q_{\text{рез}} = q_+ - q_-$, и интегродифференциальное уравнение заменяется системой двух простых дифференциальных линейных уравнений первого порядка.

Так, при двустороннем диффузном монохроматическом облучении слоя (тела) система указанных уравнений относительно встречных полусферических потоков излучения плотностью q_+ и q_- имеет вид:

$$\left. \begin{aligned} \frac{dq_+}{dx} &= -(\bar{K}_\lambda + S_\lambda) q_+ + S_\lambda q_-; \\ -\frac{dq_-}{dx} &= -(\bar{K}_\lambda + S_\lambda) q_- + S_\lambda q_+. \end{aligned} \right\} \quad (\text{V.7})$$

Здесь q_+ , q_- — облученность (энергетическая освещенность), т. е. плотность потока энергии, падающей в единицу времени на единицу поверхности слоя¹, Вт/м²; x — координата слоя, м; $0 \leq x \leq l$; [где l — толщина слоя (тела)]; $\bar{K}_\lambda = m_\lambda K_\lambda$; $S_\lambda = m_\lambda \delta_S \sigma_\lambda$ — известные оптические характеристики материала (см. табл. V.1).

Граничные условия (см. рис. V.2):

$$q_+(x=0) = q_{\lambda 1n}; \quad q_-(x=l) = q_{\lambda 2n}.$$

Для уточнения излагаемого метода С. Г. Ильясов и В. В. Красников считают оптические характеристики зависящими от координаты.

¹ Обычно в литературных источниках по лучистому теплообмену энергетическая освещенность обозначается буквой E . Однако для сохранения единой системы условных обозначений мы обозначаем плотность потока энергии (теплоты) через q , как это принято в сушильной технике.

наты слоя и представляют систему уравнений (V.7) с переменными коэффициентами $\bar{K}_\lambda(x) = m(x) K_\lambda$ и $S_\lambda(x) = m(x) \delta_S(x) \sigma_\lambda$; при этом переменная x заменяется на эффективную оптическую глубину $x_{\text{опт}}$, толщина слоя l — на $l_{\text{опт}}$ и вводится критерий Шустера (см. табл. V.1), а плотности встречных потоков представляются в виде безразмерных симплексов $q^* = q_\lambda / q_{\lambda a}$, где $q_{\lambda a}$ — плотность потока, излучаемого абсолютно черным телом при длине волны λ и температуре излучения T_n ИК-генератора.

Тогда система уравнений принимает вид:

$$\left. \begin{aligned} \frac{dq_+^*}{dx_{\text{опт}}} &= -q_+^* + \Lambda_3(x_{\text{опт}}) q_-^*; \\ -\frac{dq_-^*}{dx_{\text{опт}}} &= -q_-^* + \Lambda_2(x_{\text{опт}}) q_+^*, \end{aligned} \right\} \quad (\text{V.8})$$

где $0 \leq x_{\text{опт}} \leq l_{\text{опт}}$.

Соответственно граничные условия:

$$q_+^*(x_{\text{опт}}=0) = q_{\lambda 1n}^*; \quad q_-^*(x_{\text{опт}}=l_{\text{опт}}) = q_{\lambda 2n}^*.$$

Общее решение уравнений системы (V.8) имеет вид:

$$\begin{aligned} q_+^* &= [q_{\lambda 1n}^* / (1 - \psi_\lambda^2)] [\exp(-L_\lambda^* x_{\text{опт}}) - \psi_\lambda^2 \exp(L_\lambda^* x_{\text{опт}})] + \\ &+ [q_{\lambda 2n}^* \psi_\lambda / (1 - \psi_\lambda^2)] [\exp(L_\lambda^* x_{\text{опт}}) - \exp(-L_\lambda^* x_{\text{опт}})]; \\ q_-^* &= [q_{\lambda 2n}^* / (1 - \psi_\lambda^2)] \{\exp[-L_\lambda^* (l_{\text{опт}} - x_{\text{опт}})] - \\ &- \psi_\lambda^2 \exp[L_\lambda^* (l_{\text{опт}} - x_{\text{опт}})]\} + [q_{\lambda 1n}^* \psi_\lambda / (1 - \\ &- \psi_\lambda^2)] \{\exp[L_\lambda^* (l_{\text{опт}} - x_{\text{опт}})] - \exp[-L_\lambda^* (l_{\text{опт}} - x_{\text{опт}})]\}. \end{aligned} \quad (\text{V.9})$$

Здесь $\psi_\lambda = R_{\lambda\infty} \exp(-L_\lambda^* l_{\text{опт}})$; отражательная способность оптически бесконечно толстого слоя $R_{\lambda\infty} = (1/\Lambda_3) (1 - \sqrt{1 - \Lambda_2^2})$ безразмерный коэффициент эффективного ослабления $L_\lambda^* = L_\lambda / \varepsilon_{3\lambda} = \sqrt{1 - \Lambda_2^2}$.

Соответственно безразмерная плотность результирующего потока

$$\begin{aligned} q_{\text{рез}}^* &= q_+^* - q_-^* = q_{\lambda 1n}^* (1 - R_{\lambda\infty}) / (1 - \psi_\lambda^2) [\exp(-L_\lambda^* x_{\text{опт}}) + \\ &+ (\psi_\lambda^2 / R_{\lambda\infty}) \exp(L_\lambda^* x_{\text{опт}})] - q_{\lambda 2n}^* (1 - R_{\lambda\infty}) / (1 - \psi_\lambda^2) \times \\ &\times \{\exp[-L_\lambda^* (l_{\text{опт}} - x_{\text{опт}})] + \exp[L_\lambda^* (l_{\text{опт}} - x_{\text{опт}})]\}, \end{aligned} \quad (\text{V.10})$$

а количество энергии, поглощенное единичным объемом тела в единицу времени на глубине x (в Вт/м³),

$$\begin{aligned} Q_V^*(x_{\text{опт}}) &= -\frac{dq_{\text{рез}}^*}{dx_{\text{опт}}} = -\left(\frac{dq_+^*}{dx_{\text{опт}}} - \frac{dq_-^*}{dx_{\text{опт}}}\right) = \\ &= (1 - \Lambda_3) (q_+^* + q_-^*). \end{aligned} \quad (\text{V.11})$$

Оптические характеристики материала \bar{K}_λ и S_λ , по которым определяются значения входящих в расчетные формулы параметров $R_{\lambda\infty}$, Λ_λ , L_λ , можно рассчитать по приведенным выше формулам, связывающим оптические характеристики материала с экспериментально определенными термодинамическими характеристиками слоя (тела) конечной толщины R_λ и T_λ^1 .

МЕТОДИКА ИНЖЕНЕРНОГО РАСЧЕТА И ПРОЕКТИРОВАНИЯ ТЕРМОРАДИАЦИОННЫХ УСТАНОВОК

Ниже дается упрощенная методика инженерного расчета терморadiaционной сушильной установки².

Энергия инфракрасного излучения, проникающего внутрь материала и поглощаемого в его объеме, существенно влияет на характер температурного поля внутри материала и должна быть учтена в расчетах лучистого теплообмена. Для этого в известное уравнение теплопроводности для одномерной задачи введем дополнительный член, учитывающий энергию, внесенную лучистым потоком и поглощенную внутри тела:

$$\partial T / \partial \tau = a (\partial^2 T / \partial x^2) + (1/c\rho) Q_V(x, T). \quad (V.12)$$

В уравнении (V.12) $Q_V(x, T)$ представляет собой энергию излучения, поглощенную единицей объема материала в плоскости x (в Вт/м³)³. Эта величина имеет вид

$$Q_V(x, T) = \int_{\lambda_1}^{\lambda_2} q_V(x, \lambda, T) d\lambda, \quad (V.13)$$

где $q_V(x, \lambda, T)$ — энергия монохроматического излучения, проникающего в глубь материала и поглощаемого в единицу времени в единице объема с координатой x , рассчитанная на единицу интервала длин волны, Вт/(м³·мкм).

¹ Значения терморadiaционных характеристик различных пищевых продуктов и материалов приведены в справочнике «Электрофизические, оптические и акустические характеристики пищевых продуктов» под ред. И. А. Рогова. — М.: Легкая и пищевая промышленность, 1981. — 286 с.

² Уточненная, более строгая методика расчета температурного поля в объектах ИК-облучения с учетом селективности оптических свойств материала дана в монографии С. Г. Ильясова и В. В. Красникова (см. список литературы); там же приведены данные по расчету полей энергетической освещенности в терморadiaционных установках.

³ Значение коэффициента экстинкции для ряда материалов может быть настолько велико, что мощность внутреннего источника теплоты Q_V очень мала ($Q_V \rightarrow 0$). В этих случаях А. В. Лыков рекомендует источник теплоты вводить не в дифференциальное уравнение теплопереноса, а в граничное условие:

$$\lambda (\nabla T)_{\text{пов}} + \alpha (t_c - t_n) + q_n - r_{qm} = 0.$$

Рекомендуемый предельный наименьший размер тела, когда Q_V вводится в уравнение теплопереноса, составляет примерно 10 мм. Следует учесть также спектр излучателя; С. Г. Ильясов рекомендует при $\lambda < 2,8$ мкм вводить Q_V в уравнение теплопроводности.

Пусть известен закон поглощения в виде

$$q_A(x, \lambda, T) = A(x, \lambda, T) q_n(\lambda),$$

где $q_A(x, \lambda, T)$ — поглощенная часть плотности падающего потока монохроматического излучения; $A(x, \lambda, T)$ — спектральная поглощательная способность материала, как функция толщины слоя в плоскости x , температуры материала T и длины волны λ ; $q_n(\lambda)$ — спектральная плотность потока на поверхности материала, рассчитанная на единицу длины интервала волн спектра, Вт/(м²·мкм).

Тогда величина $q_V(x, \lambda, T)$ равна первой производной от $q_A(x, \lambda, T)$ по x :

$$q_V(x, \lambda, T) = \partial q_A(x, \lambda, T) / \partial x = q_n(\lambda) [\partial A(x, \lambda, T) / \partial x]. \quad (V.14)$$

Подставив (V.14) в (V.13), получим выражение для Q_V :

$$Q_V = \int_{\lambda_1}^{\lambda_2} q_n(\lambda) (\partial A(x, \lambda, T) / \partial x) d\lambda. \quad (V.15)$$

Тогда уравнение теплопроводности для одномерной задачи с дополнительным членом, учитывающим поглощенную энергию интегрального излучения, будет иметь вид

$$\begin{aligned} \frac{\partial T}{\partial \tau} = a \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \\ + \frac{1}{c\rho} \int_{\lambda_1}^{\lambda_2} q_n(\lambda) \frac{\partial A(x, \lambda, T)}{\partial x} d\lambda. \end{aligned} \quad (V.16)$$

Величина $A(x, \lambda, T)$ может быть определена по формуле (V.4). Более точно значение Q_V можно определить по формуле (V.11).

Пределы λ зависят от конкретной формы спектра излучения; так, по Фабри (Англия), $\lambda_1 = 0,5 \lambda_{\text{макс}}$; $\lambda_2 = 4,3 \lambda_{\text{макс}}$.

Рядом отечественных ученых рекомендуются для расчетов пределы: $0,4 \lambda_{\text{макс}} \leq \lambda \leq 4,0 \lambda_{\text{макс}}$ (рис. V.7) (кривые 1, 2). Значения, по которым построены кривые, рассчитаны Ю. М. Плаксиным по формуле

$$\lambda_{\text{макс}} = 0,666 + 0,509 \exp [(2100 - T) 9,64 \cdot 10^{-4}] \text{ мкм} \quad (V.17)$$

(пределы применения $1200 \text{ K} \leq T \leq 3200 \text{ K}$).

Формула получена при нахождении с помощью вычислительной машины экстремума функции спектральной излучательной способности вольфрама, выраженной в соответствии с законами Кирхгофа и Планка. При математической обработке результатов использована обобщенная формула, предложенная Н. К. Куликовым.

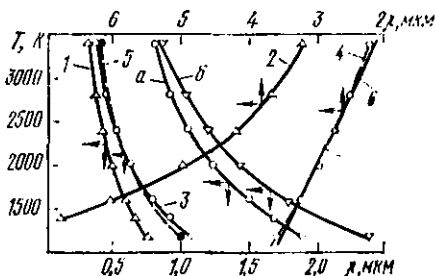


Рис. V.7. Значения $\lambda_{\text{макс}}$ в зависимости от T для вольфрама (кривая a) и абсолютно черного тела (кривая b) и рекомендуемые пределы суммирования λ в уравнении (V.16)

Проведенные в МТИППе (Ю. М. Плаксин, В. И. Сыроедов, автор) расчеты показали, что спиралью кварцевых ИК-генераторов в этом диапазоне излучается при $T = 2800 \text{ К}$ 98,6 % энергии, а при $T = 2600 \text{ К}$ — 99,4 %.

За рубежом в настоящее время все больше используется характеристика ИК-генератора по 90 %-ному спектральному диапазону энергии излучения, что обеспечивает достаточную точность расчетов и сокращает их трудоемкость в 2—3 раза. Соответствующие расчеты для кварцевых излучателей, выполненные Ю. М. Плаксиным, представлены кривыми 3 и 4 (см. рис. V.7), которые аппроксимируются эмпирическими уравнениями (V.18), представленными кривыми 5 и 6:

$$\lambda_1 = 0,52\lambda_{\text{макс}}; \quad (V.18)$$

$$\lambda_2 = 4,27 - 6,2 \cdot 10^{-4} T.$$

Задача проектирования и расчета рабочей (сушильной) камеры в терморadiационных установках сводится к выбору типа генераторов излучения, их мощности и потребного количества при принятом расположении генераторов относительно объектов облучения.

При проектировании может быть поставлено две задачи.

1. Зная поверхностную плотность потока облучения $q_{\text{обл}}$ (в Вт/м^2) от выбранных генераторов при принятых параметрах их расположения (выбор производится в соответствии с требованиями оптимального технологического режима обработки продукта), определяем продолжительность процесса.

2. Задавая время процесса и рассчитывая потребное количество энергии, определяем $q_{\text{обл}}$, производим выбор и расстановку генераторов.

Методика инженерного расчета терморadiационных сушильных установок разработана П. Д. Лебедевым и дополнена автором. В основе расчета лежит уравнение баланса энергии, написанное для отрезка времени dt . Уравнение баланса энергии для рабочей камеры терморadiационной сушильной установки имеет обычный вид (см. главу III). Особенностью этих установок является непосредственное облучение материала в рабочей камере, поэтому целесообразно написать уравнение баланса для объекта облучения

$$dQ_{\text{обл}} = dQ_{V_1} \pm dQ_{\text{пот}}, \quad (V.19)$$

где $dQ_{\text{обл}}$ — энергия, сообщаемая материалу, Дж; dQ_V — энергия, поглощенная в объеме материала; $dQ_{\text{пот}}$ — энергия обмена между поверхностью материала и окружающей средой (знак зависит от соотношения температур поверхности материала $t_{\text{п.м}}$ и среды $t_{\text{ср}}$).

Рассмотрим методику расчета отдельных членов уравнения баланса. Энергия, сообщаемая материалу,

$$dQ_{\text{обл}} = q_{\text{п}}(T_{\text{изл}}, S, h_0) F_{\text{обл}} \bar{A}_{\text{м}}(T, \tau) d\tau, \quad (V.20)$$

где $q_{\text{п}}(T_{\text{изл}}, S, h_0)$ — плотность потока от излучателей, зависящая от их температуры $T_{\text{изл}}$, шага расположения (расстояния между излучателями) S и расстояния между излучателями и объектом h_0 , Вт/м^2 ; $F_{\text{обл}}$ — площадь облучаемой поверхности материала, м^2 ; $\bar{A}_{\text{м}}(T, \tau)$ — поглощательная способ-

ность материала, усредненная по спектру излучателя (при температуре T), которая в общем случае является функцией времени τ .

Плотность потока облучения определяется по экспериментальным данным или по аналитическим формулам; такие формулы и расчетные графики получены в работах МТИППа (В. Д. Скверчак, Ю. М. Плаксин, В. И. Сыроедов, автор). Более точная методика разработана С. Г. Ильясовым, В. В. Красниковым.

На рис. V.8 приведены схемы ИК-излучателей и представлена сетчатая номограмма для определения параметров взаиморасположения по ширине рабочей камеры практически бесконечного ко-

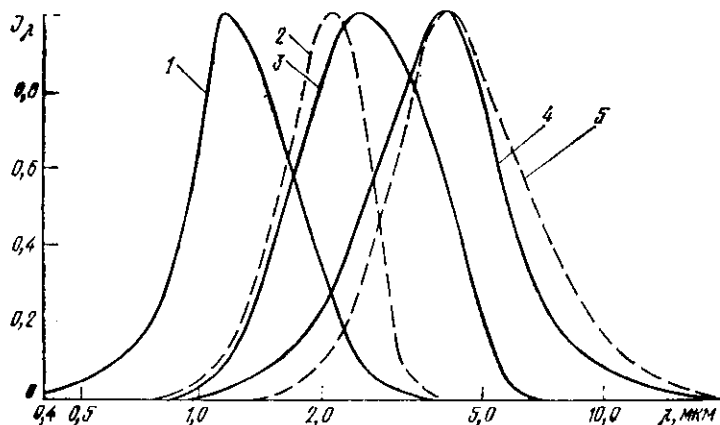


Рис. V.9. Спектры излучения некоторых типовых генераторов излучения:

1 — КГ 220-1000 (2250 К); 2 — керамические плитки газовых излучателей ГИИ (1093 К); 3 — нихромовая спираль (220 В, 6 А); 4 — металлическая плитка (220 В, 600 Вт); 5 — излучатели ТЭН (220 В)

личества (21 шт.) генераторов ИК-излучения (КГ 220-1000) и объектов облучения. Схема пользования номограммой показана на рисунке.

Характеристики серийных ИК-излучателей марки КГ даны в табл. V.4, а на рис. V.9 приведены спектры излучения некоторых генераторов. Следует иметь в виду, что терморadiационные характеристики, осредненные по спектру отраженного от рефлектора излучения и по спектру излучателя, сильно различаются (табл. V.5, по данным В. Д. Скверчака).

Если при $T = \text{const}$ и $q_n = \text{const}$ A_m значительно изменяется во времени, то расчет следует вести по временным зонам и усреднение \bar{A}_m по времени производить в пределах зоны. Если генератор излучения снабжен отражающим рефлектором, который служит для пространственного перераспределения лучистого потока и спо-

Таблица V.4

Параметры линейных кварцевых галогенных ИК-термонзлучателей (см. рис. V.8, а)

Обозначение (марка)		Основные размеры				Продолжительность горения, ч	Характеристики излучения			
По ТУ	по ГОСТ 16	L, мм	l _{т.н.} , мм	D ₀ , мм	d _{т.н.} , мм		T _ц , К	λ _{макс.} , мкм	Вт/ср. мкм	Вт/см²
КГ 127-500	КГГ 127-600	250	190	10,0	1,3	Р	5 000	2500	—	—
КГГ 220-600-ХЛ4-1	КГГ 220 600	500	430	11,0	0,8	Р	2 000	2100	1,30	18,8
КГ(КИ) 220-1000	КГГ 220-1000-1	375	305	10,0	1,3	Р	5 000	2500	1,11	52,0
КГ(КИ) 220-1000-1		375	305	10,75	1,3	Р	10 000	2775	1,12	49,0
КГ(КИ) 220-2000	КГГ 220-2000	500	430	10,75	1,5	Р	5 000	2550	1,10	85,25

Примечание. ОСТ 16 «Лампы накаливания кварцевые галогенные инфракрасного излучения» (первое число — напряжение, В; второе — мощность, Вт); 2т.н. — тело накала; КГГ — кварцевый галогенный термонзлучатель; для сушильных установок и печей желательно применение излучателей с цоколем типа К.

собствует рациональному использованию его, то

$$dQ_{\text{обл}} = [q_p(T_{\text{изл}}, S, h_p) \bar{A}_m + q_p(T_{\text{изл}}, S, h_p) \bar{A}_m'] F_{\text{обл}} d\tau, \quad (\text{V.21})$$

где q_p — плотность потока от рефлектора; h_p — расстояние между рефлектором и объектом; \bar{A}_m' — поглощательная способность материала, усредненная по спектру лучистой энергии, отраженной от рефлектора.

Т а б л и ц а V.5

Пропускательная способность T и оптическая характеристика R_{∞} теста — хлеба

Характеристика спектра излучения	Продукт	Обозначение характеристики	Значения характеристик продуктов, вычисленных при температуре ИК-генератора T , К			
			1700	2100	2500	2800
Спектр излучателя КГ-1000	Тесто	$T (\delta = 11 \text{ мм})$ R_{∞}	0,003 0,224	0,006 0,301	0,008 0,370	0,009 0,407
	Тесто — хлеб	$T (\delta = 6 \text{ мм})$ R_{∞}	0,068 0,309	0,091 0,363	0,115 0,445	0,120 0,457
	Выпеченный хлеб	$T (\delta = 6 \text{ мм})$ R_{∞}	0,096 0,357	0,125 0,399	0,137 0,432	0,119 0,343
Спектр отраженного излучения (от алюминиевого рефлектора)	Тесто	$T (\delta = 11 \text{ мм})$ R_{∞}	0,002 0,207	0,005 0,294	0,007 0,344	0,008 0,388
	Тесто — хлеб	$T (\delta = 6 \text{ мм})$ R_{∞}	0,062 0,290	0,088 0,356	0,108 0,423	0,119 0,454
	Выпеченный хлеб	$T (\delta = 6 \text{ мм})$ R_{∞}	0,059 0,281	0,093 0,319	0,104 0,334	0,108 0,334

Поглощательные способности \bar{A}_m и \bar{A}_m' можно определить по формулам усреднения с учетом выражения (V.4).

Для учета многократных отражений между объектом облучения и рефлектором, а также для учета поглощения среды рабочей камеры величину $dQ_{\text{обл}}$ целесообразно увеличить на 5—10 %.

В действительности задача сложнее. Как показано А. В. Рычковым, при использовании электрических излучателей характер распределения облученности существенно зависит от профиля цилиндрического отражателя, многократного отражения лучистого потока между источником излучения и отражающей поверхностью, экранирования части отражающей поверхности источником излучения, собственного излучения отражателя и т. д.

Обозначим

$$q_{п}(T_{изл}, S, h_0) \bar{A}_m + q_p(T_{изл}, S, h_0) \bar{A}_m' = q_{обл},$$

тогда

$$dQ_{обл} = q_{обл} F_{обл} d\tau. \quad (V.22)$$

Энергия, поглощенная материалом, расходуется на его нагрев и испарение влаги:

$$dQ_V = dQ_M + dQ_H. \quad (V.23)$$

Энергия (теплота), затраченная на нагрев материала.

$$dQ_M = G_m c_m dt_m, \quad (V.24)$$

где G_m — масса облучаемого материала, кг/с; c_m — удельная теплоемкость материала (в общем случае является функцией влажности), Дж/(кг·К); dt_m — изменение температуры материала, К.

Энергия (теплота), затраченная на испарение влаги,

$$dQ_H = q_m r F d\tau, \quad (V.25)$$

где q_m — средняя плотность потока влаги, кг/(м²·с); r — удельная теплота испарения (считается величиной постоянной), Дж/кг*; F — площадь полной поверхности материала (предполагается, что испарение происходит на всей поверхности материала), м².

Отдача энергии (теплоты) нагреваемым материалом в окружающее пространство

$$dQ_{пот} = \alpha_{конв} (t_{п.м} - t_{в}) F d\tau + 5,7 \epsilon_{пр} [(T_{п.м}/100)^4 - (T_{пов}/100)^4] F d\tau, \quad (V.26)$$

где $\alpha_{конв}$ — коэффициент теплоотдачи конвекцией, Вт/(м²·К); $t_{п.м}$ — средняя температура поверхности материала за отрезок времени; $t_{в}$ — температура воздуха; $T_{пов}$ — температура поверхности внутренних ограждений, К; $\epsilon_{пр}$ — приведенная степень черноты облучаемого тела и внутренних ограждений сушильной камеры; $5,7 \epsilon_{пр} = C_{пр}$; $C_{пр}$ — приведенный коэффициент излучения.

Формулу (V.26) можно представить в таком виде:

$$\begin{aligned} dQ_{пот} &= \alpha_{конв} (t_{п.м} - t_{в}) F d\tau + \alpha_{изл} (t_{п.м} - t_{в}) F d\tau = \\ &= (\alpha_{конв} + \alpha_{изл}) (t_{п.м} - t_{в}) F d\tau = \alpha_{общ} (t_{п.м} - t_{в}) F d\tau, \\ \text{где } \alpha_{общ} &= \alpha_{конв} + \alpha_{изл} = \alpha_{конв} + C_{пр} \cdot 10^{-8} (T_{п.м}^2 + \\ &+ T_{пов}^2) (T_{п.м} + T_{пов}). \end{aligned} \quad (V.27)$$

П. Д. Лебедев рекомендует принимать $\alpha_{общ} = 18,6 \div 23,2$ Вт/(м²·К).

* При удалении из материала прочно адсорбционно-связанной влаги в расчете следует принимать $r_{общ} = r + r_{св}$, где $r_{св}$ — удельная энергия связи влаги с сухим скелетом материала. При облучении ИК-спектром в резонансной области, соответствующей частоте колебаний молекул воды во влажном материале, $r_{св}$ можно не учитывать.

Определив значение отдельных составляющих уравнения баланса энергии (V.19), можно это уравнение написать в развернутом виде

$$q_{\text{обл}} F_{\text{обл}} d\tau = G_m c_m dt_m + q_m r F d\tau + \alpha_{\text{общ}} (t_{\text{п. м}} - t_{\text{в}}) F d\tau.$$

Если принять $G_m = V_m \rho_m$ (V_m — объем материала, м^3 , ρ_m — его плотность) и ввести обозначения

$$k_f = F/F_{\text{обл}} \quad \text{и} \quad m = F/V_m,$$

то можно написать

$$q_{\text{обл}} d\tau = (c_m \rho_m / m) k_f dt_m + q_m r k_f d\tau + \\ + \alpha_{\text{общ}} (t_{\text{п. м}} - t_{\text{в}}) k_f d\tau.$$

Из последнего уравнения

$$d\tau = dt_m / [B + D (t_{\text{п. м}} - t_{\text{в}})], \quad (\text{V.28})$$

$$\text{где } B = [(q_{\text{обл}} - q_m r k_f) m] / (c_m \rho_m k_f);$$

$$D = -\alpha_{\text{общ}} m / (c_m \rho_m).$$

Пусть температура поверхности материала $t_{\text{п. м}}$ связана со средней его температурой t_m функциональной зависимостью вида

$$t_{\text{п. м}} = k t_m,$$

где коэффициент k в общем случае зависит от оптических и теплофизических характеристик материала, а также от времени: при нагревании $k \geq 1$; в частном случае при конвективной сушке тонких материалов, а также при инфракрасной сушке тонких пленок на металлической подложке в период постоянной скорости можно принять $k \cong 1$.

При зональном методе расчета можно принять $k_{\text{зонн}} = \text{const}$, тогда получим

$$d\tau = dt_m / [B + Dk (t_m - t_{\text{в}}/k)].$$

Интегрируя в пределах изменения температуры материала от $t_{\text{нач}}$ до $t_{\text{кон}}$, получим выражение для расчета продолжительности нагрева при терморрадиационно-конвективной сушке τ

$$\tau = (1/Dk) \ln \frac{B + Dk (t_{\text{кон}} - t_{\text{в}}/k)}{B + Dk (t_{\text{нач}} - t_{\text{в}}/k)}. \quad (\text{V.29})$$

Данная методика справедлива, когда конвективная составляющая потока соизмерима с потоком излучения. Если $q_{\text{обл}} \geq q_{\text{конв}}$, членом $\alpha_{\text{общ}} (t_{\text{п. м}} - t_{\text{в}}) k_f d\tau$ можно пренебречь; тогда при тех же допущениях (постоянство коэффициента B) время

$$\tau = (1/B) (t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}).$$

В общем случае расчет целесообразно производить, используя критерий Ребиндера (см. главу II).

Если сушка протекает в период убывающей скорости ($q_m \neq \text{const}$), то следует установить характер изменения влажности

материала во времени в зависимости от выбранного режима процесса и в соответствии с этим произвести интегрирование уравнения (V.28).

В последнее время Ю. М. Плаксиным дано развитие методики графоаналитического расчета полей энергетического облучения в инфракрасных установках и построена соответствующая более точная номограмма (рис. V.10). В номограмме учитывается значительно большее количество факторов, влияющих на лучистый теплообмен в рабочей камере терморadiационных установок: отражательная способность материала (R), экранов рабочей камеры (R_s), транспортера, поглощательная способность материала (A) и среды рабочей камеры, эмиссионные характеристики генераторов, в том числе энергетическая яркость I [в Вт/(м²·стер)] и т. д. Номограмма составлена для излучателей типа КГТ 220-1000 с длиной светящейся части $l = 423$ мм, в то время как предыдущая номограмма составлена для излучателей КИ 220-1000 с $l = 305$ мм. Кроме того, номограмма относится к расчету излучения от блока из 15 излучателей вместо 21, принятых для расчета предыдущей номограммы. С увеличением длины излучателя при той же мощности повышается равномерность поля энергетического облучения (ПЭО) по длине рабочей камеры сушильной установки.

В 1-м квадранте номограммы определяется коэффициент облученности $K_{обл}$ поверхности нагреваемого плоского изделия от блока, содержащего 15 излучателей указанной марки КГТ, расположенных на высоте z_n и при шаге между излучателями S .

Коэффициент $K_{обл}$ определяется выражением

$$K_{обл} = q_{обл} / (I d_{экв}), \quad (V.30)$$

где $q_{обл}$ — плотность потока излучения, падающего на объект облучения, Вт/м²; I — энергетическая яркость, которая характеризует объемное излучение от единичной площадки генератора в пределах пространственного угла в 1 стер, Вт/(м²·стер); $d_{экв}$ — эквивалентный диаметр спирали генератора, м.

Единица измерения $K_{обл}$ представляется в виде (стер/м) или (1/м). Под объемным излучением следует понимать объем пространства рабочей камеры, в пределах которого распространяется измеряемый поток излучения, т. е. в данном случае рассматривается система генератор излучения—облучаемый материал.

В последней интерпретации $K_{обл}$ (в 1/м) может рассматриваться как отношение площади объекта облучения к объемному излучению от генератора в пространстве рабочей камеры установки. Поэтому его правильно называть коэффициентом облученности и по физическому смыслу; по аналогии с коэффициентом экстинкции в законе Бугера, его можно также назвать коэффициентом внешней экстинкции, который характеризует ослабление потока объемного излучения в пространстве рабочей камеры на пути к поверхности обрабатываемого объекта.

В номограмме $K_{обл}$ рассчитан для элементарной площадки dF , находящейся под центром блока излучателей.

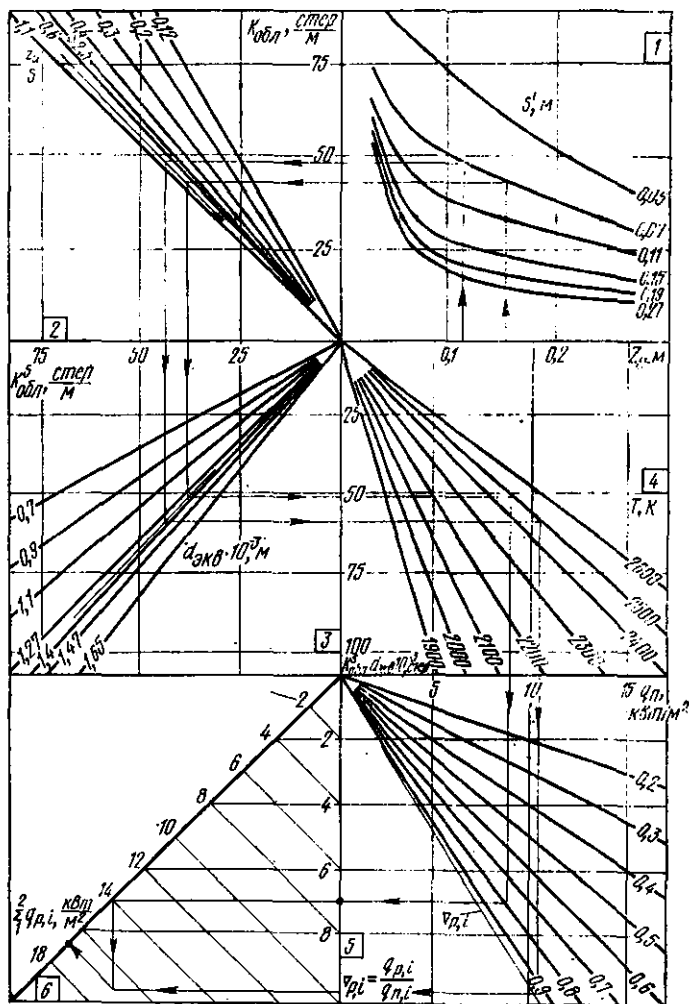


Рис. V.10. Сетчатая номограмма для расчета установки с ИК-энергоподводом

Так как в инженерных расчетах необходимо знать среднюю облученность поверхности изделия $K_{обл}^s$, то расчет этой величины для всей ширины конвейера производится во 2-м квадранте номограммы. Параметрической симплекс z_n/S характеризует шаговую неравномерность полей энергетического облучения (ПЭО).

Выпускаемые в настоящее время излучатели имеют различные эквивалентные диаметры спирали $d_{экв}$. Значение $d_{экв}$ учитывается в 3-м квадранте номограммы.

4-й квадрант номограммы позволяет найти численное значение плотности теплового потока на поверхности изделия $q_n = K_{\text{обл}}^s d_{\text{экв}} I$ (в кВт/м²) в зависимости от температуры спирали T или соответствующего напряжения на клеммах излучателей. Величина $q_{n,1}$, полученная в этом квадранте, характеризует падающий на поверхность изделия тепловой поток. При этом учитывается только однократное падение излучения непосредственно от ИК-генератора. Для учета излучения, отраженного от экрана генератора, вводится величина $q_{n,2}$, численно равная тепловому потоку, однократно падающему на изделие от мнимого отражения излучателей в экранах, расположенных над излучателями. Сумма $q_{n,1} + q_{n,2}$ будет равна тепловому результирующему потоку q_r , т. е. потоку, поглощенному изделием только в том случае, когда поверхность изделия будет абсолютно черной ($\epsilon = A = 1$; $R = 0$), а поверхность верхнего экрана — абсолютно белой ($R_s = 1$). Однако в связи с тем, что пищевые продукты обладают определенной отражательной способностью $R > 0$, а реальные экраны имеют отражательную способность $R_s < 1$, в МТИППе¹ введены коэффициенты $\nabla_{p,1}$, $\nabla_{p,2}$, которые позволяют рассчитать результирующие тепловые потоки:

$$\nabla_{p,1} = q_{r,1}/q_{n,1}; \quad \nabla_{p,2} = q_{r,2}/q_{n,2}, \quad (V.31)$$

где $q_{r,1}$, $q_{r,2}$ — соответственно результирующие тепловые потоки от $q_{n,1}$ и $q_{n,2}$, поглощенные материалом.

Для случая лучистого теплообмена между излучателями и оптически бесконечно толстым изделием в условиях диатермичной среды коэффициенты $\nabla_{p,1}$ и $\nabla_{p,2}$ находятся по уравнениям:

$$\nabla_{p,1} = A/(1 - RR_s); \quad \nabla_{p,2} = AR_s/(1 - RR_s), \quad (V.32)$$

где A — поглощательная способность материала.

Значение $\nabla_{p,1}$ используется при расчете результирующего потока $q_{r,1}$ от первой составляющей $q_{n,1}$ при высоте расположения излучателей z_n . При расчете величины $q_{r,2}$ от второй составляющей $q_{n,2}$ используется коэффициент $\nabla_{p,2}$.

Результирующие значения $q_{r,1}$ и $q_{r,2}$ определяются в 5-м квадранте в соответствии с уравнениями:

$$q_{r,1} = \nabla_{p,1} q_{n,1}; \quad q_{r,2} = \nabla_{p,2} q_{n,2}. \quad (V.33)$$

В 6-м квадранте определяется суммарный результирующий поток $q_r = q_{r,1} + q_{r,2}$.

Пример. Определить суммарный результирующий тепловой поток на поверхности материала от блока из 15 излучателей типа КГТ-220-1000. Высота расположения излучателей $z_n = 0,11$ м, шаг между излучателями $S = 0,07$ м. Экран излучателя выполнен из окисленного алюминия с отража-

¹) Плаксин Ю. М., Сыроедов В. И. Исследование внешнего теплообмена при импульсном энергоподводе и метод количественной оценки эффективности работы ИК-генератора. — В сб.: Тепло- и массоперенос. т. VI. Минск, 1972.

тельной способностью $R_3 = 0,85$ при температуре 400°C . Температура спирали излучателя 2500 K , эквивалентный диаметр спирали $d_{\text{экв}} = 1,32\text{ мм}$. Графический расчет приведен на номограмме. Расстояние от излучателей до экрана принято $z_3 = 0,02\text{ м}$. Отражательная способность поверхности материала $R = 0,4$ (имеются в виду сухари из пшеничного хлеба).

Имеем

$$z_3/S = 0,05/0,07 = 0,71.$$

Величину $\nabla_{p,1}$ находим по формуле

$$\begin{aligned}\nabla_{p,1} &= A/(1 - RR_3) = (1 - R)/(1 - RR_3) = \\ &= 0,6/(1 - 0,4 \cdot 0,85) = 0,94.\end{aligned}$$

Аналогично определяем значение $\nabla_{p,2}$ или по значениям R_3 и $\nabla_{p,1}$

$$\nabla_{p,2} = R_3 \nabla_{p,1} = 0,8;$$

на оси ординат 5-го квадранта находим значения соответствующих результирующих потоков: $q_{p,1} = 9,7\text{ кВт/м}^2$; $q_{p,2} = 7,1\text{ кВт/м}^2$. Суммарный поток $q_p = 9,7 + 7,1 = 16,8\text{ кВт/м}^2$; это же значение может быть непосредственно получено графическим путем в 6-м квадранте; для этого линия $q_{p,2}$ продолжается до пересечения с диагональю квадранта и полученная точка проектируется на продолжение линии $q_{p,1}$; значение q_p определяется проектированием этой точки на диагональную шкалу.

ОСОБЕННОСТИ РАСЧЕТА И ПРОЕКТИРОВАНИЯ УСТАНОВОК ДЛЯ СУШКИ В ЭЛЕКТРИЧЕСКОМ ПОЛЕ ТОКОВ ВЫСОКОЙ И СВЕРХВЫСОКОЙ ЧАСТОТЫ

При конвективной и терморadiационной сушке прогрев материалов происходит от открытой поверхности внутрь, т. е. градиент температуры направлен к поверхности материала; следовательно, термовлагодiпроводность препятствует удалению влаги из материала. Особенности сушки в электрическом поле токов высокой частоты являются прогрев материала в массе и создание градиента температуры, направленного к центру образца материала, так как температура поверхностных слоев материала ниже температуры центральных слоев из-за потерь теплоты в окружающую среду. Через некоторое время от начала сушки температура материала начинает снижаться, так как по мере снижения влажности материала уменьшается количество выделяемой в нем теплоты.

Основные вопросы высокочастотного нагрева диэлектриков и полупроводников изложены в специальной литературе (см. список литературы).

За последние годы значительные исследования в области применения поля СВЧ в процессах сушки и термической обработки пищевых продуктов и разработки методики расчета таких установок проведены в МТИММПе Н. Е. Федоровым и И. А. Роговым с сотрудниками; в МИНХе им. Г. В. Плеханова А. Н. Вышелесским, С. В. Некрутманом и др.; в Институте прикладной физики АН Молдавской ССР акад. АН Молдавской ССР Б. Р. Лазаренко, чл.-корр. АН Молдавской ССР М. К. Бологой и др.; в МТИППе А. М. Остапенковым, Ю. К. Губиевым, А. В. Беловоловым, В. А. Матисоном и др.

Классификация частот

Диапазоны	Длина волны λ , м	Частота ν (или f), Мгц
Средневолновый	1000—100	0,3—3
Коротковолновый	100—10	3—30
Метровый	10—1	30—300
Дециметровый	1—0,1	300—3000
Сантиметровый	0,1—0,01	3000—30 000

Обычно на практике для диэлектрического нагрева используются колебания с частотой от нескольких сот килогерц (кГц)

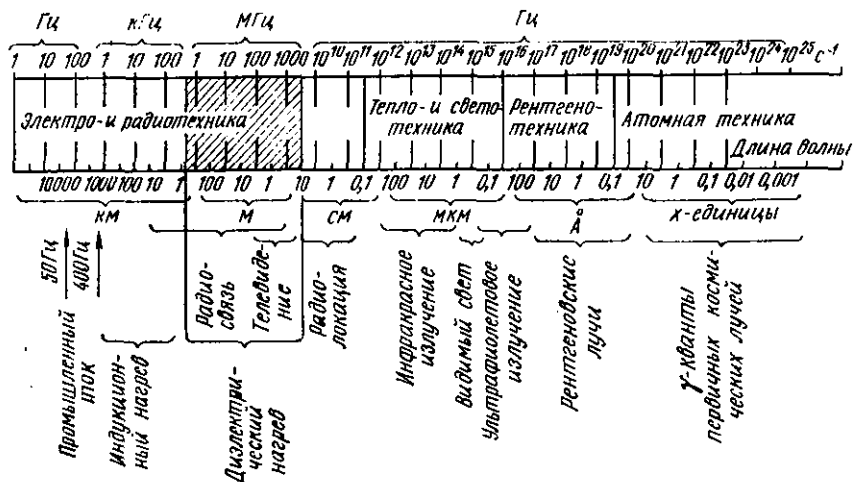


Рис. V.11. Спектр электромагнитных волн

до сотен мегагерц (МГц). В последние годы находит применение нагрев в поле СВЧ (в частности, сантиметровый диапазон с частотой в тысячи мегагерц). Как известно, частота колебаний ν находится в обратной зависимости от длины волны λ : $\nu = c/\lambda$, где c — скорость распространения света; $c \approx 300\,000$ км/с.

В табл. V.6 приведена классификация частот по диапазонам.

Как нам уже известно, при дальнейшем уменьшении длины волны и соответствующем увеличении частоты наступает область инфракрасного излучения, используемая при терморadiационной сушке. На рис. V.11 показана характеристика спектра электромагнитных волн, в которой заштрихована область высоких частот, применяемых при нагреве диэлектриков и полупроводников.

Высокочастотный нагрев материалов основан на явлении поляризации. В диэлектриках и полупроводниках почти все элементарные заряды связаны внутриаомными или внутримолекулярными си-

лами. Под воздействием внешнего электрического поля (например, между пластинами конденсатора) небольшое количество свободных электрических зарядов, имеющих в диэлектрике, создает незначительный ток проводимости, а основные заряды, связанные внутриатомными силами, смещаются. При этом положительные заряды, входящие в состав нейтральных атомов, смещаются в направлении внешнего поля так, что ядро атома направляется в сторону отрицательной пластины конденсатора; смещение же отрицательных зарядов, т. е. электронов, происходит в противоположном направлении в сторону положительной пластины (так называемая электронная поляризация).

Имеющиеся во влажном материале полярные молекулы (диполи) стремятся расположиться своими осями вдоль поля (так называемая дипольная поляризация). В диэлектриках кристаллической структуры происходит смещение ионов: положительные ионы смещаются по направлению поля, т. е. в сторону отрицательной пластины; отрицательные ионы смещаются в противоположном направлении (так называемая ионная поляризация).

Если к пластинам конденсатора подвести синусоидальное напряжение высокой частоты, то будут протекать все три вида поляризации; за счет переменного внешнего электрического поля внутри материала будут происходить соответствующие периодические смещения связанных разноименных зарядов. В идеальном диэлектрике ориентация заряженных частиц происходит беспрепятственно, и ток смещения в цепи конденсатора $\bar{I}_{см}$ будет опережать приложенное напряжение U на угол $\pi/2$ (четверть периода), т. е. он будет иметь емкостной характер: $\bar{I}_{см} = \bar{I}_c$.

В реальном диэлектрике колебания молекул (поворот диполей) связаны с трением частиц между собой: в результате этого в массе (объеме) материала выделяется теплота. Таким образом, энергия, затрачиваемая на поляризацию диэлектрика, генерируется в нем в виде теплоты. Чем выше частота электрического поля, тем больше выделяется теплоты. Следовательно, при высокочастотном нагреве используется очень ценное свойство энергии токов высокой частоты — способность концентрироваться в сравнительно малом объеме материала, масса которого нагревается при этом интенсивно и равномерно.

За счет электрических потерь в диэлектрике полный ток смещения в цепи $\bar{I}_{см}$ опережает приложенное напряжение на угол $\varphi < \pi/2$ (рис. V.12); это значит, что вектор тока смещения $\bar{I}_{см}$ сдвинут по отношению к вектору напряжения на угол φ , а относительно вектора емкостного тока \bar{I}_c — на угол δ . Этот угол называется углом диэлектрических потерь, он дополняет угол φ до $\pi/2$ и характеризует отставание поляризации от напряженности поля.

$$\operatorname{tg} \delta = \epsilon''/\epsilon', \quad (V.34)$$

где ϵ'' — мнимая составляющая диэлектрических потерь; ϵ' — действительная диэлектрическая проницаемость.

Величина ϵ' характеризует способность вещества (материала) накапливать энергию, ϵ'' — степень рассеивания энергии в материале, а их отношение $\operatorname{tg} \delta$ определяет отношение энергии (мощности), затраченной на нагрев материала, и энергии (мощности), запасенной за период электромагнитных колебаний, т. е., иначе говоря, является мерой потерь энергии в диэлектрике.

Для определения количества теплоты, выделяемой в единице объема диэлектрика, надо рассчитать удельные диэлектрические потери, т. е. потерю мощности p в единице объема V (в Вт/см³):

$$p = P/V, \quad (\text{V.35})$$

где P — общая потеря мощности (Вт) в диэлектрике емкостью C , находящемся под переменным напряжением U при частоте f .

Известно, что $P = UI_{\text{см}} \cos \varphi$.

В это уравнение подставляем значение $I_{\text{см}} = \omega CU$, где угловая частота поля $\omega = 2\pi f$.

Таким образом, потеря мощности в диэлектрике

$$P = U^2 2\pi C \cos \varphi. \quad (\text{V.36})$$

Можно заменить $\cos \varphi = \sin (90 - \varphi) = \sin \delta$.

Так как угол δ мал, то можно принять $\sin \delta \approx \operatorname{tg} \delta$, тогда

$$P = U^2 2\pi f C \operatorname{tg} \delta. \quad (\text{V.37})$$

Подставляя значение P в формулу (V.35) и заменяя $V = Sd$ (S — площадь поверхности рабочей части пластин конденсатора, а d — расстояние между ними), получим

$$p = U^2 2\pi f C \operatorname{tg} \delta / (Sd). \quad (\text{V.38})$$

Учитывая, что в однородном поле $U/d = E$ (E — напряженность поля, В/см) и емкость $C = \epsilon' S/d$ (ϵ' — действительная диэлектрическая проницаемость материала), получим

$$p = E^2 2\pi f \epsilon' \operatorname{tg} \delta. \quad (\text{V.39})$$

Если f выражено в Гц, а E в В/см, то для p в Вт/см³ получим выражение

$$p = E^2 \epsilon' \operatorname{tg} \delta / 1,8 \cdot 10^{12} = 0,556 \cdot 10^{-12} E^2 \epsilon'' . \quad (\text{V.40})$$

Таким образом, удельные диэлектрические потери, а следовательно, и количество теплоты, выделяемое в единице объема диэлектрика, зависят от параметров поля высокой частоты E и f и от диэлектрических свойств материала ϵ' и $\operatorname{tg} \delta$.

По аналогии с терминологией электроизоляционной техники произведение $\epsilon'' = \epsilon' \operatorname{tg} \delta$ называется коэффициентом (фактором) диэлектрических потерь.

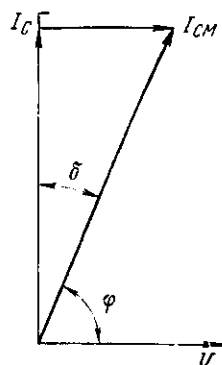


Рис. V.12. Векторная диаграмма реального диэлектрика

Следует учесть, что электрофизические характеристики материала зависят от частоты поля f . На рис. V.13 приведены кривые, характеризующие изменение тангенса угла потерь в зависимости от частоты поля, для некоторых пищевых материалов.

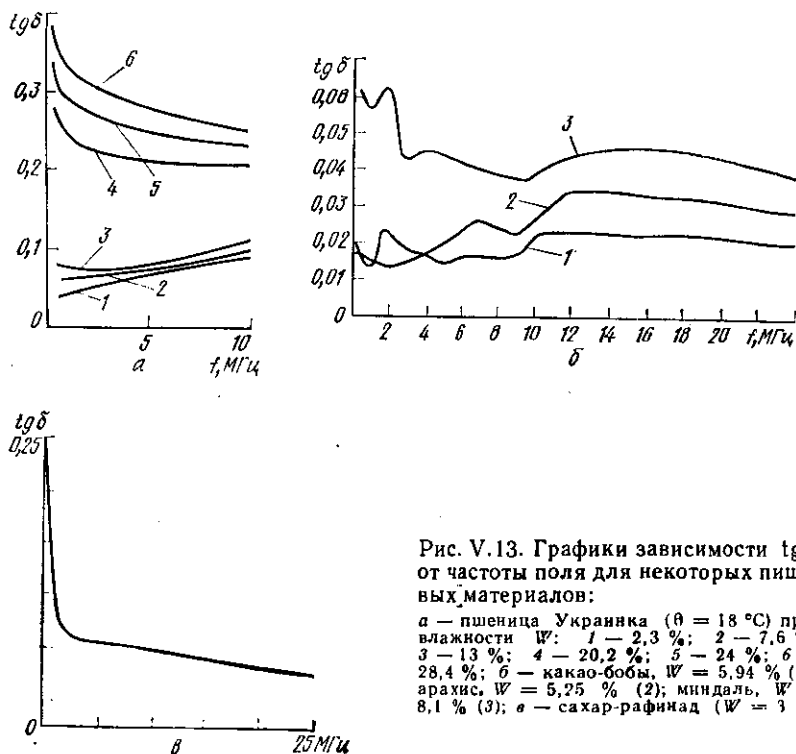


Рис. V.13. Графики зависимости $\operatorname{tg} \delta$ от частоты поля для некоторых пищевых материалов:

а — пшеница Украина ($\theta = 18^\circ \text{C}$) при влажности W : 1 — 2,3 %; 2 — 7,6 %; 3 — 13 %; 4 — 20,2 %; 5 — 24 %; 6 — 28,4 %; б — какао-бобы, $W = 5,94$ % (1); арахис, $W = 5,25$ % (2); миндаль, $W = 8,1$ % (3); в — сахар-рафинад ($W = 3$ %).

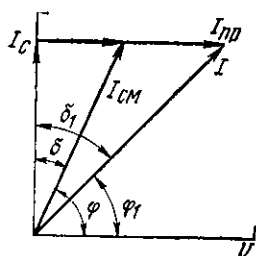


Рис. V.14. Векторная диаграмма полупроводника

Влажные материалы относятся к полупроводникам, в которых наряду с поляризацией происходит перемещение свободных зарядов, т. е. общий ток в цепи $I = I_{\text{см}} + I_{\text{пр}}$, где $I_{\text{пр}}$ — ток, обусловленный активной проводимостью материала.

Угол общих потерь δ_1 (рис. V.14) больше угла диэлектрических потерь δ , а угол $\varphi_1 < \varphi$. Общее количество теплоты, выделяемой во влажном материале, находящемся в поле высокой частоты, определяется суммой диэлектрических потерь и потерь, вызванных током сквозной проводимости.

В табл. V.7 приведены электрофизические характеристики некоторых пищевых материалов и продуктов. Из этих данных видно, что с повышением влажности материалов значение электрофизиче-

ских характеристик значительно увеличивается и, наоборот, при снижении влажности материалов произведение $\epsilon' \operatorname{tg} \delta$ уменьшается. Поэтому в процессе сушки наступает момент, когда количество теплоты, выделяемой в объеме материала, уменьшается и температура высушиваемого материала начинает снижаться.

Таблица V.7

Электрофизические характеристики некоторых пищевых материалов
(при $f = 10$ МГц)

Материал (продукт)	Влажность, %	$\operatorname{tg} \delta$	ϵ'	Экспериментальные данные
Пшеница	28,4	0,25	5,3	Н. В. Книппер
	24,0	0,23	4,6	
	20,2	0,20	4,5	
	13,0	0,10	3,8	
	7,6	0,08	3,0	
	2,3	0,075	2,7	
Какао-бобы	5,94	0,02	1,77	А. Т. Птушкин
Арахис	5,25	0,026	2,3	
Миндаль	8,1	0,038	2,31	А. А. Рудзицкий
Сахар-рафинад	3,0	0,09	—	

Значения электрофизических характеристик материалов ϵ' и $\operatorname{tg} \delta$ и графики изменения их зависимости от частоты поля f необходимы для проектирования высокочастотных установок. При проектировании необходимо выбрать напряженность поля E и оптимальную частоту f , обеспечивающие заданную скорость нагрева. Для приближенного определения частоты f пользуются уравнением (V.39) при выбранной напряженности E и графиком зависимости $\epsilon' \operatorname{tg} \delta$ от f . При этом удельная мощность p (в Вт/м³) рассчитывается по балансовому уравнению, учитывающему расход теплоты на нагревание материала и на испарение (выпаривание) влаги,

$$p = (1/\tau) [c_V (\theta_2 - \theta_1) + r G_{\text{вл}}/V], \quad (\text{V.41})$$

где τ — продолжительность нагрева, с; c_V — объемная теплоемкость материала, Дж/(м³·К); c — удельная теплоемкость материала, Дж/(кг·К); θ_1 и θ_2 — начальная и конечная температура материала, К; r — удельная теплота парообразования, Дж/кг влаги; $G_{\text{вл}}$ — масса удаленной влаги, кг/с; $V = G/\rho$ — объем материала, м³; G — масса материала, кг; ρ — плотность материала, кг/м³; $c_V = c\rho$.

Подставляя в уравнение (V.41) значения c_V и V , получим (в Вт/см³)

$$p = \rho/\tau [c (\theta_2 - \theta_1) + r G_{\text{вл}}/G]. \quad (\text{V.42})$$

При выборе допускаемой напряженности поля $E_{\text{доп}}$ пользуются соотношением

$$E_{\text{доп}} = (0,5 \div 0,7) E_{\text{проб}},$$

где $E_{\text{проб}}$ — пробойная напряженность, характеризующая электрическую прочность материала.

Частота тока и соответственно длина волны должны выбираться также из условия обеспечения равномерного нагрева материала. Вследствие появления стоячих волн, когда длина волны λ_l соизмерима с определяющим размером материала l (длина или ширина), в местах пучности волн возможен перегрев материала, а в узлах волн — недостаточный нагрев. Поэтому значения l и λ_l связывают соотношением $l = (0,05 \div 0,1) \lambda_l$.

При этом надо также учитывать, что с уменьшением частоты увеличивается КПД установки.

Потребная мощность генератора (в кВт) для сушки материала в поле высокой частоты определяется при помощи следующего уравнения с учетом КПД установки:

$$P_{\text{ген}} = pV / (1000 \eta_{\text{с.к}} \eta_{\text{ген}}), \quad (\text{V.43})$$

где $\eta_{\text{с.к}}$ — КПД сушильной камеры, учитывающий также потери теплоты в окружающую среду; $\eta_{\text{ген}}$ — КПД генератора.

Из ряда СВЧ-генераторов (магнетроны, клистроны, СВЧ-триоды и др.) наибольшие перспективы имеет применение магнетронов. Они имеют высокий КПД (до 60—80 %), сравнительно низкие рабочие напряжения и достаточно компактны. По международному соглашению для промышленных, научных и медицинских целей выделены следующие частоты: 915, 2450, 5800, 22125 МГц; наибольшее применение имеет частота 2450 ± 50 МГц, при которой $\eta_{\text{ген}} = 55 \div 60$ % (максимальный 70 %) и обеспечивается более равномерное распределение энергии в объеме нагревательной системы; мощность магнетронов 2,5—100 кВт. При частоте 915 МГц $\eta_{\text{ген}}$ достигает 80—86 %, мощность — 25—30 кВт и обеспечивается проникновение энергии на большую глубину.

Глубина проникновения энергии определяется исходя из следующих соображений. Электромагнитная волна, проникая в диэлектрик с потерями, ослабляется (затухает) в направлении распространения в результате поглощения энергии, сопровождаемого выделением теплоты. Энергия, достигающая сечения (слоя) x , уменьшается на величину Δp :

$$\Delta p = p_0^{\frac{1}{2}} (1 - e^{-2\alpha x}), \quad (\text{V.44})$$

где α — постоянная затухания, определяемая по формуле

$$\alpha = \pi \varepsilon'' / \lambda_0 \sqrt{\varepsilon'} = \pi \sqrt{\varepsilon'} \operatorname{tg} \delta / \lambda_0, \quad (\text{V.45})$$

где λ_0 — длина волны в вакууме.

Если глубину проникновения, на которой энергия уменьшается в e раз, выразим через θ , получим

$$\theta = 1/2 \alpha = \lambda_0 / (2\pi \sqrt{\varepsilon'} \operatorname{tg} \delta). \quad (\text{V.46})$$

По этой формуле определяется глубина проникновения энергии в материалы с относительно малыми диэлектрическими потерями.

При проектировании сушильных установок с СВЧ-энергоподводом важное значение имеет равномерность распределения элек-

ромагнитного поля в резонаторной камере. Так, например, согласно данным МТИПП¹, наличие дисекторной системы в СВЧ-печи «Электроника» в значительной мере способствует выравниванию ЭМ-поля в объеме камеры, в то время как в печи «Славянка-501» значение удельной энергии, выделяемой в элементарных объемах камеры, может изменяться в 10—20 раз.

Экспериментально показано, что в печи «Электроника» суммарный коэффициент поглощения энергии K , определяемый законом Бугера [см. формулу (V.44)], достигает максимального значения в тех зонах (участках) камеры, где падающий, отраженный и боковой потоки энергии соизмеримы. При этом степень поглощения энергии продуктом оценивалась по относительному изменению мнимой составляющей диэлектрических потерь $\Delta \epsilon''/\epsilon''_{\text{ср}}$ (рис. V.15).

Положительной стороной применения СВЧ-нагрева по сравнению с ВЧ-нагревом является высокая равномерность обработки благодаря трансформации энергии ЭМ-поля в тепловую в массе изделия за счет токов смещения, а токи проводимости, характерные для ВЧ-обработки, в СВЧ-диапазоне волн отсутствуют.

Для каждого продукта устанавливается оптимальное значение подводимой мощности. Так, в указанной работе для получения изделий высокого качества рекомендовано при загрузке резонаторной камеры изделиями массой 0,2 кг поддерживать значение удельной подводимой мощности на уровне 1,5—2 кВт/кг продукта.

Для влажных материалов интерес представляет раздельный учет отдельных составляющих суммарного фактора потерь свободной влаги ($\epsilon''_{\text{своб}}$), сухих веществ ($\epsilon''_{\text{сух. вещ}}$) и связанной влаги ($\epsilon''_{\text{связ}}$):

$$\epsilon'' = \epsilon''_{\text{своб}} + \epsilon''_{\text{сух. вещ}} + \epsilon''_{\text{связ}}.$$

Как показали исследования Ю. К. Губиева, А. Г. Гаспарянц и В. В. Красникова², при проектировании резонаторных камер

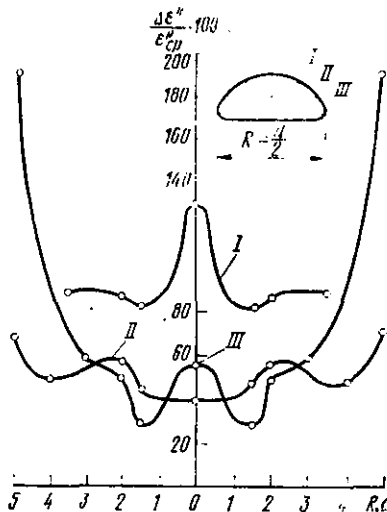


Рис. V.15. Распределение относительных значений мнимой составляющей диэлектрических потерь в объеме тестовой заготовки при СВЧ-нагреве:

I, II, III — слои заготовки

¹) Исследование выполнено Н. В. Лабутиной под руководством Л. И. Пучковой и Ю. К. Губиева.

² Губиев Ю. К., Гаспарянц А. Г., Красников В. В. Некоторые особенности дисперсии многомодового электромагнитного поля СВЧ во влажных диэлектриках. — ИФЖ, 1979, т. 35, № 6.

СВЧ-установки надо стремиться к тому, чтобы размеры камеры обеспечивали совпадение спектра возбуждаемых в ней частот многомодового ЭМП стоячих волн со спектром частот аномальной дисперсии свободной и связанной влаги на различных этапах их удаления из материала.

При этом обеспечивается возможность преобразования максимальной энергии ЭМП в тепловую при удалении различных форм влаги и соответствующего воздействия на молекулярную структуру тела. Характерно, что указанное положение аналогично резонансному эффекту, достигаемому при корреляции частоты колебания ЭМП ИК-диапазона и частоты колебаний молекул воды в теле. На что в свое время обратил внимание автор (см. начало главы)

Глава VI

РАСЧЕТЫ ВСПОМОГАТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

Нам уже известно, что конвективная сушильная установка состоит из ряда элементов — сушильной камеры, калорифера и вентиляционной системы. Условно считая сушильную камеру основным элементом установки, калорифер и вентиляторы мы относим к вспомогательному оборудованию, имея при этом в виду, что нагревательные элементы могут находиться также внутри сушильной камеры, а перемещение воздуха может происходить благодаря естественной циркуляции. Однако в промышленности в основном применяются установки с принудительной циркуляцией сушильного агента и калориферами, в связи с чем расчет этих элементов, приведенный в данной главе, имеет важное значение.

Как показал анализ, проведенный НИИХИММАШЕМ, вспомогательное оборудование составляет значительную часть сушильной установки; так, в конвейерных сушильных установках с отдельно стоящими калориферами объем сушильного аппарата (камеры) составляет 20—40 % от объема вспомогательного оборудования и только 15—30 % от объема всей установки в целом¹. Поэтому показатели производительности и удельных затрат при оценке совершенства современных сушильных установок, оснащенных сложным вспомогательным оборудованием, должны относиться не только непосредственно к сушильному аппарату, но и ко всей установке в целом. При этом важное значение имеет также учет коэффициента надежности работы оборудования.

Кроме того, в настоящей главе будут даны сведения о расчете топочных устройств сушильных установок, об установках для предварительного нагревания материалов перед сушкой, приведены

¹ При расположении калориферов в самой сушильной камере доля сушильной камеры значительно увеличивается; так, например, по данным ВНИЭКИпродмаша, для конвейерных сушилок Шебекинского машзавода она приближается к 90 %.

характеристики теплообменников, используемых для утилизации теплоты уходящих сушильных агентов, а также некоторые данные о применении тепловых насосов и тепловых труб для сушильных установок.

При расчете вакуум-сушилок и сублимационных установок, выборе вакуум-насосов и холодильных агрегатов, а также для расчета конденсаторов рекомендуется воспользоваться специальной литературой¹.

Механические конструктивные расчеты, расчеты конвейеров и приводов для сушильных установок, а также аппаратов для улавливания пылевидного уноса из сушильных агентов производятся по известным формулам, и соответствующие методики излагаются в специальных пособиях^{2,3}.

■ ОСНОВЫ РАСЧЕТА КАЛОРИФЕРОВ

Для нагревания воздуха в сушильных установках пищевой промышленности применяются газовые, паровые и водяные калориферы. В газовых калориферах греющим теплоносителем являются в большинстве случаев топочные газы (такие калориферы имеют самостоятельные топки и называются огневыми) и реже отходящие газы от тепловых агрегатов. В паровых калориферах воздух нагревается насыщенным водяным паром, подаваемым из котельной; в водяных калориферах воздух нагревается горячей водой.

Поверхность нагрева огневых калориферов обычно выполняется из гладких труб — стальных (максимально допустимая температура газов 700—750 °С; например, калорифер в сушилках СБТ, СОТ и др.) или чугунных труб (максимально допустимая температура

¹ 1. Гуйго Э. И., Журавская П. К., Каухчешвили Э. И. Сублимационная сушка в пищевой промышленности. — М.: Пищевая промышленность, 1972. — 434 с.

2. Шумский К. П. Вакуумные аппараты и приборы химического машиностроения. — М.: Машиностроение, 1974. — 575 с.

3. Каталог холодильного оборудования. — М.: Машгиз, 1963. — 187 с.

4. Холодильные машины и аппараты. Каталог-справочник. — М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1970. — 119 с.

5. Вакуумное оборудование. Каталог. — М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1976. — 63 с. Каталог. — М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1981. — 60 с.

² 1. Криворот А. С. Конструкция и основы проектирования машин и аппаратов химической промышленности. — М.: Машиностроение, 1976. — 376 с.

2. Марон Ф. Л., Кузьмин А. В. Справочник по расчетам механизмов подъемно-транспортных машин. — Минск: Высшая школа, 1977. — 272 с.

3. Циклоны НИИОГаз. — Вс. объедин. по очистке газов и пылеулавливанию. Ярославль: 1970. — 95 с.

4. Справочник проектировщика. Приложение IV: Фильтры и пылеулавливатели, с. 468—497.

5. Коузов П. А., Мальгин А. Д., Скрябин Г. М. Очистка от пыли газов и воздуха в химической промышленности. — М.: Химия, 1982. — 255 с.

тура газов 900 °С; например, отдельно расположенный калорифер ВНИИХПа).

В некоторых конструкциях поверхностью нагрева являются кирпичные каналы. Для снижения температуры топочных газов в трубчатые огневые калориферы добавляют наружный воздух, что снижает КПД калорифера. Поэтому для обогрева калориферов целесообразно использовать отходящие газы тепловых установок.

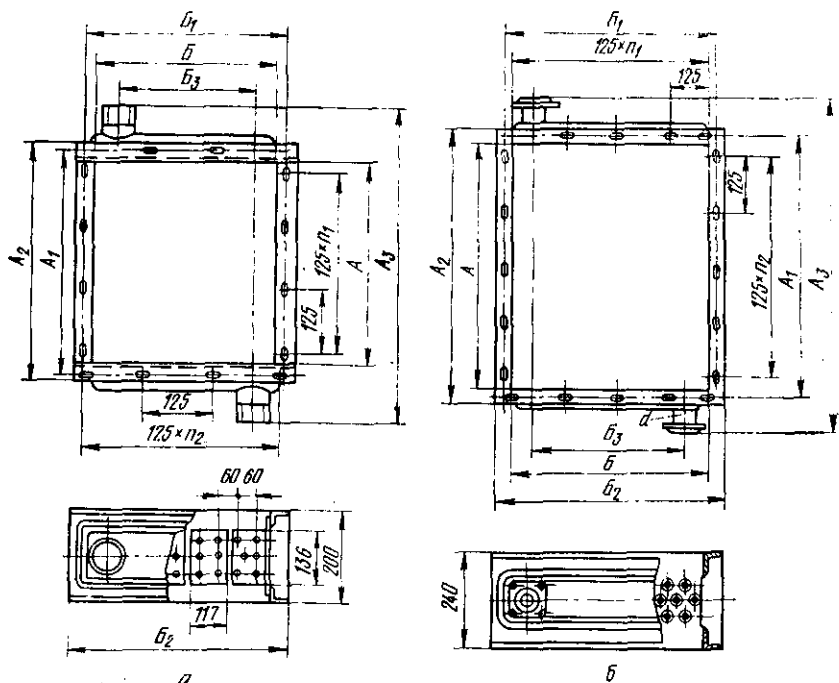


Рис. VI.1. Схема и конструктивные размеры (в мм) калориферов:
а — КВБ; б — КФБО

Паровые и водяные калориферы обычно применяются стандартных типов. Ранее выпускались калориферы марки КФ.

В последние годы выпускаются стальные калориферы моделей КВБ, КЗПП, К4ПП, КФСО, КФБО, КПС, КПБ (одноходовые), КЗВП, К4ВП, КВС-П, КВБ-П, которые могут быть использованы для сушильных установок. Одноходовые калориферы имеют вертикальное расположение трубок, многоходовые — горизонтальное; рекомендуется при использовании в качестве теплоносителя пара применять одноходовые модели, при использовании воды — многоходовые калориферы. Подробные характеристики калориферов приводятся в специальной литературе. В табл. VI.1—VI.4 приведены технические данные и конструктивные размеры двух типов калориферов: КВБ (стальные, пластинчатые, одноходовые) и КФБО (спирально-навивные, одноходовые), а на рис. VI.1 — кон-

структивные эскизы калориферов. Характеристики калориферов КПС и КПБ даются в Отраслевом каталоге (см. список литературы).

Т а б л и ц а VI.1

Технические данные калориферов КВБ

Модель и номер калорифера	Площадь поверхности нагрева, м ²	Площадь живого сечения, м ²		Масса с оцинковкой, кг
		по воздуху	по теплоносителю	
КВБ-2	9,9	0,115	0,0046	53
КВБ-3	13,2	0,154	0,0061	69
КВБ-4	16,7	0,195	0,0061	85
КВБ-5	20,9	0,244	0,0076	106
КВБ-6	25,3	0,295	0,0076	125
КВБ-7	30,4	0,354	0,0092	152
КВБ-8	35,7	0,416	0,0092	174
КВБ-9	41,6	0,486	0,0107	201
КВБ-10	47,8	0,558	0,0107	224

Т а б л и ц а VI.2

Конструктивные размеры калориферов КВБ¹

Модель и номер калорифера	Размеры (см. рис. VI.1, а)								Трубная резьба штуцеров, дюймы	n ₁	n ₂
	A	A ₁	A ₂	A ₃	B	B ₁	B ₂	B ₃			
КВБ-2	560	600	624	760	360	390	412	290	1 1/4	3	4
КВБ-3	560	600	624	780	480	510	532	390	1 1/2	4	4
КВБ-4	710	750	774	930	480	510	532	390	1 1/2	4	5
КВБ-5	710	750	774	930	600	640	662	520	2	5	5
КВБ-6	860	900	924	1080	600	640	662	520	2	5	6
КВБ-7	860	900	924	1100	720	760	782	630	2 1/2	6	6
КВБ-8	1010	1050	1074	1250	720	760	782	630	2 1/3	6	7
КВБ-9	1010	1050	1074	1250	840	880	902	750	2 1/2	7	7
КВБ-10	1160	1200	1224	1400	840	880	902	750	2 1/2	7	9

¹ Справочник проектировщика, ч. II. Вентиляция и кондиционирование воздуха. — М.: Стройиздат, 1978. — 509 с.

Основной задачей расчета калорифера является определение площади его поверхности нагрева. Этот расчет аналогичен расчету любого теплообменного аппарата рекуперативного типа. Площадь поверхности нагрева определяют по уравнению

$$Q = k \Delta t_{cp} F, \quad (VI.1)$$

где Q — расчетное количество теплоты, необходимое для подогрева воздуха, кВт (известно из теплового расчета сушилки); k — коэффициент теплопередачи от греющего теплоносителя к воздуху, Вт/(м²·К); Δt_{cp} — средний температурный напор, или средняя для всей поверхности нагрева разность температур греющего теплоносителя и воздуха, °С.

Из этой формулы необходимая площадь поверхности нагрева (в м²)

$$F = Q / (k \Delta t_{cp}). \quad (VI.2)$$

Таблица VI.3

Технические данные калориферов КФБО

Модель и номер калорифера	Площадь поверхности нагрева, м ²	Площадь живого сечения, м ²		Масса с оцинковкой, кг
		по воздуху	по теплоносителю	
КФБО-2	13,02	0,0913	0,0081	62,5
КФБО-3	16,28	0,112	0,01	77,8
КФБО-4	20,68	0,143	0,011	94,5
КФБО-5	26,88	0,182	0,0132	121
КФБО-6	32,55	0,222	0,0132	142
КФБО-7	40,06	0,271	0,0163	152,2
КФБО-8	47,04	0,318	0,0163	174,8
КФБО-9	55,86	0,375	0,0193	206,5
КФБО-10	64,29	0,431	0,0193	230,2
КФБО-11	71,06	0,475	0,0213	258

Таблица VI.4

Конструктивные размеры калориферов КФБО

Модель и номер калорифера	Размеры (см. рис. VI. 1, б)								Трубная резьба штуцера, дюймы	n ₁	n ₂
	A	A ₁	A ₂	A ₃	B	B ₁	B ₂	B ₃			
КФБО-2	560	600	620	760	375	390	412	290	1 1/2	3	4
КФБО-3	560	600	620	780	500	510	532	390	2	4	4
КФБО-4	710	750	770	930	500	510	532	390	2	4	5
КФБО-5	710	750	770	930	625	640	662	520	2	5	5
КФБО-6	860	900	920	1080	625	640	662	520	2	5	6
КФБО-7	860	900	920	1100	720	760	782	630	2 1/2	6	6
КФБО-8	1010	1050	1080	1250	710	760	782	630	2 1/2	6	7
КФБО-9	1010	1050	1080	1250	842	880	902	752	3	7	7
КФБО-10	1160	1200	1230	1400	842	880	902	725	3	7	9
КФБО-11	1160	1200	1230	1420	926	1010	1032	870	3	8	9

Средний температурный напор рассчитывается по формуле

$$\Delta t_{\text{ср}} = (\Delta t' - \Delta t'') / \ln (\Delta t' / \Delta t'') = (\Delta t' - \Delta t'') / 2,303 \lg (\Delta t' / \Delta t''), \quad (\text{VI.3})$$

где $\Delta t'$ — большая разность температур греющего теплоносителя и воздуха;
 $\Delta t''$ — меньшая разность этих температур ($\Delta t'' < \Delta t'$).

Эта формула для определения среднего логарифмического температурного напора применима как для прямого тока, так и для противотока.

Если $(\Delta t' / \Delta t'') < 2$, то логарифмическая кривая, изображающая изменение t , превращается почти в прямую линию, и величина $\Delta t_{\text{ср}}$ рассчитывается как среднее арифметическое значение $\Delta t'$ и $\Delta t''$:

$$\Delta t_{\text{ср}} = (\Delta t' + \Delta t'') / 2. \quad (\text{VI.4})$$

[В калориферах один из теплоносителей часто движется зигзагообразно (например, воздух в калорифере сушилки СБТ); однако

общее направление его движения совпадает с движением другого теплоносителя или направлено в другую сторону; в этом случае $\Delta t_{\text{ср}}$ рассчитывают по известным формулам для прямотока или противотока¹.

Коэффициент теплопередачи (в Вт/(м²·К)) рассчитывают по следующим формулам:

для плоской стенки

$$k = 1/(1/\alpha_1 + \delta/\lambda + 1/\alpha_2); \quad (\text{VI.5})$$

для трубы

$$k_{\text{тр}} = 1/(1/(\alpha_1 d_{\text{вн}}) + (1/2\lambda) \ln(d_{\text{нар}}/d_{\text{вн}}) + 1/(\alpha_2 d_{\text{нар}})). \quad (\text{VI.6})$$

$k_{\text{тр}}$ относится к 1 м трубы и называется линейным коэффициентом теплопередачи; $d_{\text{нар}}$ и $d_{\text{вн}}$ — наружный и внутренний диаметры трубы (в м).

Если вести расчет по $k_{\text{тр}}$, то формула (VI.1) примет для трубы вид

$$Q = k_{\text{тр}} \Delta t_{\text{ср}} \pi L, \quad (\text{VI.7})$$

где L — длина трубы, м.

Тогда площадь поверхности нагрева рассчитывается по формуле

$$F = \pi d_{\text{нар}} L = \pi d_{\text{нар}} Q / (k_{\text{тр}} \Delta t_{\text{ср}} \pi) = Q d_{\text{нар}} / (k_{\text{тр}} \Delta t_{\text{ср}}). \quad (\text{VI.8})$$

Если диаметр трубы намного больше толщины ее стенки, то k рассчитывается, как для плоской стенки. Для перехода от $k_{\text{тр}}$ к k пользуются таким уравнением:

$$\begin{aligned} Q &= k \Delta t_{\text{ср}} F = k_{\text{тр}} \Delta t_{\text{ср}} \pi L; \\ k &= k_{\text{тр}} \pi L / F, \end{aligned} \quad (\text{VI.9})$$

или

$$k = k_{\text{тр}} \pi L / \pi d_{\text{нар}} L = k_{\text{тр}} / d_{\text{нар}}. \quad (\text{VI.10})$$

Коэффициенты теплоотдачи α_1 и α_2 рассчитывают по известным формулам теплопередачи, которые обычно представляют в виде критериальной зависимости

$$\text{Nu} = f(\text{Re}^n \text{Pr}^m).$$

Для гладкотрубных калориферов при угле атаки 90° и $\text{Re} = 5 \cdot 10^3 \div 7 \cdot 10^4$ эта зависимость имеет вид (по Д. А. Литвинову)

$$\text{Nu} = C_1 C_2 \text{Re}^n, \quad (\text{VI.11})$$

где $\text{Nu} = \alpha_2 d / \lambda$; $\text{Re} = vd / \nu$; α_2 — коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к воздуху, Вт/(м²·К); λ — коэффициент теплопроводности воздуха, Вт/(м·К) (принимается из табл. III.2 в зависимости от средней температуры воздуха); d — наружный диаметр трубы, м; v — скорость воздуха в самом узком сечении пучка трубы, м/с; ν — коэффициент кинематической вязкости воз-

¹ Для сложных схем движения теплоносителей и перекрестного тока см. графики в справочниках по теплотехнике и теплопередаче.

духа, м²/с (находят в табл. III.2); C_1 — коэффициент, зависящий от расположения труб в калорифере (коридорное, шахматное) и от номера ряда труб (принимают по табл. VI.5); C_2 — коэффициент, зависящий от соотношения расстояния между трубами (шага S_1) в плоскости, перпендикулярной направлению потока воздуха, к диаметру трубы; при $S_1/d = 1,2 \div 3$ $C_2 = 1 + 0,1 S_1/d$; при $S_1/d > 3$ $C_2 = 1,3$; n — показатель степени (принимают по табл. VI.5).

Т а б л и ц а VI.5

Значения C_1 и n в формуле (VI.11)

Показатели	1-й ряд	2-й ряд	3-й и последующие ряды
C_1 при расположении труб			
коридорном	0,15	0,138	0,138
шахматном	0,15	0,20	0,255
n при расположении труб			
коридорном	0,60	0,65	0,65
шахматном	0,60	0,60	0,60

Скорость воздуха v зависит от объема проходящего воздуха (в м³/с) и площади живого сечения калорифера $F_{ж}$ (в м²).

Для гладкотрубного калорифера

$$F_{ж} = (a + 1) (S_1 - d) L, \quad (VI.12)$$

где a — число труб в одном ряду, перпендикулярном потоку воздуха; $(S_1 - d)$ — зазор между трубами, м; L — длина труб, м.

Так как для разных рядов труб калорифера коэффициент теплопередачи k имеет различные значения, то для расчета принимают среднее значение $k_{ср}$; при коридорном расположении труб

$$k_{ср} = [k_1 + (b - 1) k_2] / b; \quad (VI.13)$$

при шахматном расположении труб

$$k = [k_1 + k_2 + (b - 2) k_3] / b, \quad (VI.14)$$

где k_1, k_2, k_3 — коэффициенты теплопередачи для 1, 2 и 3-го ряда труб; b — число рядов труб в калорифере.

В газовых калориферах значение k зависит от скорости газов и воздуха и от их средней температуры. Расчеты показывают, что для гладкотрубных газовых калориферов, применяемых в сушильных установках пищевой промышленности (калориферы типа, ВНИИХП, СБТ), при скорости воздуха 5—10 м/с и скорости газов 12—15 м/с значение k может быть для приближенного расчета принято в пределах 9,2—17,4 Вт/(м²·К) или для трубы 2'' $k_{тр} \approx 0,46 \div 0,92$ Вт/(м·К).

Для паровых калориферов из ребристых труб (например, в сушилке типа КС-2) коэффициент теплопередачи может быть ориентировочно рассчитан по формуле

$$k = A v_0^a, \quad (VI.15)$$

где v_0 — скорость воздуха в самом узком сечении, отнесенная к 0 °С и 0,1 МПа.

Значения коэффициентов A и n приведены ниже.

Конструкция калорифера	Значения коэффициентов	
	A	n
Одиночные трубы	8,35	0,36
Батарея с коридорным расположением труб	10,21	0,40
Батарея с шахматным расположением труб	10,21	0,48

Для калориферов моделей КВБ и КФБО коэффициент теплопередачи $[в Вт/(м^2 \cdot К)]$ рассчитывается по формулам:
для паровых калориферов

$$k = A (v_p)^n; \quad (VI.16)$$

для водяных калориферов

$$k = A (v_p)^n (v_v)^m, \quad (VI.17)$$

где A , n , m — коэффициенты (значения их приведены в табл. VI.6); v_p — массовая скорость воздуха в живом сечении калорифера, $кг/(м^2 \cdot с)$; v_v — скорость воды, $м/с$.

Таблица VI.6

Значения коэффициентов A , n , m в формуле (VI.17)

Коэффициенты	Тип и модель калорифера					
	паровой		водяной при $v_v = 0,02 + 0,25 м/с$		водяной при $v_v = 0,25 + 1 м/с$	
	КВБ	КФБО	КВБ	КФБО	КВБ	КФБО
A	17,75	16,47	21,41	20,76	17,75	14,73
n	0,351	0,456	0,257	0,381	0,34	0,517
m	—	—	0,192	0,178	0,49	0,133

УСТАНОВКИ ДЛЯ ПРЕДВАРИТЕЛЬНОГО НАГРЕВАНИЯ МАТЕРИАЛА ПЕРЕД СУШКОЙ

Как было сказано выше, предварительное нагревание продуктов и материалов перед сушкой является одним из эффективных методов повышения интенсивности процессов сушки. При этом значительно повышается коэффициент диффузии влаги внутри материала, и в связи с повышением интенсивности внутреннего переноса влаги появляется возможность создать более жесткий режим в сушильной камере. Наряду с этим предварительный нагрев материала (например, зерна) в рециркуляционно-изотермических установках обеспечивает значительное сокращение количества циклов рециркуляции и снижение энергетических затрат. В качестве примера установок для предварительного нагрева зерна приводим расчетные характеристики нагревателей различных типов, по данным Н. В. Остапчука и А. М. Пизика (табл. VI.7)*.

* Остапчук Н. В., Пизик А. М. Подогреватели для зерна. ЦНИИТЭИ Минзага СССР, Элеваторная промышленность, вып. 9, 1981, 27 с.

Сравнительные технические характеристики подогревателей для зерна

Показатели	Типы зерносушилки				
	пневмогазовая	РД-2х25	«Целинная-50»	ПРЗ-50	ДСП-32
Тип тормозящего элемента	—	Ø57 мм	Труба	Шары Ø150 мм	Решетчатые полки
Количество тормозящих элементов, шт.	—	149	124	900	16
Металлоемкость, т	2,13	3,31	1,74	1,65	0,9
Вид потока материала	Противоточная газозвесь в нагревателях каскадного типа				
Количество поступающего теплоносителя, м ³ /ч	100 000	47 500	55 000	50 000	21 000
Средняя скорость теплоносителя, м/с	25—30	6—8	6—8	5—7	4—7
Температура теплоносителя, °С					
на входе	250—300	300—350	320—350	250—270	180—220
на выходе	—	70—90	90—98	65—85	58—65
Время прохождения зерном камеры нагрева, мин	—	2—3	2—3	3—4	10—12
Съем влаги за один проход, %	1,6	1,8	—	—	0,4—0,6
КПД подогревателя, %	—	77	77	78	77
Скорость движения зерна, м/с	25—30	1,8—2,0	1,8—2,1	2,0	1,0—1,2

Скорость нагрева зерна в пневмотрубе при скорости воздуха 25—30 м/с весьма значительна, однако при этом возможно травмирование зерна и велики затраты энергии. Широкое практическое применение получили нагреватели каскадного типа (рис. VI.2), причем эффективность работы повышается при расположении тормозящих элементов по схеме двух параллельных каскадов (схема а). При этом повышается коэффициент заполнения

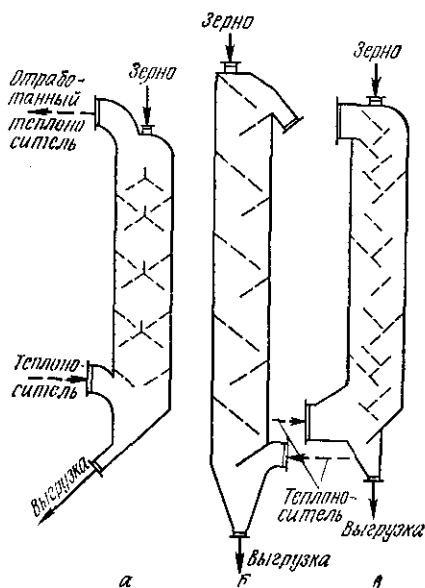


Рис. VI.2. Схемы каскадных подогревателей для дисперсных продуктов (зерно)

нагревателя зерном при уменьшении толщины продуваемого слоя и увеличении продолжительности пребывания зерна в камере нагрева. Авторы рекомендуют при проектировании нагревателей для зерна стремиться к достижению объемной концентрации $3 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{м}^3$, в то время как в применяемых в настоящее время нагревателях концентрация составляет $0,8 \cdot 10^{-2} \div 1,5 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{м}^3$. В этом плане более перспективно применение аппаратов роторного типа с нагреванием зерна в псевдоожиженном слое, в которых может быть достигнута значительная концентрация материала. Испытание такого нагревателя, разработанного ВНИИЗом, дало положительные результаты.

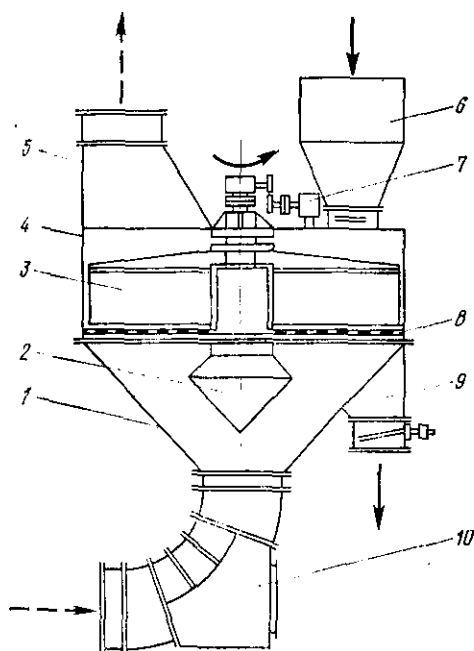


Рис. VI.3. Роторный нагреватель для зерна:

1 — газонапорная камера; 2 — конус; 3 — ротор; 4 — рабочая камера; 5 — газоотводящий патрубок; 6 — питающий бункер; 7 — привод ротора; 8 — газораспределительная решетка; 9 — разгрузочный патрубок; 10 — газоподводящий патрубок

Испытания нагревателя с псевдооживленным слоем проведены при реконструкции зерносушилки ДСП-32 от на рециркуляционно-изотермический способ сушки в период заготовок 1979—1982 гг. на Воскресенской базе хлебопродуктов Московской области на зерне пшеницы и зерносмеси пшеницы и ячменя.

Основным элементом реконструкции зерносушилки является нагреватель зерна роторного типа с псевдооживленным слоем. Аппарат установлен рядом со зданием сушилки и работает под разрежением. Теплоноситель поступает из газохода топки зерносушилки, проходит через псевдооживленный слой зерна и вентилятором среднего давления подается для очистки в циклоны.

Аппарат (рис. IV.3) состоит из рабочей камеры, внутри которой расположен двенадцатилопастный ротор, нагнетательной камеры, отделенной от рабочей камеры воздухораспределительной решеткой, сепарационной камеры, установленной на крышке рабочей камеры, устройств для загрузки и выгрузки зерна и привода ротора.

Влажность зерна до нагревателя составляла 19,7—24,2 % к общей массе, среднее снижение влажности зерна в процессе нагрева—0,8 %. Температура зерна до нагревателя 22—24 °С, после нагревателя 40—50 °С, температура сушильного агента до нагревателя 135—150 °С, после нагревателя 45—50 °С. Высота слоя зерна в нагревателе 0,1—0,15 м, продолжительность нагрева — 30 с.

Применение рециркуляционно-изотермического способа сушки позволило увеличить производительность зерносушилки до 40,5 т/ч в плановом исчислении, удельный расход электроэнергии составил 2,7 кВт·ч/пл. т, удельный расход топлива, приведенный к 10 °С по зерну и воздуху,— 10,1 кг усл. топлива/пл. т.

ТЕПЛООБМЕННИКИ И УСТРОЙСТВА, ИСПОЛЬЗУЕМЫЕ ДЛЯ УТИЛИЗАЦИИ ТЕПЛОТЫ УХОДЯЩИХ СУШИЛЬНЫХ АГЕНТОВ

Отработанные сушильные агенты, уходящие из сушильных камер установок пищевой промышленности, обладают значительной энтальпией, что обуславливает целесообразность использования их как источников вторичных энергоресурсов. Этой актуальной проблеме по использованию теплоты низкотемпературных парогазовых теплоносителей посвящены работы чл.-корр. АН БССР Б. М. Смольского.

Важно учесть, что в отработанных сушильных агентах содержится значительное количество пара, при конденсации которого выделяется соответствующая теплота при высоких значениях коэффициента теплообмена. Так, например, прирост энтальпии уходящего сушильного агента за счет теплоты содержащегося в нем пара составляет примерно (в тыс. кДж/ч): для зерносушилок различных типов 2000—8400; для установок для сушки сахара-песка

200—520; для сухарных сушилок 240—800; для дрожжевых сушилок 300—600; для макаронных сушилок 240—960.

По данным Б. М. Смольского, общее количество теплоты, которое содержится в уходящих сушильных агентах, приведено в табл. VI.8.

В качестве утилизаторов теплоты применяют различные типы теплообменников и специальных устройств:

- 1) регенераторы — вращающиеся, статические с насадками, пластинчатые;
- 2) рекуператоры — пластинчатые, трубчатые, с промежуточным теплоносителем;
- 3) тепловые насосы;
- 4) многокамерные (башенные), с промежуточным теплоносителем;
- 5) теплообменники с тепловыми трубами статические и центробежные.

Интересная работа по созданию утилизаторов тепла уходящего сушильного агента с использованием теплоты конденсации пара проведена Б. Н. Бояджиевым (БНР).

Описание указанных устройств и методика их расчета приводятся в специальной литературе (см. список литературы).

Наибольшее применение имеют утилизаторы рекуперативного типа. Для расчета устройств рекуперативного типа применяется описанная выше типовая методика. Естественно стремление максимально повысить интенсивность теплопередачи в установках-утилизаторах. Однако при этом, как обоснованно указывает Б. М. Смольский, следует учесть, что при увеличении скорости теплоносителя резко возрастают гидравлические потери и соответственно увеличивается расход энергии. В качестве показателя энергетической эффективности таких теплообменников он применяет производный критерий в виде отношений критериев Нуссельта и Эйлера:

$$\kappa = Nu/Eu = \alpha d \rho v^2 / (\lambda \Delta p), \quad (VI.18)$$

или

$$\kappa = St/Eu,$$

где критерий Стантона, являющийся отношением критериев Нуссельта и Пекле,

$$St = Nu/Pe = Nu / (RePr)$$

характеризует соотношение интенсивности внешнего теплообмена (Nu) и теплофизических характеристик среды (Pr) при вынужденном ее движении (Re).

Характеристики тепловых насосов для сушильных установок

Применение теплонасосных установок (ТНУ) открывает перспективы повышения энергетической эффективности сушильных

Характеристики сушильных установок для пищевых продуктов

Назначение сушильной установки	Марка сушильной установки	Производительность по высушенному материалу, кг/ч	Влажность материала, %		Уходящие газы						Количество испаренной влаги, кг/ч	Расход теплоты, отнесенный к 1 кг испаренной влаги, кДж/кг	Количество теплоты в уходящих газах, кДж/ч
			начальная	конечная	Количество, кг/ч	t, °C	φ, %	d, г/кг	t, кДж/кг				
Линия прессования и сушки сахара-рафинада	А-1-ПРА	3100	2	0,2	—	45	—	—	—	62	7120	—	
Для сушки сахара-песка (двухбаранная)	СК-1	4600	1	0,05	8 000	70	10	20	125,7	80	8 380	1 005 600	
Камерная для сухарей	КС-2М	150	47	11	9 900	До 99	16	91	347,8	100	7 160	4 148 100	
Паровая конвейерная для сушки короткорезанных изделий	СПК-4Г15	150	32	8	2 500	45	85	60	188,5	55	—	473 470	
То же (ракушка)	СПК-4Г30	300	32	8	4 400	45	85	55,5	188,5	110	—	829 620	
» (лапша)	СПК-4Г45	450	35	8	8 000	45	85	55,5	188,5	200	—	1 508 400	
» (вермишель)	СПК-4Г90	900	35	8	14 000	45	80	52	180,2	680	5 531	2 514 000	
Для дрожжей	А1-ВГС	80—100	69—74	8—9	25 100	30	65	17,24	72,2	212	—	1 864 000	

устройств¹. В последнее время этот вопрос освещался в ряде литературных источников. Обзор по использованию тепловых насосов для сушки зерна выполнен Э. М. Файнзилбером.

Как известно, ТНУ состоит из тех же основных элементов, что и холодильная установка (испаритель, компрессор, конденсатор), и работает по термодинамическому циклу, обратному тепловому двигателю. В тепловом двигателе происходит частичное преобразование теплоты Q_1 «горячего» источника с температурой T_1 в работу L с коэффициентом полезного действия $\eta_{\text{эн}} = (L/Q_1) < 1$, а значительная часть теплоты $Q_2 = Q_1 - L$ теряется и отдается «холодному» источнику, имеющему более низкую температуру T_2 . В тепловом насосе происходит обратный термодинамический процесс: теплота Q_2 внешней среды (которой может быть наружный воздух или отработанный сушильный агент) с низшего температурного уровня T_2 в результате затраты механической энергии L в компрессоре переходит на более высокий уровень T_1 , с которым рабочее тело (активный сушильный агент) поступает в рабочую камеру с теплотой $Q_1 = Q_2 + L$.

Коэффициент энергетической эффективности ТНУ является величиной, обратной энергетическому КПД теплового двигателя

$$\Phi = (Q_1/L) > 1. \quad (\text{VI.19})$$

Если для теплового двигателя $\eta_{\text{эн}}$, как для прямого цикла Карно $\eta_{\text{эн}} = (T_1 - T_2)/T_1$, повышается с увеличением разности $T_1 - T_2$, то для ТНУ $\Phi = Q_1/(Q_1 - Q_2) = T_1/(T_1 - T_2)$, и поэтому целесообразно обеспечить минимальную разность температур $T_1 - T_2$, т. е. использовать в ТНУ источник с повышенной температурой T_2 , которым может являться, как было указано, отработанный сушильный агент, имеющий при этом значительное влагосодержание в виде пара, использование теплоты конденсации которого может дать значительный эффект.

На рис. VI.4 показаны принципиальная схема теплонасосной сушильной установки с воздушным теплообменником-рекуператором и основные параметры протекающего в ней процесса в $I-d$ -диаграмме².

Рабочее тело (хладагент) всасывается компрессором, сжимается до давления конденсации P_k и направляется в конденсатор. Конденсируясь, оно отдает теплоту сушильному агенту, а затем направляется в регулирующий вентиль, где дросселируется до давления P_0 . С этим давлением рабочее тело поступает в испаритель и испаряется за счет теплоты отработанного сушильного агента (воздуха), который охлаждается ниже точки росы и при этом осушается. Отделение выделившейся влаги происходит во влагоотделителе (сепараторе), после которого воздух попадает в теплообменник-рекуператор. Здесь происходит его предварительный нагрев. Затем воздух направляется в конденсатор теплового насоса и нагревается до требуемой температуры, с которой он вентилятором подается в сушильную камеру. Отработанный

¹ Следует отметить, что понятие «тепловой насос» является условным. Как указывают Е. Я. Соколов и В. М. Бродянский (Энергетические основы трансформации тепла и процессов охлаждения. — М.: Энергоиздат, 1981. — 320 с.), термин «тепловой насос» не отражает существа физических процессов в трансформаторе теплоты, поскольку, как известно, теплота — не материальная субстанция, которую можно «перекачивать».

² Чайченец Н. С., Тауасаров Ш. У., Устинов С. В. Сушка риса с применением теплового насоса. Библ. указ. ВИНТИ, М., 1983, № 11, (145), с. 129.

ный сушильный агент проходит через теплообменник, где за счет его теплоты происходит предварительный нагрев воздуха и далее поступает в испаритель, охлаждается и осушается.

Применение воздушного теплообменника-рекуператора снижает нагрузку на конденсатор теплового насоса, что повышает энергетическую эффективность установки. Теплонасосные установки могут работать в режиме полной рециркуляции или с выбросом части отработанного воздуха. В некоторых схемах («разомкнутых по воздуху») отработанный сушильный агент поступает в испаритель, а в конденсаторе нагревается только наружный

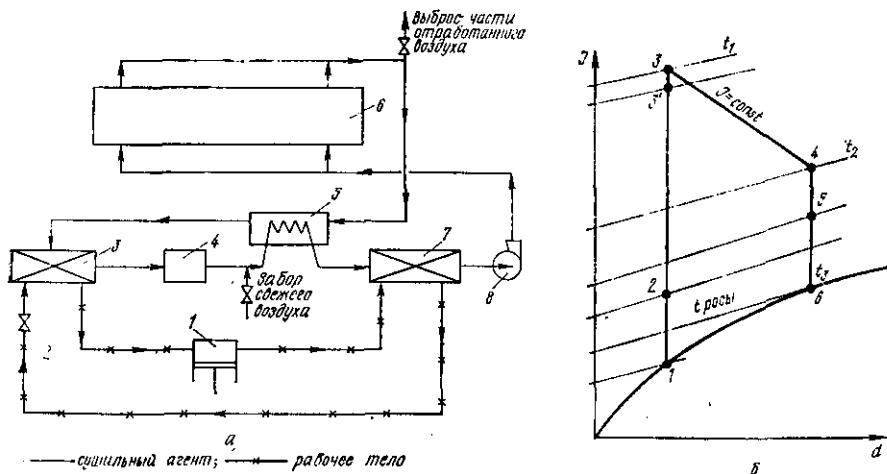


Рис. VI.4. Сушильная установка с тепловым насосом:

a — принципиальная схема ТНСУ установки с воздушным теплообменником: 1 — компрессор; 2 — регулирующий вентиль; 3 — испаритель рабочего тела (охладитель и осушитель воздуха); 4 — сепаратор (для отделения сконденсированного из воздуха пара); 5 — теплообменник-рекуператор (для предварительного нагрева поступающего воздуха); 6 — сушильная камера; 7 — конденсатор рабочего тела (основной нагреватель воздуха); 8 — вентилятор; b — изображение процесса, протекающего в ТНСУ с воздушным теплообменником в $p-t$ -диаграмме; процесс 1-2 — предварительный нагрев воздуха в теплообменнике-рекуператоре; 2-3 — основной нагрев воздуха в конденсаторе; 3-4 — дополнительный нагрев воздуха в вентиляторе; 4-5 — увлажнение и охлаждение воздуха в сушильной камере; 5-6 — охлаждение воздуха в теплообменнике; 6-1 — охлаждение и осушение воздуха в испарителе и сепараторе

воздух, поступающий затем в сушильную камеру. При подаче в испаритель только наружного воздуха энергетическая эффективность применения ТНСУ снижается примерно на 25 %. При этом возможно также обмораживание испарителя.

За последние годы теплонасосные сушильные установки (ТНСУ) начинают применяться в ряде стран (Швейцария, ФРГ, США и др.) для обезвоживания различных материалов и, в частности, сельскохозяйственных продуктов.

Так, Г. Д. Кутибах приводит данные по промышленной установке для сушки кукурузы (при снижении влажности с 33,5 до 14 %), работающей в режиме полной рециркуляции воздуха (охлаждение и осушение в испарителе, нагревание до 44 °C в конденсаторе теплового насоса), согласно которым применение теплового насоса дало возможность уменьшить расход энергии на 30 %¹.

Отмечено также, что для окупаемости капитальных затрат на установку теплового насоса эксплуатационный период сушки сельскохозяйственных продуктов должен быть максимально удлинен.

В этом плане мы считаем целесообразным применить комплексные методы сохранения зерна (холод, регулируемая газовая среда, активное вентилирование и др.) перед сушкой, с тем чтобы продлить сроки работы зерносушильных установок.

В СССР имеется положительный опыт исследований по применению ТНСУ, выполненных в Мелитопольском институте механизации сельского хозяйства. Агрегат создан на базе серийного холодильного агрегата АҚ-ФВ-4 (Мелитопольский завод холодильных машин) с установкой дополнительного воздушного конденсатора и осевого вентилятора. В агрегате реализована замкнутая по воздуху схема: отработанный сушильный агент (воздух) охлаждался и осушался в камере, окружавшей испаритель, и затем поступал в рубашку компрессора, где предварительно нагревался при охлаждении цилиндров компрессора и электродвигателя.

Основной нагрев воздуха происходил в конденсаторе, после чего он поступал в сушильную камеру, и далее цикл повторялся. В качестве рабочего тела холодильной установки (хладагента) использовался фреон-142, имеющий более высокую, чем фреон-12, температуру конденсации. При давлении фреона после компрессора в пределах 0,6—1,1 МПа температура нагрева воздуха при сушке семенной кукурузы достигала соответственно 39—67 °С.

Анализ указанных выше работ свидетельствует о том, что можно достигнуть в ТНСУ повышения температуры сушильного агента (воздуха) до 60—80 °С. При необходимости получения более высоких температур, очевидно, целесообразно применять другие рабочие тела или комбинировать нагревание воздуха в ТНСУ с другими методами энергоподвода.

В работе, выполненной А. Ф. Сафаровым под руководством автора, получены положительные технико-экономические результаты при комплексном использовании солнечной энергии и теплового насоса для сушки винограда.

Аналогичный коэффициенту ϕ коэффициент преобразования (трансформации) энергии, представляющий собой отношение энергии, переданной сушильному агенту в конденсаторе ($Q_{\text{конд}}$), к энергии, израсходованной в компрессоре теплового насоса ($N_{\text{т. н}}$), по данным испытаний опытной установки в производственных условиях, составил

$$\text{КОП} = Q_{\text{конд}}/N_{\text{т. н}} \approx 4,5—5,4.$$

О значительных перспективах экономии энергии за счет применения ТНСУ свидетельствуют масштабы их развития²; так, в сельском хозяйстве ФРГ работает большое количество ТНСУ.

¹ K u t z b a c h H. D. Einsatz von Wärmepumpen bei der Körnerfrucht-trocknung. — Die Mühle und Mischfuttermitteltechnik, 1978, vol 115, N 38, s. 553.

² Материалы конференции HEA «Electrische Wärmepumpen», ФРГ, 1980.

Значительные исследования } по применению } ТНУ в чайной промышленности проведены чл.-корр. ГССР В. И. Гомелаури и С. Ш. Везиришвили (ГПИ).

Тепловые трубы в утилизаторах теплоты уходящих сушильных агентов

Одним из перспективных способов повышения энергетической эффективности сушильных установок является применение тепловых труб для утилизации теплоты отработанного воздуха. Тепло-

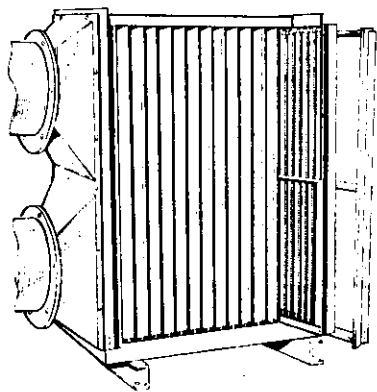


Рис. VI.5. Тепловые трубы в утилизаторе сушильной установки

вые трубы устанавливаются в калорифере вертикально, внутри труб происходит непрерывный процесс испарения и конденсации рабочего тела при высоких значениях коэффициента теплоотдачи. На рис. VI.5 показан общий вид установки тепловых труб в калорифере утилизаторе сушилки, разработанной в Высшей технической школе г. Карл-Маркс-Штадте (ГДР). Указанные перспективные работы проводятся под руководством проф. Мармая, которым разработана программа расчета на ЭВМ параметров установки тепловых труб.

В нижней части труб происходит испарение рабочего тела за счет теплоты отработанного сушильного агента, а в верхней части — конденсация с отдачей теплоты воздуху, направляемому в сушильную камеру. В зависимости от требуемой температуры в качестве рабочего тела применяются фреон, дистиллированная вода, высококипящие органические теплоносители — дифенил, дифенилоксид и др. В указанной установке применены трубы диаметром 19/15 мм, высота ребра 8 мм. Как видно из рис. VI.5, трубы установлены на выдвигаемых панелях.

В случае необходимости значительного повышения температуры воздух после прохождения тепловых труб направляется в дополнительный калорифер.

ДАННЫЕ ДЛЯ РАСЧЕТА ТОПОЧНЫХ УСТРОЙСТВ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

В топках сушильных установок поддерживается более низкая температура горения, чем в топках паровых котлов. В сушилках пищевой промышленности температура сушильного агента обычно

не превышает 130—160 °С. Только в пневмогазовых сушилках для зерна температура сушильного агента составляет 250—400 °С и в барабанных сушилках для жома — 700—900 °С. Поэтому, как правило, топочные газы смешиваются с воздухом.

Конструкции топок зависят от вида сжигаемого топлива. Ниже приведены рекомендуемые видимые тепловые напряжения топочного пространства Q/V и зеркала горения (колосниковой решетки) Q/R для топок к сушилкам, величина которых несколько ниже, чем для топок котельных установок, где $Q = BQ_p''$ (B — расход топлива в единицу времени; Q_p'' — низшая теплота сгорания (на рабочую массу).

Тепловое напряжение топочного пространства в топках для сушилок

Вид топлива	Q/V , тыс. кДж (м³·ч)
Генераторный и природный газ	1260—1466
Мазут	838—1090
Торф, дрова	838—1047
Каменные угли с большим содержанием летучих	1047—1260
Антрациты и тощие угли	1047—1260
Подмосковный уголь	628—838
Опилки и другие отходы лесопиления, шелуха, костра, лузга и т. п.	628—838
Пыль подмосковного угля	628—838
Топливо с содержанием летучих 35 % в шахтно-мельничных топках	628—838
То же, с содержанием летучих 16—35 %	838—1047

Наиболее простыми по конструкции являются топочные устройства для сжигания жидкого или газообразного топлива. В этих устройствах в топочной камере устанавливают одну или несколько форсунок или горелок. Конструкции этих устройств и методика их расчета описаны в специальной литературе¹.

Тепловое напряжение колосниковой решетки в топках для сушилок

Тип топок и вид топлива	Q/R , тыс. кДж (м²·ч)
Ручные колосниковые решетки горизонтальные	
дрова и кусковой торф до влажности 50 %	2515—3350
бурые угли типа подмосковных	2095—2930
тощие каменные угли (слой 125 мм)	2095—2515
антрацит АС (слой 80 мм)	2010—2515
антрацит АШ	1675—2095
ПЖ	2305—2830
челябинские и кизеловские угли	2095—2515
печорские угли	2515—2930

¹ Применительно к тепловым агрегатам пищевой промышленности эти данные приведены в книге А. А. Завьялова «Повышение эффективности использования жидкого топлива в хлебопекарных печах» (М.: Легкая и пищевая промышленность, 1982.— 241 с.). См. также: Сидельковский Л. Н., Юренев В. Н. «Парогенераторы промышленных предприятий» (М.: Энергия, 1978.— 336 с.); Бакластов А. М., Горбенко В. А., Удыма П. Г. «Проектирование, монтаж и эксплуатация тепломассообменных установок» (М.: Энергоиздат, 1981.— 336 с.).

Наклонные колосниковые решетки	1260—2100
опилки и отходы лесопиления	840—1470
шелуха, лузга и костра	3024—5040
Шахтные топки—дрова и торф	

В качестве предельных значений Q/V и Q/R можно ориентироваться на соответствующие нормативы, рекомендуемые для котельных агрегатов¹.

Для слоевых топок при сжигании основных видов твердого топлива $Q/V \leq (830 \div 1250) 10^3$ кДж/(м³·ч); $Q/R \leq (3300 \div 4190) \times 10^3$ кДж/(м²·ч); при сжигании мазута (потеря теплоты от химического недожога $q_3 = 0,5\%$) $Q/V \leq 1040 \cdot 10^3$ кДж/(м³·ч); при сжигании природного, попутного или коксового газа $Q/V \leq (1250 \div 1670) 10^3$ кДж/(м³·ч); при сжигании доменного газа $Q/V \leq 830 \cdot 10^3$ кДж/(м³·ч).

Расчет топок тепловых установок производится по указанному нормативному методу, который объединяет метод Гурвича и метод ЭНИН АН СССР. Развитие методов расчета теплообмена в топках дано в работе С. С. Филимонова², который предложил заменить систему уравнений, описывающих теплообмен в топках, выражением

$$\theta_{\tau}^4 = f(\theta_{\phi}^4 - \theta_{\text{заг}}^4), \quad (\text{VI.20})$$

где θ_{τ} , θ_{ϕ} , $\theta_{\text{заг}}$ — безразмерные температуры газов, уходящих из топки, факела и загрязнений стенок экранов.

В. И. Маклюков³ вместо безразмерной температуры $\theta_{\text{заг}}$ вводит безразмерную температуру стенок камеры сгорания $\theta_{\text{сг}}$ (что может быть применено и к топкам теплогенераторов сушильных установок) и получает зависимость

$$\theta_{\phi}^4 - \theta_{\text{сг}}^4 = c\theta_{\tau}^m, \quad (\text{VI.21})$$

где c , m — коэффициенты, определенные автором экспериментально; $c = 0,82$; $m = -3$.

Указанное выражение может быть использовано для определения температуры стенок топочной камеры $T_{\text{сг}}$ в установках с рециркуляцией газа, что очень важно для обоснования выбора соответствующего этой температуре жаропрочного материала.

Основное уравнение для расчета теплообмена в камерах сгора-

¹ Тепловой расчет котельных агрегатов (нормативный метод); под ред. Н. В. Кузнецова, В. В. Митора, И. Е. Дубровского, Э. С. Карасиной. — М.: Энергия, 1973. — 296 с.

² Филимонов С. С. Метод расчета теплообмена в топочных камерах. — В кн.: Двухфазные потоки и вопросы теплообмена. — М.: Наука, 1970., с. 82—97.

³ Маклюков В. И., Маклюков В. И. Промышленные печи хлебопекарного и кондитерского производства. — М.: Легкая и пищевая промышленность, 1983. — 271 с.

ния и топочных устройствах с рециркуляцией продуктов сгорания имеет вид

$$(Bo/a_T)[(1 - \theta_T)/\theta_T^4] = c\theta_T^m, \quad (VI.22)$$

где Bo — критерий Больцмана; a_T — степень черноты топки (рассчитывается по нормативному методу); остальные обозначения известны.

Отсюда

$$\theta_T = 1/(0,82a_T Bo^{-1} + 1). \quad (VI.23)$$

Для инженерных расчетов В. И. Маклюковым составлена номограмма (рис. VI.6), по которой можно определить основные параметры работы топки печи с рециркуляцией продуктов сгорания при сжигании природного газа ($Q_n = 35\,539$ кДж/м³).

ОСНОВЫ РАСЧЕТА ВЕНТИЛЯЦИОННОЙ СИСТЕМЫ И ВЫБОР ВЕНТИЛЯТОРА ДЛЯ СУШИЛЬНОЙ УСТАНОВКИ

Вентилятор для сушильной установки выбирают в зависимости от максимального объема перемещаемого воздуха V (в м³/ч) и потребного давления H (в Па), которое должно преодолевать сопротивление всей системы и обеспечить перемещение воздуха с заданной скоростью.

Полное давление H рассчитывают по формуле

$$H = \Delta S + h_{дин}, \quad (VI.24)$$

где ΔS — статическое давление, потребное для преодоления гидравлического сопротивления системы, Па; $h_{дин}$ — динамическое (или скоростное) давление, необходимое для создания требуемой скорости на выходе из системы, Па¹.

$$h_{дин} = \gamma v_B^2 / (2g), \quad (VI.25)$$

где γ — удельный вес воздуха, Н/м³; v_B — средняя скорость воздуха, м/с; g — ускорение свободного падения ($g = 9,81$ м/с²).

Гидравлическое сопротивление системы

$$\Delta S = \sum R + \sum z + \Delta S_{кал} + \Delta S_{с.к}, \quad (VI.26)$$

где $\sum R$ — сумма сопротивлений трения в воздуховодах; $\sum z$ — сумма местных сопротивлений (повороты, вход в трубу, выход и т. п.); $\Delta S_{кал}$ — сопротивление воздушного тракта в калорифере; $\Delta S_{с.к}$ — сопротивление движению газа при обтекании материала в сушильной камере.

Сопротивление трения в воздуховодах определяется по формуле

$$\sum R = \sum [f (l/d) \gamma v^2 / 2g], \quad (VI.27)$$

где f — коэффициент сопротивления трения, зависящий от значения критерия Re ; l — длина воздуховода; d — диаметр воздуховода.

¹ При рециркуляционной системе, когда наружу выбрасывается небольшое количество воздуха, $h_{дин}$ не учитывается. Также не учитывается сопротивление параллельных ответвлений, как, например, участки выброса воздуха, забора его и т. п.

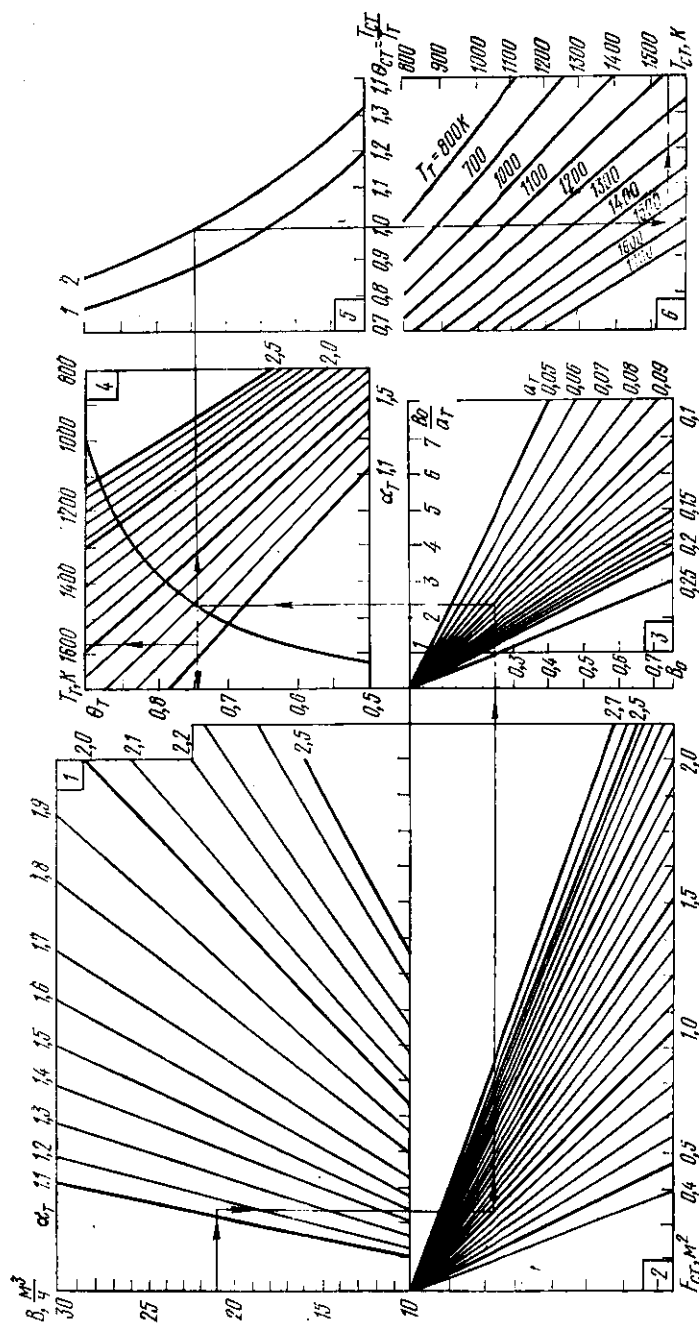


Рис. V1.6. Нограмма для расчета температуры продуктов сгорания в выходном сечении камеры сгорания газа T_r и температуры внутренней стенки камеры $T_{ст}$ в зависимости от расхода топлива B , коэффициента избытка воздуха в топке α_r , площади поверхности внутренних стенок камеры $F_{ст}$, степени черноты топки α_r при сжигании газа с теплотой сгорания $Q_{в}^c = 35539 \text{ кДж/м}^3$. Пример расчета: исходные данные $B = 21,1 \text{ м}^3/\text{ч}$; $\alpha_r = 1,15$; $F_{ст} = 0,976 \text{ м}^2$; $\alpha_r = 0,1$; результаты расчета $T_r = 1570 \text{ К}$; $T_{ст} = 1550 \text{ К}$ (может быть решена и обратная задача: при заданных параметрах работы топки определяется значение $F_{ст}$)

Для гладких железных труб f может рассчитываться по формуле Г. К. Филоненко (при $Re > 5000$).

$$f = 0,303 / (\lg Re - 0,9)^2. \quad (VI.28)$$

Для облегчения расчетов составлены специальные номограммы и таблицы, по которым находят R_1 (сопротивление 1 м трубы) и скоростной напор $\gamma v^2/2g$ в зависимости от количества воздуха (в м³/ч) и диаметра воздуховода (d) (v — средняя скорость воздуха на рассчитываемом участке трубы). Для воздуховода прямоугольного сечения ($a \times b$) в расчет вводят эквивалентный диаметр

$$d_{\text{экв}} = 2ab/(a + b). \quad (VI.29)$$

Сумма сопротивлений трения в воздуховодах

$$\sum R = \sum R_1 l,$$

где l — длина рассчитываемого участка.

Потери на трение в кирпичных каналах примерно в 2—3 раза больше, чем в железных, из-за шероховатости поверхности. Потери напора на местные сопротивления рассчитывают по формуле

$$\sum z = \sum (\xi \gamma v^2/2g), \quad (IV.30)$$

здесь ξ — коэффициент местного сопротивления (берется по таблицам).

Значения $\gamma v^2/2g$ берутся из таблиц для удельного веса воздуха при $t = 20^\circ\text{C}$. Поправка η на изменение удельного веса воздуха зависит от температуры.

Тогда

$$\sum z = \sum (\xi \gamma_{20^\circ} v^2/2g) \eta. \quad (VI.30')$$

Сопротивление калорифера зависит от его конструкции и скорости воздуха и может быть определено по приведенным ниже формулам. Для гладкотрубных калориферов сопротивление рассчитывается по известной формуле

$$\Delta S_{\text{кал}} = \xi \gamma v^2/2g; \quad (VI.31)$$

значение ξ может определяться по формулам К. С. Морозова.

Для пучков труб с шахматным расположением при $S_1/d < S_2/d$

$$\xi = (4 + 6,6b) Re^{-0,28} \quad (VI.32)$$

при $S_1/d > S_2/d$

$$\xi = (5,4 + 3,4b) Re^{-0,28}. \quad (VI.33)$$

Для пучков труб с коридорным расположением труб

$$\xi = (6 + 9b) (S_1/d)^{-0,23} Re^{-0,26}. \quad (VI.34)$$

В этих формулах b — число рядов труб в направлении движения воздуха; S_1 — расстояние между осями труб в плоскости, перпендикулярной направлению потока воздуха; S_2 — то же, в плоскости, параллельной току воздуха.

Скорость воздуха v относится к самому узкому сечению воздушного тракта в калорифере.

По данным расчетов для огневого калорифера ВНИИХПа, $\Delta S_{\text{кал}}$ составляет ≈ 220 Па. Для предварительных расчетов можно принять, что для газовых калориферов подобного типа в зависимости от скорости воздуха $\Delta S_{\text{кал}} \approx 150 \div 250$ Па.

Для ребристого чугунного калорифера, представляющего собой батарею из четырех рядов труб, расположенных в шахматном порядке, по данным ВТИ,

$$\Delta S_{\text{кал}} = 0,16v_0^{1,8}, \quad (\text{VI.35})$$

где v_0 — скорость в самом узком сечении, отнесенная к температуре 0°C и давлению $0,1$ МПа.

Сопротивление проходу воздуха (в Па) в калориферах КВБ, КФБО и других типовых моделей рассчитывается (для одного ряда калориферов) по формуле вида (VI.16):

$$\Delta S_{\text{кал}} = A (vr)^n, \quad (\text{VI.36})$$

где vr — массовая скорость воздуха в живом сечении калорифера, $(\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}))$.

Значения коэффициентов A и n составляют для калорифера КВБ 1,53 и 1,69, а для калорифера КФБО — 4,3 и 1,94.

Сопротивление проходу воды в одноходовых калориферах можно ориентировочно определять по графику¹, а для многоходовых калориферов с поправочными коэффициентами на количество ходов — по данным исследований НИИСТ и ВНИИГС.

Поправочные коэффициенты для учета влияния числа ходов на гидравлическое сопротивление многоходовых калориферов

Число ходов в калорифере	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Поправочный коэффициент	1	1,5	2	2,7	3,4	4,1	4,7	5,4	6,1	6,8	7,5	8,2

Для многокалориферной установки сопротивление определяется умножением сопротивления одного калорифера на число последовательно соединенных (по воде) калориферов. Для практических расчетов рекомендуется принимать запас по воде 20 %, по воздуху 10 %.

Сопротивление движению воздуха, создаваемое материалом в сушильной камере, экспериментально определено ВТИ. Так, например, для сухаросушилок предложена расчетная формула при расстоянии между осями ломтей 45 мм

$$\Delta S_{\text{с.к}} \approx 0,81v_{\text{ж}}^{1,07} \text{ Па}, \quad (\text{VI.37})$$

где $v_{\text{ж}}$ — скорость воздуха в живом сечении, $\text{м}/\text{с}$.

В соответствии с этой формулой в туннельной сушилке (при средней температуре воздуха $\Delta t_{\text{ср}} = 90^\circ\text{C}$ и скорости воздуха

¹ См. «Справочник проектировщика» в списке литературы.

$v_{ж} \approx 3,5$ м/с) сопротивление потоку воздуха составляет ≈ 11 Па на 1 м длины туннеля. Данные по сопротивлению движению газа в установках шахтного типа приведены в примерном расчете зерносушилки (глава VII).

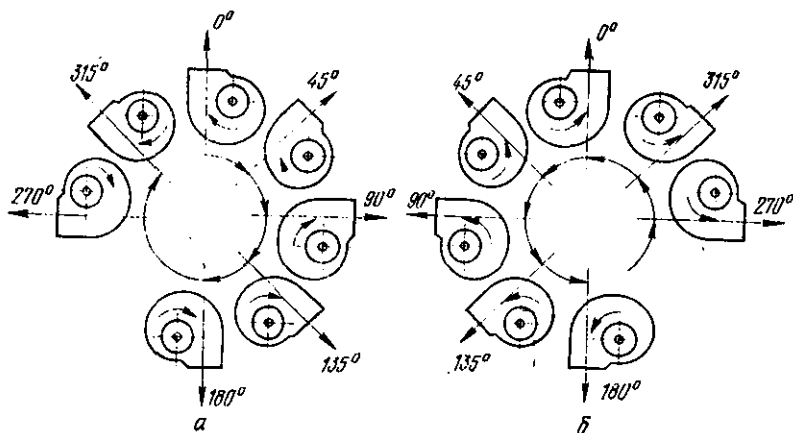


Рис. VI.7. Расположение корпусов радиальных (центробежных) вентиляторов правого (а) и левого (б) вращения

В сушильной технике применяют радиальные (центробежные) и осевые вентиляторы.

Осевые вентиляторы применяют для создания полного давления до 800 Па. Температура перемещаемого воздуха $t \leq 80^\circ\text{C}$.

Центробежные вентиляторы применяют для создания полного давления до 1000 Па (вентиляторы низкого давления), 3000 Па (вентиляторы среднего давления), от 3000 до 12 000 Па (вентиляторы высокого давления).

Центробежные вентиляторы бывают с правым вращением колеса (по часовой стрелке (см. рис. VI.7), если смотреть со стороны всасывания) и с левым вращением колеса (против часовой стрелки). На рис. VI.7 показаны вентиляторы правого и левого вращения с различными положениями кожуха; на рис. VI.8

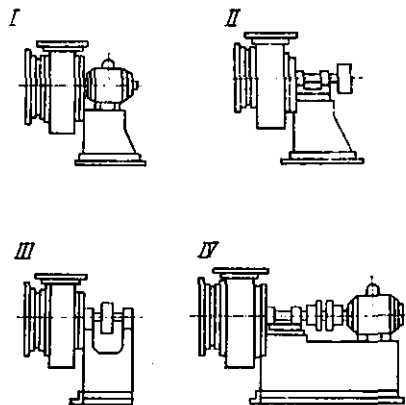


Рис. VI.8. Конструктивные схемы соединения вентилятора с электродвигателем:

I — рабочее колесо установлено на валу электродвигателя; II, III — шкив вентилятора расположен соответственно на консоли вала и между подшипниками; IV — вилы вентилятора и электродвигателя соединены посредством муфты

приведены различные конструктивные схемы соединения вентиляторов с электродвигателем.

Ранее выпускались вентиляторы марок ВР, ВРС, ВРН, которые работают на многих предприятиях, в последние годы выпускаются вентиляторы марок В-Ц4-70, В-Ц4-76, В-Ц14-46 и др.¹

Центробежные вентиляторы подбирают по индивидуальным аэродинамическим характеристикам или по специальным номограммам, называемым обезличенными характеристиками, и сводному графику для всех номеров вентиляторов данной серии.

По производительности вентилятора V_v или Q (в м³/ч) и полному давлению H (в Па) выбирают номер вентилятора, имеющий при заданных условиях наибольший КПД η_v . По номограмме можно найти динамическое давление вентилятора (для заданной производительности).

Мощность на валу двигателя (в кВт) рассчитывают по формуле

$$N = V_v H / (3600 \cdot 1000 \eta_v \eta_m \eta_n), \quad (VI.38)$$

где η_v — гидравлический КПД вентилятора (по аэродинамической характеристике); η_m — механический КПД вентилятора, учитывающий потери на трение в подшипниках, а также потери на трение диска колеса вентилятора о воздух; $\eta_m \approx 0,95 \div 0,97$; η_n — КПД передачи от электродвигателя к вентилятору; например, для клиноременной передачи $\eta_n \approx 0,95$.

Установочную мощность принимают с запасом на 10—15 %.

Глава VII

ПРИМЕРЫ РАСЧЕТОВ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

В данной главе будут приведены примеры расчетов некоторых сушильных установок, нашедших применение в пищевой промышленности.

Для сушки кусковых (штучных) продуктов (хлеб, сухари, нарезанные овощи, яблочные выжимки и т. п.) применяют туннельные установки с передвижными вагонетками, а также ленточные сушилки. Для грубодисперсных (зернистых) материалов (зерно злаковых культур и т. п.) используют рециркуляционные и рециркуляционно-изотермические сушилки, в которых одним из основных элементов является шахта с коробами, а также барабанные сушилки (жом и т. п.). Для тонкодисперсных (гранулированных) материалов (гранулы хлебопекарных дрожжей, желатин, вареные крупы и т. п.) перспективно широкое применение установок с виброкипящим слоем²; для порошковых материалов (никотиновая кислота, крахмал и т. п.) — установок с фонтанирующим слоем и пневмогазовых сушилок, для сушки жидких продуктов (экстракты, молоко и т. п.) — распылительных установок.

¹ См. «Справочник проектировщика», а также «Вентиляторы. Каталог-справочник» в списке литературы.

² Некоторые расчеты по оптимизации установки для вибросушки желатина приведены в главе IV.

В последние годы началось создание сушильных установок с интенсивными методами энергоподвода (инфракрасное облучение, поле СВЧ и др.).

В соответствии с изложенным ниже приводятся инженерные расчеты туннельных установок для сушки хлеба, шахтной зерносушилки, установки для сушки никотиновой кислоты (в фонтанирующем слое) и распылительной установки для сушки кукурузного экстракта.

РАСЧЕТ ТУННЕЛЬНОЙ СУШИЛКИ С РЕЦИРКУЛЯЦИЕЙ ВОЗДУХА

З а д а н и е. Требуется рассчитать сушилку для сухарей с огневым калорифером,строенным в установку, и принудительной циркуляцией сушильного агента — воздуха. Материал в цехе транспортируется вагонетками.

И с х о д н ы е д а н н ы е. Производительность сушилки 7,5 т сухарей в сутки; начальная влажность хлеба $W_1 = 49\%$; конечная влажность сухарей $W_2 = 10\%$; средняя масса сухаря 75 г; температура воздуха при входе в сушильную камеру $t_1 = 125^\circ\text{C}$; температура воздуха при выходе из сушильной камеры $t_2 = 75^\circ\text{C}$; влажность этого воздуха $\phi_2 = 0\%$; продолжительность сушки, включая загрузку и выгрузку, $\tau = 6,75$ ч.

Выбор типа сушилки и варианта сушильного процесса

Учитывая значительную длительность сушки хлеба и заданный способ транспортировки материала по цеху, выбираем туннельную установку типа СБТ (рис. VII.1, а, б), в которой материал, уложенный в кассеты, перемещается вагонетками. Для предотвращения наблюдаемого в туннельных сушилках расслоения горячего воздуха по высоте и длине вагонетки принимаем скорость воздуха у материала $v \approx 3$ м/с. Такая скорость может быть получена при сушильном процессе с рециркуляцией части отработанного воздуха.

Для создания оптимальных условий сушки хлеба выбираем направление движения материала и воздуха по принципу противотока. При таком режиме сухари получают лучшего качества и уменьшается расслоение воздуха, что способствует более равномерной сушке материала во всем объеме сушильной камеры. Для удобства эксплуатации проектируем два туннеля ($N = 2$); при этом загрузка и разгрузка вагонеток будет производиться попеременно в каждом туннеле и подача воздуха будет прекращаться без остановки вентилятора (для этого используются заслонки).

Расчет сушильной камеры

1. Расчет габаритов сушильной камеры. Выбираем типовую вагонетку для транспортировки ломтей хлеба; число полок 10 при шести кассетах на полке; вместимость кассеты 50 ломтей. Габариты вагонеток $2,00 \times 0,93 \times 1,68$ м. Тогда вместимость вагонетки будет

$$g_{\text{ваг}}^M = 10 \cdot 6 \cdot 50 \cdot 0,075 = 225 \text{ кг.}$$

Вместимость туннеля [см. формулу (III.15)]

$$G_T^M = 7500 \cdot 6,75 / (2 \cdot 24) = 1055 \text{ кг.}$$

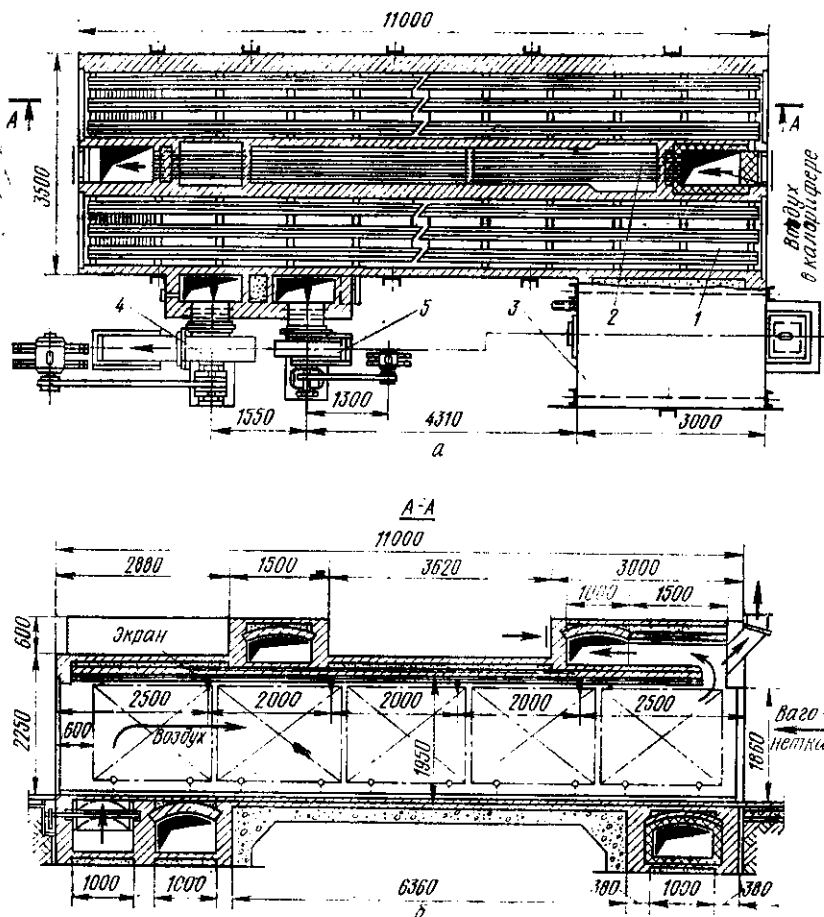


Рис. VII.1. Разрез сушилки для сухарей типа СБТ:

a — план; *б* — разрез по туннелю; 1 — сушильная камера (туннель); 2 — калорифер; 3 — топка; 4 — воздушный вентилятор; 5 — вентилятор-дымосос

Число вагонеток в одном туннеле

$$n = 1055/225 = 4,7 \approx 5 \text{ вагонеток.}$$

Ритм загрузки (выгрузки) вагонеток

$$6,75/5 = 1,35 \text{ ч (1 ч 21 мин).}$$

Длина туннеля L_T зависит от числа вагонеток, а также от величины свободных пролетов в зоне подачи воздуха (L'_0) и в зоне выхода воздуха (L''_0); принимаем $L'_0 = 0,6$ м; $L''_0 = 0,2$ м.

Длина туннеля [см. формулу (III.17)]

$$L_T = 5 \cdot 2 + 0,6 + 0,2 = 10,8 \approx 11 \text{ м.}$$

Ширина туннеля

$$B_T = 0,93 + 0,035 \cdot 2 = 1,0 \text{ м.}$$

Высота туннеля

$$H_T = 1,68 + 0,07 = 1,75 \approx 1,8 \text{ м.}$$

2. Расчет количества испаренной влаги. Уточняем производительность сушилки

$$G_2 = 10 \cdot 225 \cdot 24 / 6,75 = 8000 \text{ кг/сут.}$$

Здесь 10 — число вагонеток в обоих туннелях.

По формуле (III.8) рассчитываем количество испаренной влаги

$$U = g_2 (W_1 - W_2) / (100 - W_1) = 8000 / 24 (49 - 10) / (100 - 49) \approx 256 \text{ кг/ч.}$$

Возможную потерю сухого вещества хлеба при сушке принимаем в размере 0,8 % от сухой массы. Определяем производительность сушилки по хлебу

$$G_1 = (G_2 / 0,992) (100 - W_2) / (100 - W_1) = (8000 / 0,992) (100 - 10) / (100 - 49) = 14200 \text{ кг/сут.}$$

3. Выбор конструкции ограждений сушильной камеры и расчет потерь теплоты в окружающую среду. Потери теплоты ограждениями сушильной камеры рассчитываем по формуле (III.40)

$$q_{\text{сгр}} = \Sigma k F \Delta t_{\text{ср}} / U.$$

Коэффициент теплопередачи [в Вт/(м²·К)] рассчитываем по формуле

$$k = 1 / [(1/\alpha_1) + \Sigma \delta/\lambda + 1/\alpha_2].$$

Рассчитываем потери теплоты следующими ограждениями: две наружные боковые стенки сушильных туннелей (калорифер в соответствии с заданием будет находиться между туннелями), потолок и торцовые стенки туннелей, двери, пол.

Боковые стены. Конструкционные материалы: цементная штукатурка¹ 15 мм; красный кирпич 250 мм; цементная штукатурка 15 мм.

При движении воздуха в сушильной камере вдоль плоской шероховатой стенки коэффициент теплоотдачи α_1 рассчитываем по формуле (III.42)

$$\alpha_1 = A (\alpha'_1 + \alpha'_2).$$

Принимаем $A = 1,2$.

При принудительном движении воздуха коэффициент теплоотдачи (α'_1) рассчитываем, пользуясь формулой (III.43) $Nu = f(Re)$, где критерий Рейнольдса $Re = v d_{\text{экв}} / \nu$.

Эквивалентный диаметр туннеля²

$$d_{\text{экв}} = 2B_T H_T / (B_T + H_T) = 2 \cdot 1 \cdot 1,8 / (1 + 1,8) = 1,29 \text{ м.}$$

¹ Штукатурку кирпичной стенки со стороны сушильной камеры часто производят асботермитом [асбошиферные отходы 70 %, трепел (диатомит) 15 %, асбест VI сорта 15 %].

² Строго говоря, при расчете коэффициента теплообмена α_1 следовало бы разбить все сечение туннеля на отдельные участки в соответствии с конфигурацией свободного сечения для прохода воздуха (между вагонетками и стенкой туннеля, между вагонеткой и потолком туннеля, между полками вагонеток и т. д.). В этом случае для расчета α_1 от газа к ограждениям сушильной камеры надо учитывать различие скоростей в отдельных участках сечения, а также эквивалентные диаметры соответствующих участков. Однако, так как нам неизвестно распределение скоростей по участкам сечения, приходится вести расчет по средней скорости, одинаковой для всех участков. Но при этом следовало бы для каждого участка взять свой эквивалентный диаметр. Для упрощения расчет ведем на эквивалентный диаметр всего туннеля, что дает некоторое завышение Re , а следовательно, и α_1 , т. е. потери теплоты рассчитаны с запасом.

Кинематическую вязкость воздуха ν принимаем из табл. III.2 при средней его температуре

$$t_{cp} = (t_1 + t_2)/2 = (125 + 75)/2 = 100^\circ \text{C};$$

$$\nu_{100^\circ \text{C}} = 0,238 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Тогда

$$\text{Re} = 3,0 \cdot 1,29/0,238 \cdot 10^{-4} = 164\,000.$$

Так как $\text{Re} > 10^5$, то число Нуссельта определяем по формуле

$$\text{Nu} = 0,032 \text{Re}^{0,8} = 0,032 \cdot 164\,000^{0,8} \approx 480.$$

Тогда

$$\alpha'_1 = \text{Nu} \lambda / H_r = 480 \cdot 0,0311/1,8 = 8,295 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

λ берем из табл. III.2.

$$\lambda_{100^\circ \text{C}} = 0,0311 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К}).$$

В числе Nu для расчета теплоотдачи боковыми стенами сушильной камеры в качестве определяющего геометрического размера принимаем высоту туннеля H_r , рассматривая его как длинный канал.

Коэффициент теплоотдачи естественной конвекцией (α'_1) определяем, пользуясь формулой (III.46)

$$\text{Nu}'' = C'' (\text{GrPr})^n.$$

Критерий Грасгофа

$$\text{Gr} = (g H_r^3 / \nu^2) [(T_{cp} - T_{в.ст}) / T_{cp}] = 9,81 \cdot 1,8^3 \cdot 10 / [(0,238 \cdot 10^{-4})^2 \times \\ \times (273 + 100)] = 27,9 \cdot 10^8.$$

В этом расчете принимаем температуру внутренней поверхности стенки сушилки $t_{в.ст} = 90^\circ \text{C}$, тогда $T_{cp} - T_{в.ст} = 10^\circ \text{C}$.

Кинематическую вязкость воздуха принимаем из табл. III.2 при

$$t = (100 + 90)/2 = 95^\circ \text{C}.$$

Для воздуха критерий Прандтля $\text{Pr} = 0,73$. Тогда произведение $\text{GrPr} = 27,9 \cdot 10^8 \cdot 0,73 = 20,4 \cdot 10^8$.

Так как GrPr находится в пределах $2 \cdot 10^7 \div 1 \cdot 10^{10}$, то по табл. III.3 $C'' = 0,135$, $n = 1/3$.

По формуле (III.46)

$$\text{Nu} = 0,135 \sqrt[3]{20,4 \cdot 10^8} = 170.$$

Отсюда

$$\alpha''_1 = 170 \cdot 0,031/1,8 = 2,9 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

(λ воздуха принимаем при температуре 95°C).

По формуле (III.42) получаем

$$\alpha_1 = 1,2 (8,29 + 2,9) = 13,5 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплоотдачи от наружной поверхности стенки сушилки

$$\alpha_2 = \alpha'_2 + \alpha_{2S}.$$

Коэффициент теплоотдачи конвекцией α'_2 рассчитывается аналогично

$$\alpha'_1.$$

Температуру наружной поверхности принимаем $t_{н.ст} = 30^\circ\text{C}$, а температуру воздуха помещения $t_{в} = 15^\circ\text{C}$, считаем, что такую же температуру будет иметь стена цеха, противоположная стене сушилки, т. е. $t_{ст} = 15^\circ\text{C}$.

$$Gr = 9,81 \cdot 1,8^3 \cdot 15 / [(0,159 \cdot 10^{-4}) (273 + 15)] = 118 \cdot 10^8.$$

Температуру воздуха принимаем

$$t = (30 + 15) / 2 = 22,5^\circ\text{C}.$$

Так как $Gr \cdot Pr = 118 \cdot 10^8 \cdot 0,73$ больше $2 \cdot 10^7$, то Nu рассчитываем по формуле (III.46):

$$Nu = 0,135 \sqrt[3]{118 \cdot 10^8 \cdot 0,73} = 277.$$

Отсюда

$$\alpha_2' = 227 \cdot 0,0258 / 1,8 = 3,97 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K}).$$

Значение λ берем при $t = 22,5^\circ\text{C}$.

Коэффициент теплоотдачи излучением рассчитываем по формуле (III. 49)

$$\alpha_{2л} = \frac{C_{1-2} [(T_{н.ст}/100)^4 - (T_{ст}/100)^4]}{t_{н.ст} - t_{в}} = \frac{4,15 [(3,03)^4 - (2,88)^4]}{30 - 15} \approx \approx 4,15 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K}).$$

Коэффициент C_{1-2} находим по формуле (III.50):

$$C_{1-2} \approx C_1 C_2 / 5,8 = \frac{4,5 \cdot 5,33}{5,8} = 4,15 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K}^4).$$

Коэффициенты излучения для стенки сушилки (окрашенная поверхность) $C_1 = 4,5$, для стенки цеха (штукатурка) $C_2 = 5,33$.

Таким образом, коэффициент теплоотдачи от наружной стенки сушилки

$$\alpha_2 = 4,15 + 3,97 = 8,12 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K}).$$

Пользуясь формулой (III.41), рассчитываем общий коэффициент теплопередачи для боковой стенки сушильной камеры

$$1/k = 1/13,5 + 0,015/0,44 + 0,25/0,75 + 0,015/0,44 + 1/8,12 = 0,606.$$

$$k = 1,65 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K}).$$

Коэффициенты теплопроводности материала ограждения берем по таблицам; для цементной строительной штукатурки $\lambda = 0,44$; для кладки из красного кирпича $\lambda = 0,75 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{K})$.

Проверяем принятые температуры внутренней и наружной поверхности стенки по формулам (III.52) и (III.51):

$$t_{в.ст} = t_{ср} - \frac{k(t_{ср} - t_{в})}{\alpha_1} = 100 - \frac{1,65(100 - 15)}{13,5} = 89,6^\circ\text{C};$$

$$t_{н.ст} = t_{в} + \frac{k(t_{ср} - t_{в})}{\alpha_2} = 15 + \frac{1,65(100 - 15)}{8,12} = 32,1^\circ\text{C}.$$

Рассчитываем потерю теплоты боковыми стенками сушильной камеры

$$q_{бок.ст} = \frac{kF\Delta t_{ср}}{U} = \frac{1,65 \cdot 49,5(100 - 15)}{256} = 97,12 \text{ кДж}/\text{кг}.$$

Площадь поверхности теплоотдачи стенки

$$F = 2L_{тн}H = 2 \cdot 11,0 \cdot 2,25 = 49,5 \text{ м}^2.$$

Габаритная высота сушилки H складывается из высоты туннеля (1,8 м) и высоты ограждения потолка (0,45 м). Аналогично рассчитываем потерю теплоты потолком, торцовыми стенками и дверями сушильной камеры.

П о т о л о к. Теплоотдача от потолка рассчитывается, как для горизонтальной стенки, обращенной вверх, причем за определяющий геометри-

ческий размер в числе Nu принимается наименьшая сторона поверхности, т. е. ширина сушильной камеры.

Так как расчет показывает, что для потолка $Gr \cdot Pr > 2 \cdot 10^7$, то $n = 1/3$ и процесс теплоотдачи не зависит от геометрических размеров; поэтому для потолка α'_1 принимаем, как для боковой (вертикальной) стенки с уменьшением на 30 %, а α'_2 — с увеличением на 30 %.

По л. Потери теплоты полом сушилки при расстоянии между сушилкой и стеной здания 3 м рассчитываем, пользуясь табл. III.4: при $t_{ср} = 100^\circ C$ $q_{пола} = 188,5$ кДж.

Пользуясь формулой (III.54), определяем потерю теплоты полом сушилки, отнесенную к 1 кг испаренной влаги,

$$q_{пола} = Q_{пола}/U = q'_{пола} F_{пола}/U = 188,5 \cdot 38,5/256 = 28 \text{ кДж/кг.}$$

Для краткости изложения приводим только результаты расчетов потерь теплоты ограждениями сушильной камеры (табл. VII.1).

4. Потери теплоты на нагрев материала и транспорта. Эти потери рассчитываем по формуле (III.35) (в кДж/кг)

$$q_m = (G_2/24U) c_{m2} (\theta_2 - \theta_1).$$

Теплоемкость высушенного материала определяем по формуле (III.36)

$$c_{m2} = \frac{c_{вл} W_2 + C_{с.в} (100 - W_2)}{100} = \frac{4,19 \cdot 10 + 1,67 (100 - 10)}{100} = 1,93 \text{ кДж/(кг} \cdot K).$$

Принимаем согласно экспериментальным данным температуру высушенного материала $\theta_2 = 112^\circ C$, а $\theta_1 = t_b = 15^\circ C$.

Тогда

$$q_m = [8000/(24 \cdot 256)] \cdot 1,93 (112 - 15) = 242,79 \text{ кДж/кг.}$$

Потери теплоты на нагрев транспорта (в кДж/кг) рассчитываем по формуле (III.39)

$$q_T = (g_{тр}/U) c_{тр} (\theta_{тр2} - \theta_{тр1}).$$

Масса транспорта, проходящего в час через сушильную камеру,

$$g_{тр} = \frac{n (g_v + g_{кас})}{\tau} = \frac{10 (252 + 60 \cdot 3,36)}{6,75} = 671 \text{ кг/ч.}$$

Масса вагонетки $g_v = 252$ кг, масса кассеты $g_{кас} = 3,36$ кг, количество кассет на вагонетке 60;

$$q_T = (671/256) 0,482 (125 - 15) = 138,56 \text{ кДж/кг.}$$

Рассчитываем величину Δ по формуле (III.57):

$$\Delta = (q_{доб} + c_{вл} \theta_1) - (q_m + q_T + q_{о.с}) = [62,85 - (243 + 138,56 + 204,86)] \approx -523,6 \text{ кДж/кг.}$$

Если учесть термодинамические потери $q_{терм}$, то $\Delta_{общ} \approx -696$ кДж/кг. Термодинамические потери рассчитаны по формуле (III.93)

$$q_{терм} = 0,23 (T_1 + T_2) = 0,23 (125 + 273 + 75 + 273) = 172,04 \text{ кДж/кг.}$$

5. Построение процесса в I d -диаграмме. Принимаем параметры воздуха сушильного цеха: $t_0 = 15^\circ C$; $\phi_0 = 70\%$; $I_0 = 34,12$ кДж/кг; $d_0 = 7,56$ г/кг. Параметры отработанного воздуха по заданному режиму: $t_2 = 75^\circ C$; $\phi_2 = 30\%$; $I_2 = 293,40$ кДж/кг; $d_2 = 82,6$ г/кг. Температура воздуха при входе в сушильную камеру $t_{см1} = 125^\circ C$.

Рассчитываем количество свежего воздуха по формуле (III.12)

$$l = 1000/(d_2 - d_0) = 1000/(82,6 - 7,56) = 13,4 \text{ кг/кг.}$$

Таблица VII.1

Потери теплоты в окружающую среду

Ограждения	Конструкционный материал ограждения	Площадь поверхности ограждения, м ²	Внут/(м ² ·К)			q кДж/кг вл.
			α_1	α_2	k	
Две боковые стены	Цементная штукатурка толщиной 15 мм; красный кирпич 250 мм; цементная штука- турка 15 мм	2 (11,0×2,25) = 49,5	13,50	8,12	1,65	97,12
Потолок	Цементная штукатурка 15 мм; кирпичный свод 125 мм; изоляционный слой (шлак) 100 мм; выстилка кирпичом 65 мм; цемент- ная штукатурка 15 мм	11,0×3,5 = 38,5	20,53	9,32	0,97	44,80
Торцовые стены (за вычетом площади две- рей)	Цементная штукатурка 15 мм; красный кир- пич 250 мм; цементная штукатурка 15 мм	2 (3,5×2,25) = 7,2	13,46	8,13	1,65	16,95
Двери (4 шт.)	Сталь листовая 1,5 мм; асбестовый картон 3 мм; сетка проволочная 0,75 мм; воздуш- ная прослойка 10 мм; сетка 0,75 мм; асбесто- вый картон 3 мм; сталь листовая 1,5 мм	4 (1×1,8) = 7,2	13,46	8,7	2,08	17,99
Пол	Сушилка расположена на грунте	11,0×3,5 = 38,5	—	—	—	28,00

Сумма потерь в ок-
ружающую среду

204,86

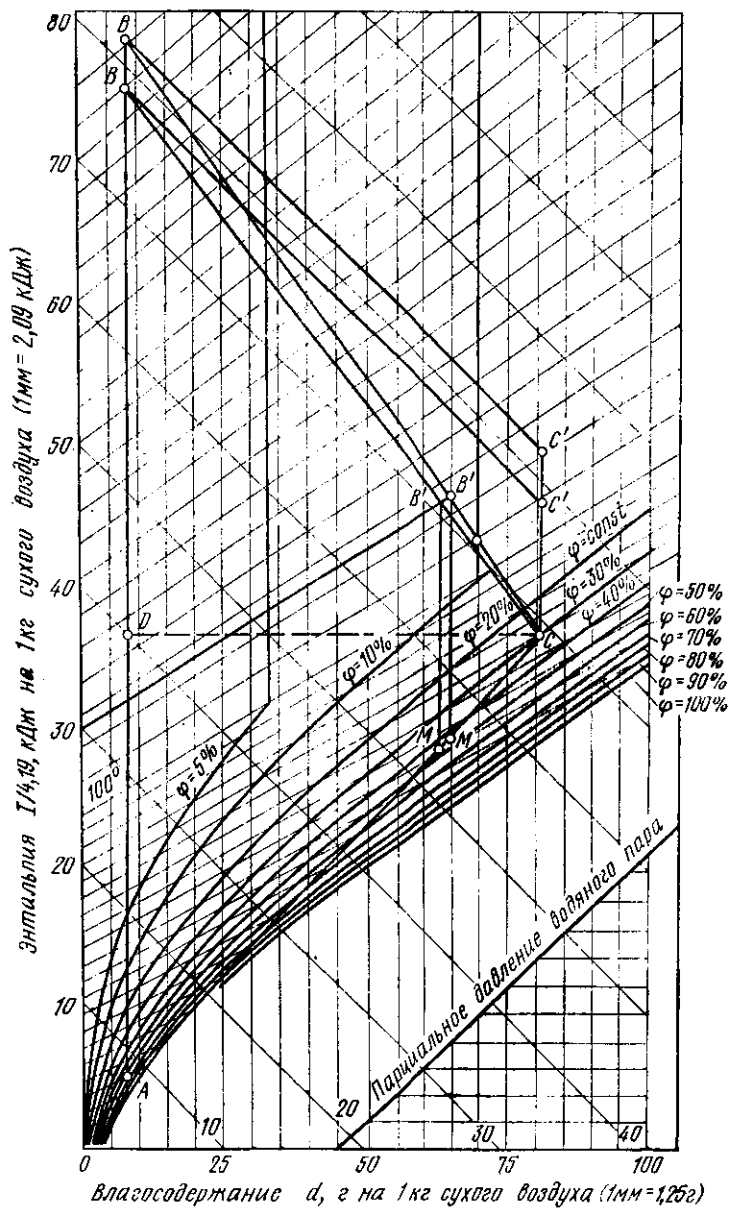


Рис. VII.2. Построение процесса в $I-d$ -диаграмме

Для построения процесса в диаграмме¹ откладываем вверх от точки C (рис. VII.2) отрезок CC' (см. главу III):

$$CC' = -\Delta/I M_1 = -(-696)/13,4 \cdot 2,09 = 24,8 \text{ мм.}$$

Через точку C' проводим линию $I_1 = \text{const}$, получаем точку B , которую соединяем с точкой C . Пересечение линии BC с заданной линией $t_{\text{см}} = 125^\circ\text{C}$ дает точку B' , через которую проходит линия $d_{\text{см}} = \text{const}$.

Пересечение этой линии с линией AC дает точку M , характеризующую параметры смеси. Процесс сушки изображается ломаной линией $AMB'C$. Параметры воздуха, соответствующие построению процесса в диаграмме, приведены в табл. VII.2. Там же приведены величины v_0 .

Таблица VII.2

Параметры воздуха

Точки	$t, ^\circ\text{C}$	$\phi, \%$	$I, \text{кДж/кг}$	$d, \text{г/кг}$	$v_0, \text{м}^3 \text{вл. в/кг с. в.}$
A	15	70	34,12	7,56	0,843
M	~ 60	~ 47	231,06	$\sim 65,0$	1,064
B'	125	~ 9	299,71	$\sim 65,9$	1,270
C	75	30	293,40	82,6	1,140

6. Расчет расхода теплоты и воздуха. Расход теплоты на 1 кг испаренной влаги

$$q = mAB/CD = 4165,07 \text{ кДж/кг.}$$

Расход теплоты легко определить аналитическим путем, не прибегая к $I-d$ -диаграмме, по формуле (III.60)

$$q = I(I_2 - I_0) - \Delta = 13,4(293,40 - 34,12) + 696,0 = 4169,67 \text{ кДж/кг.}$$

Расход циркулирующего воздуха в сушильной камере по формуле

$$I_n = 1000/(d_2 - d_{\text{см}}) = 1000/(82,6 - 65) = 57,0 \text{ кг/кг.}$$

Кратность циркуляции по формулам (III.70), (III.71):

$$n = (d_{\text{см}} - d_0)/(d_2 - d_{\text{см}}) = (65 - 7,56)/(82,6 - 65) = 3,26;$$

$$n = (I_{\text{см}} - I_0)/(I_2 - I_{\text{см}}) = (231,06 - 34,12)/(293,40 - 231,06) \approx 3,25.$$

Развернутый тепловой баланс сушильной установки приведен в табл. VII.3.

Таблица VII.3

Тепловой баланс

Статья баланса	Приход теплоты	
	расчет	кДж/ч
Теплота с воздухом	$I_0 I U = 34,12 \cdot 13,4 \cdot 256$	116 789,4
Теплота, сообщенная в калорифере	$q U = 4169 \cdot 256$	1 067 329,5
Теплота с влагой материала	$c_{\text{вл}} \theta_1 U = 62,85 \cdot 256$	16 074,24
Теплота с материалом	$g_2 c_{\text{м}2} \theta_1 = 334 \cdot 1,93 \cdot 15$	9 669,66
Теплота с транспортом	$g_{\text{тр}} c_{\text{тр}} \theta_{\text{тр}1} = 671 \cdot 0,48 \cdot 15$	4 847,39
Потери в окружающую среду	—	—
Термодинамические потери	—	—
Итого		1 214 710,19

¹ На рис. VII.2 приведена схема построения, для которой масштаб диаграммы составляет $M_1 = 2,09 \text{ кДж/кг в } 1 \text{ мм}$; $M_d = 1,25 \text{ г/кг в } 1 \text{ мм}$; $m \approx 1670$. Для сравнения на диаграмме сделано построение двух процессов: с учетом и без учета $q_{\text{терм}}$ (на рисунке масштаб точно не выдержан).

Статья баланса	Расход теплоты	
	расчет	кДж/кг
Теплота с воздухом	$I_2IU = 293,4 \cdot 13,4 \times 256$	1 004 640
Теплота, сообщенная в калорифере	—	—
Теплота с влагой материала	—	—
Теплота с материалом	$g_2 c_{m2} \theta_2 = 334 \cdot 1,93 \cdot 112$	71 915,48
Теплота с транспортом	$g_{тр} c_{тр} \theta_{тр2} = 671 \cdot 0,48 \cdot 125$	40 353,04
Потери в окружающую среду	$q_{окр} U = 204,86 \cdot 256$	52 396,16
Термодинамические потери	$q_{тер} U = 172,04 \cdot 256$	44 045,09
Итого		1 213 349,77

Для подбора вентилятора и расчета скорости воздуха в сушильной камере и калорифере нужно знать соответствующие объемы воздуха.

Объем (в м³/ч) рассчитывается по формуле (III.13)

$$V = Lv_0 + IUv_0.$$

Результаты расчета приведены в табл. VII.4.

Таблица VII.4

Объем воздуха

Наименование	I , кг/кг	V_{00} , м³ вл. в/кг с. в.	Расчет IUv_0	V , м³/ч
Воздух, входящий в сушильные камеры (после калорифера)	57,0	1,27	$57,0 \cdot 256 \cdot 1,27$	18 500
Воздух, выходящий из сушильных камер	57,0	1,14	$57,0 \cdot 256 \cdot 1,14$	16 600
Смесь воздуха перед калорифером	57,0	1,064	$57,0 \cdot 256 \cdot 1,064$	15 500
Часть отработанного воздуха, выбрасываемого наружу	13,4	1,14	$13,4 \cdot 256 \cdot 1,14$	3 910
Свежий воздух	13,4	0,843	$13,4 \cdot 256 \cdot 0,843$	2 890

Проверяем скорость воздуха у материала (в м/с)

$$v = V_{ср} / F_{ж}.$$

Среднее объемное количество воздуха, циркулирующего в одной сушильной камере,

$$V_{ср} = (18500 + 16600) / 2,2 = 8775 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Площадь живого сечения для прохода воздуха

$$F_{ж} = 1,0 \times 1,8 - (0,484 + 0,180 + 0,223 + 0,093) = 0,82 \text{ м}^2,$$

где $1,0 \times 1,8$ — сечение туннеля; 0,484 — площадь, занимаемая хлебом в сечении прохода воздуха ($0,022 \times 0,11 \times 20 \times 10$), м²; 0,180 — площадь, занимаемая конструктивными элементами вагонетки и кассет, м²; 0,223 — площадь, занимаемая нижним фартуком вагонетки, преграждающим путь воздуху под нижней полкой вагонетки, м²; 0,093 — площадь, занимаемая верхним козырьком вагонетки, вставляемым на верхнюю полку вагонетки (после загрузки вагонетки в туннель), м².

Скорость воздуха у материала
 $v = 8775 / (3600 \cdot 0,82) = 2,9 \text{ м/с}.$

Расчет калорифера

1. **Выбор конструкции калорифера.** В соответствии с заданием выбираем огневой калорифер, встроенный в установку, аналогично конструкции калорифера сушилки СБТ. Калорифер состоит из 70 гладких труб диаметром $d = 51$ мм и рабочей длиной $l = 7,9$ м.

Производим проверочный расчет площади поверхности нагрева калорифера.

2. **Определение средней температурной разности.** Принимаем температуру газов, входящих в калорифер, $t'_1 = 700$ °С, выходящих из калорифера $-t'_1 = 300$ °С; температура воздуха при входе в калорифер $t'_2 = 60$ °С и при выходе из калорифера $t''_2 = 125$ °С. Движение газов и воздуха происходит по принципу прямотока:

$$\begin{array}{c} \text{Газ} \\ 300 \text{ °С} \leftarrow \text{---} 700 \text{ °С} \\ \text{Воздух} \\ 125 \text{ °С} \leftarrow \text{---} 60 \text{ °С} \\ \hline \Delta t'' = 175 \text{ °С}; \quad \Delta t' = 640 \text{ °С}. \end{array}$$

Среднюю температурную разность рассчитываем по формуле (VI.3)

$$\Delta t_{cp} = (\Delta t' - \Delta t'')/2,3 \lg \frac{\Delta t'}{\Delta t''} = (640 - 175)/2,3 \lg \frac{640}{175} \approx 360 \text{ °С}.$$

3. **Выбор коэффициента теплопередачи.** Рассчитываем скорость воздуха в живом сечении калорифера. Средний объем циркулирующего воздуха

$$V_{cp} = (15500 + 18500)/2 = 17000 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Площадь живого сечения для прохода воздуха

$$F_{ж} = F_{кал} - F_{тр}.$$

Площадь сечения калорифера определяем по размерам калорифера СБТ

$$F_{кал} \approx 1,9 \cdot 0,5 = 0,95 \text{ м}^2;$$

площадь, занимаемая трубами,

$$F_{тр} = 70 \cdot 3,14 \cdot 0,051^2/4 = 0,143 \text{ м}^2.$$

Скорость воздуха

$$v = 17000/[3600(0,95 - 0,143)] = 5,9 \text{ м/с}.$$

При такой скорости воздуха, считая, что движение газов в трубах калорифера осуществляется вентилятором-дымососом со скоростью 12 м/с, принимаем величину линейного коэффициента теплопередачи $k_{тр} = 0,47 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$.

4. **Расчет площади поверхности нагрева.** Требуемую площадь поверхности нагрева рассчитываем по формуле (VI.8)

$$F = Qd/k_{тр}\Delta t_{cp} = (295800 \cdot 0,051)/0,47 \cdot 360 = 88,3 \text{ м}^2,$$

где 295800 — теплота, сообщенная воздуху в калорифере (см. табл. VII.3), Дж/с.

Запроектированный калорифер имеет площадь поверхности

$$F = \pi d l n_{тр} = 3,14 \cdot 0,051 \cdot 7,9 \cdot 70 = 88,4 \text{ м}^2$$

($n_{тр}$ — число труб в калорифере).

Расчет вентиляционной системы

1. **Разработка схемы воздушного тракта.** Схему воздушного тракта выбираем такую же, как в сушилке СБТ. На рис. VII.3 приведена расчетная схема, на которой указаны номера участков и длина отдельных участков

В табл. VII.5 приведены результаты расчета статического сопротивления каналов. Данные о расходе воздуха взяты из табл. VII.4. Эквивалентный диаметр канала прямоугольного сечения рассчитан по формуле (VI.29).

ис. VII.3. Расчетная схема воз-
зного тракта

Таблица VII.5

Уча- сток	Расход воздуха V , м ³ /ч	Длина участка l , м	Сечение канала $a \times b$, мм	Эквивалент- ный диаметр $d_{\text{экв}}$, мм	Сопро- тивление трения R , Па/м	Сумма сопротивле- ний трения $R \cdot l$, Па
1	18 500	8,75	1000×500	667	2,806	24,530
4	6 345	5,00	1000×400	572	0,951	4,758
7	185 000	4,50	1000×500	667	2,806	12,605

$$R_{1l} = 41,893$$

Продолжение табл. VII. 5

Уча- сток	Скоростной напор $\gamma v^2/2g$, Па	Коэффициенты местных сопротивлений $\Sigma \xi$	Местные сопротивления $z = \Sigma \xi \gamma v^2/2g$, Па	Поправка на удельный вес воздуха η	Расчетные местные сопротивле- ния $z\eta$, Па
1	135,08	3,1	418,887	0,84	351,20
4	33,84	3,0	101,53	0,91	92,50
7	132,52	1,35	182,46	0,84	153,036
					$z\eta = 596,74$

¹ Участки 3 и 5 являются параллельными ответвлениями, и их гидравлические сопротивления в определение полного давления вентилятора не включаются.

Значения сопротивлений движению воздуха на всех участках тракта взяты из специальных таблиц, значения R_1 и скоростной напор принимаются для соответствующих V и $d_{\text{экв}}$, значения ξ — для соответствующих местных сопротивлений.

Сопротивление сушильных камер рассчитываем исходя из экспериментальных данных ВТИ, согласно которым при средней температуре воздуха около 90°C и скорости воздуха около $3,5$ м/с сопротивление 1 м туннеля составляет $10,79$ Па.

Тогда

$$\Delta S_{\text{с.к}} = 2 \cdot 11,0 \cdot 10,79 \approx 237,4 \text{ Па.}$$

Сопротивление калорифера принимаем равным $\Delta S_{\text{кал}} = 147,152$ Па. Полное статическое сопротивление сушильной установки

$$\Delta S = \Sigma R l + \Sigma z \eta + \Delta S_{\text{с.к}} + \Delta S_{\text{кал}} = 1023,18 \text{ Па.}$$

2. Выбор вентилятора и расчет мощности электродвигателя. Тип вентилятора выбираем в зависимости от производительности и давления. Производительность вентилятора $V = 18\,500$ м³/ч. Полное давление $H = \Delta S^1 = 1023,18$ Па.

Вносим поправку в рассчитанное давление, учитывая, что характеристики вентиляторов составлены для воздуха с температурой 20° ($\gamma = 1,164 \approx 1,2$):

$$H_{1,2} = 1,2H/\gamma,$$

или

$$H_{1,2} = H(273 + 125)/(273 + 20) = 1023,18 \cdot 398/293 = 1373,4 \text{ Па.}$$

Для $\Delta S > 981$ Па выбираем центробежный вентилятор среднего давления. Из ряда номеров вентиляторов, которые могут обеспечить требуемую производительность V и создать давление $H_{1,2}$, выбираем центробежный вентилятор радиальный коррозионностойкий В-Ц14-46-6,3К.

Мощность электродвигателя 13кВт, частота вращения вала 950 об/мин, $\eta_p = 0,7$.

РАСЧЕТ ДВУХЗОННОЙ СУШИЛКИ С ПРОМЕЖУТОЧНЫМ ПОДОГРЕВОМ ВОЗДУХА

Заданные и исходные данные. Требуется рассчитать сушилку туннельного типа производительностью 8 т сухарей в сутки. Начальная влажность хлеба 47% , конечная влажность сухарей 11% . Материал перемещается на стандартных 9-полочных вагонетках.

Расчет сушилки нужно увязать с кинетикой процесса сушки.

Выбор режима сушки и расчет продолжительности процесса²

Исходя из экспериментальных данных, выбираем режим сушки, обеспечивающий получение сухарей высокого качества при сокращении продолжительности процесса.

Вариант сушильного процесса — с промежуточным подогревом и возвратом отработанного воздуха по зонам. Намечаем две зоны процесса сушки (по ходу материала): I зона — сушка происходит при повышающейся температуре воздуха с 80 до 120°C , средняя температура воздуха $t_{\text{ср}} = 100^\circ\text{C}$

¹ $h_{\text{дин}}$ не учитываем, так как в сушилке осуществлена рециркуляционная система, в которой количество воздуха, выбрасываемого наружу, незначительно.

² Расчет произведен Н. А. Иванниковой в МТИППе.

и средняя влажность его $\varphi_{\text{ср}} = 15\%$; влажность материала изменяется с 88 % (к сухой массе) до 46 %; II зона — сушка происходит при незначительном изменении температуры воздуха с 110 до 120 °С, $t_{\text{ср}} = 115$ °С, $\varphi_{\text{ср}} = 6\%$; влажность материала изменяется с 46 до 12,5 %.

Общее направление движения воздуха и материала по принципу противотока с одновременной обдувкой материала в каждой зоне в поперечном направлении.

Продолжительность сушки τ по зонам рассчитываем, пользуясь выражением коэффициента сушки (см. главу II)

$$\tau = \ln \left(\frac{W_1 - W_p}{W_2 - W_p} \right) K.$$

Для I зоны при принятом режиме коэффициент сушки хлеба $K = 51,8 \cdot 10^{-4}$ (1/мин), или $K = 0,310$ (1/ч); для II зоны $K = 66,8 \cdot 10^{-4}$ (1/мин), или $K = 0,401$ (1/ч) (см. главу II).

Соответственно принятым режимам равновесная влажность для I зоны $W_p = 5,5\%$ и для II зоны $W_p = 3,5\%$.

Рассчитываем продолжительность сушки по зонам:

$$\tau_I = 2,3 \lg \frac{88 - 5,5}{46 - 5,5} / 51,8 \cdot 10^{-4} = 136 \text{ мин};$$

$$\tau_{II} = 2,3 \lg \frac{46 - 3,5}{12,5 - 3,5} / 66,8 \cdot 10^{-4} = 228 \text{ мин}.$$

Общая продолжительность сушки $\tau = \tau_I + \tau_{II} = 364$ мин (6 ч).

Как видно, в результате более рационального режима сушки и увязки расчета с кинетикой процесса сушки продолжительность сушки (по сравнению с продолжительностью в обычных туннельных сушилках) сокращается примерно на 14 %.

Ниже приводится расчет сушилки по зонам в соответствии с количеством влаги, испаренной в каждой зоне. Это дает возможность для каждой зоны запроектировать свою нагревательно-вентиляционную систему и таким образом приблизить статический расчет к кинетике процесса сушки.

Расчет сушилки по зонам

Расчет сушильной установки (определение габаритов сушильной камеры, расход теплоты, воздуха и т. п.) производится так же, как и в предыдущем примерном расчете, но все статьи расхода тепла рассчитываем по каждой зоне в отдельности соответственно количеству испаренной в зонах влаги и их габаритам. При этом распределение общего количества испаренной влаги по зонам произведено пропорционально изменению влажности материала в каждой зоне. Полученные данные приведены в табл. VII.6.

Построение процесса с промежуточным подогревом и рециркуляцией отработанного воздуха по зонам в I—d-диаграмме (рис. VII.4)

Состояние наружного воздуха (точка A): $t_0 = 15$ °С; $\varphi_0 = 70\%$; $d_0 = 8$ г/кг с. в. Параметры отработанного воздуха (точка C'): $t_2 = 80$ °С; $\varphi_2 = 22\%$; $d_2 = 70$ г/кг с. в.

Общий прирост влагосодержания на 1 кг свежего или отработанного воздуха

$$\Delta d = M_d CD = 0,4 \cdot 155 = 62 \text{ г/кг с. в.}$$

Расход отработанного воздуха

$$I = 1000/62 = 16,1 \text{ кг/кг.}$$

Таблица VII.6

Расчетные данные

Показатели	Условные обозначения и единицы измерения	Зоны сушильной камеры		Сушильная установка в целом	Примечание
		I	II		
Число вагонеток в туннеле	шт.	—	—	10	По ширине туннеля размещены 2 вагонетки, по длине 5 вагонеток
Длина туннеля	м	Около 4,6	Около 7,6	12,2	
Количество испаренной влаги	U , кг/ч	124,5	105,5	230,0	
Потери теплоты	$\Sigma Q_{\text{потр}}$, кДж/ч	104 754,65	30 880,12	—	—
Теплота, внесенная влагой материала	$c_{\text{вл}} U \theta_1$, кДж/ч	7 826,92	37 131,78	—	—
$-\Sigma Q_{\text{пот}} + c_{\text{рл}} U \theta_1$	кДж/ч	-96927,73	6251,66	—	—
Величина Δ	кДж/кг	-419,00	27,2	-391,8	На 1 кг влаги, испаренной в сушильной установке

Общий прирост влагосодержания Δd разбиваем по зонам, принимая его пропорциональным количеству влаги, испаренной в зоне.

Для I зоны

$$\Delta' d = 62 \cdot 124,5 / 230 = 33,6 \text{ г/кг с. в.}$$

Для II зоны

$$\Delta'' d = 62 \cdot 105,5 / 230 = 28,4 \text{ г/кг с. в.}$$

В масштабе влагосодержаний определяем отрезки CD' и $D'D$.

$$\Delta' d / M_d = CD' = 33,6 / 0,4 = 84 \text{ мм}$$

$$\Delta'' d / M_d = D'D = 28,4 / 0,4 = 71 \text{ мм}$$

Всего 155 мм

Эти отрезки влагосодержаний откладываем на линии CD и из точек D' , D и C проводим линии $d = \text{const}$.

Для построения действительного процесса в I зоне по ходу материала на линии $d = \text{const}$, проходящей через точку C' , откладываем отрезок, $C'C'_0 = -\Delta / l$, где M_1 — масштаб энтальпий;

$$C'C'_0 = -(-419) / 16,1 \cdot 0,83 = 31,6 \text{ мм.}$$

Из полученной точки C'_0 проводим линию $l = \text{const}$ до пересечения с линией $d = \text{const}$, проходящей через точку D . Полученную точку B' соединяем с точкой C' . Действительный процесс в I зоне будет изображаться линией B_1C' , у которой точка B_1 находится на пересечении линии $B'C'$ с заданной изотермой $t_1 = 120^\circ \text{C}$. Для построения процесса подогрева смеси в I зоне через точку B_1 проводим линию $d = \text{const}$ до пересечения с линией $C''C'$. Процесс смешения изобразится для этой зоны линией $C''M_1$.

* Точка C'' лежит на пересечении заданной изотермы $t = 110^\circ \text{C}$ с линией $d = \text{const}$, проходящей через точку D .

Для II зоны по ходу материала, аналогично I, получим

$$C''C_0' = -27,2/16,1 \cdot 0,83 = -2,02 \text{ мм.}$$

Процесс для II зоны строим таким же образом; отличие в том, что для II зоны отрезок $C''C_0'$ отрицательный, и поэтому он откладывается вниз.

Расход теплоты на 1 кг испаренной влаги (по $I-d$ -диаграмме). Из конечной точки процесса C' проводим линию $I_2 = \text{const}$ до пересечения с линией $d_0 = \text{const}$, проходящей через начальную точку процесса A . Полученную точку пересечения обозначим B (на рис. VII.4 она не обозначена).

Расход теплоты на 1 кг испаренной влаги (во всей сушильной установке)

$$\begin{aligned} q &= (AB/CD) m - \Delta = \\ &= (274/155) 2075 + 391,8 \approx \\ &\approx 4096,1 \text{ кДж/кг.} \end{aligned}$$

Часовой расход теплоты на сушку составит

$$4096,0 \cdot 230 = 941850 \text{ кДж/ч.}$$

Расход теплоты в зонах:

$$q_I = m (C''B'/CD) \approx 1309,1 \text{ кДж/кг;}$$

$$q_{II} = m (AB''/CD) \approx 2787 \text{ кДж/кг.}$$

Всего

$$q = q_I + q_{II} \approx 4096,10 \text{ кДж/кг.}$$

Проверяем аналитически расчет, сделанный по диаграмме:

$$q = q_n + q_{\text{ух.в}} - \Delta;$$

$$q_n = I_{n2} - c_{пл} \theta_1 = 2646,38 -$$

$$-62,79 = 2583,59 \text{ кДж/кг;}$$

$$q_{\text{ух.в}} = l [c_v (t_2 - t_0) + 0,001 d_0 (I_{n2} - I_{n0})],$$

$$\text{где } I_{n2} = 2499 +$$

$$+ 1,85 \cdot 80 = 2647,00 \text{ кДж/кг;}$$

$$I_{n0} = 2499 + 1,85 \cdot 15 = 2526,75 \text{ кДж/кг;}$$

$$q_{\text{ух.в}} = 16,1 [1 (80 - 15) + 0,001 \cdot 8 (2647,00 - 2526,75)] \approx 1067,43 \text{ кДж/кг;}$$

$$q = 2583,59 + 1067,43 + 391,80 = 4042,82 \text{ кДж/кг.}$$

Часовой расход сухого отработанного или свежего воздуха для всей сушки

$$L = IU = 16,1 \cdot 230 = 3700 \text{ кг/г.}$$

Коэффициент циркуляции для каждой зоны:

$$n_I = D'C'/D_1'C = 51/33 = 1,54; \quad n_{II} = DD_1'/D_1'D' = 58/13 = 4,45.$$

Расход циркулирующего воздуха в каждой зоне:

$$L_{nI} = l (n_I + 1) U = 16,1 (1,54 + 1) 230 = 9400 \text{ кг/ч,}$$

$$L_{nII} = l (n_{II} + 1) U = 16,1 (4,45 + 1) 230 = 20150 \text{ кг/ч.}$$

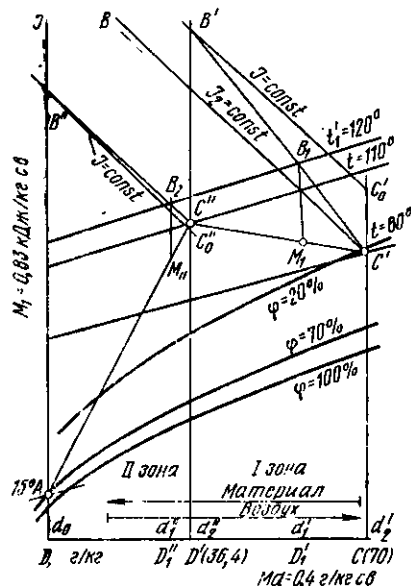


Рис. VII.4. Схема построения процесса в $I-d$ -диаграмме (схема не в масштабе)

Для массовой скорости $pv \approx 2,419$ коэффициент теплопередачи $k \approx 31,41$ Вт/(м²·К).

Температурная разность во II зоне $\Delta t' = 132,9 - 97 = 35,9$ °C; $\Delta t'' = 132,9 - 120 = 12,9$ °C; $\Delta t_{cp} = 24$ °C. Тогда необходимая площадь поверхности нагрева:

$$F = 177480/31,41 \cdot 24 \approx 235,45 \text{ м}^2.$$

Число калориферов во II зоне

$$n = 235,45/108 \approx 3 \text{ калорифера.}$$

Вентиляторы. 1. Вентилятор для отработанного воздуха преодолевает часть сопротивления I зоны и сопротивление трубы отработанного воздуха. Ориентировочно это сопротивление составляет 240 Па. Количество отработанного воздуха $V \approx 4000$ м³/ч. Устанавливаем центробежный вентилятор В-Ц4-70-5А; $n = 930$ об/мин; мощность электродвигателя $N = 0,55$ кВт; $\eta = 0,79$.

2. Вентилятор для циркуляционного воздуха в I зоне: $V = 10400$ м³/ч. Ориентировочно статическое сопротивление ΔS_1 принимаем 360 Па. Устанавливаем вентилятор В-Ц4-70-6,3К; $n = 930$ об/мин; $N = 2,2$ кВт; $\eta_a = 0,75$.

3. Вентилятор для циркуляционного воздуха во II зоне: $V = 23500$ м³/ч. Ориентировочно принимаем $\Delta S_{II} \approx 650$ Па. Устанавливаем центробежный вентилятор В-Ц4-70-10А; $n = 670$ об/мин; $N = 7,5$ кВт; $\eta_d = 0,78$.

Общий вид запроектированной двухзонной сушилки показан на рис. VII.5.

РАСЧЕТ ШАХТНОЙ ЗЕРНОСУШИЛКИ

Задание и исходные данные. Требуется рассчитать установку для сушки зерна пшеницы производительностью 65 т/ч.¹ Сушильная камера состоит из двух параллельно работающих шахт, между которыми расположены напорно-распределительные камеры. Разрезы сушильной камеры даны на рис. VII.6.

В шахте установлены трехжалюзийные короба длиной 1200 мм, высотой 225 мм, шириной 100 мм. Шаг расположения коробов: по горизонтали 210 мм, по вертикали 310 мм. В каждом ряду установлены 18 или 17 коробов и два полукороба, причем подводящий и отводящий короба чередуются.

Толщина продуваемого слоя зерна 110 мм. Минимальный проход для зерна 100 мм. Во избежание перегрева зерна полукороба, расположенные возле стенок сушильной камеры, делаются отводящими.

Каждая шахта состоит из двух ступеней сушки и охладительной камеры. В соответствии с этим распределительная камера разделена горизонтальными перегородками. Кроме того, в распределительной камере I ступени установлена дополнительная горизонтальная перегородка; это позволяет использовать нижнюю часть этой ступени как зону промежуточного охлаждения при сушке высоковлажного зерна.

¹ Расчет такой сушилки был выполнен в лаборатории зерносушения ВНИИЗа В. Ф. Самочетовым. Наиболее перспективно включение шахты в схему рециркуляционной зерносушилки. Формулы для расчета параметров рециркуляции приведены в главе IV, а примерный расчет установки приведен в книге В. И. Жидко, В. А. Резникова, В. С. Уколова (см. список литературы).

Применение двухступенчатого режима процесса обусловлено свойствами зерна как объекта сушки: с понижением влажности зерна его термоустойчивость, в основном обусловленная стойкостью белкового комплекса, повышается.

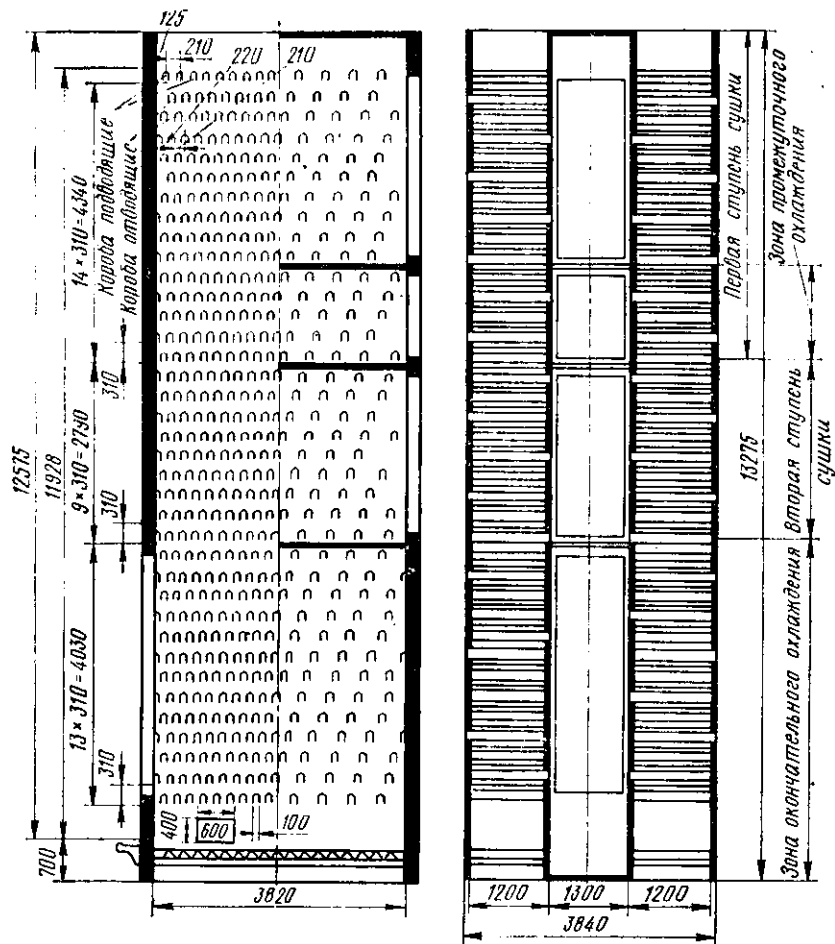


Рис. VII.6. Двухступенчатая шахтная зерносушилка (разрезы сушильно-охладительной камеры)

Данные для расчета приведены в табл. VII.7.

В топке применяется дизельное топливо со следующим элементарным составом: $СР = 86,3\%$, $НР = 13,3\%$, $SP = 0,3\%$; $ОР + НР = 0,1\%$.

Т а б л и ц а V И 1.7

Исходные данные для расчета зерносушилки производительностью 65 т/ч сырой пшеницы

Агенты, применяемые в зерносушилках, и продукт	B , Па	φ , %	t , °C	W , %	θ , °C
Наружный воздух	10^5	75	0	—	—
Газовоздушная смесь, поступающая в I ступень (зону)	—	—	120	—	—
Газовоздушная смесь, поступающая во II ступень (зону)	—	—	150	—	—
Отработанные газы, выходящие из II ступени	—	75	—	—	—
Отработанные газы, выходящие из II ступени	—	70	—	—	—
Воздух, выходящий из охладительной камеры	—	—	30	—	—
Зерно					
при поступлении в сушилку	—	—	—	20	0
при выходе из I ступени	—	—	—	17,25	30
при выходе из II ступени	—	—	—	14,75	50
при выходе из охладительной камеры	—	—	—	14	10

Определение параметров сушильного агента

В дизельном топливе нет золы и влаги, поэтому состав рабочего топлива соответствует составу его горючей массы. Определяем высшую теплоту сгорания топлива по формуле Д. И. Менделеева

$$Q_p^p = [81CP + 300HP - 26(O^p - S^p)] 4,19 \approx 45870 \text{ кДж/кг.}$$

Теоретически необходимое количество воздуха для сжигания 1 кг топлива

$$g_0 = \frac{2,67CP + 8HP + S^p - O^p}{23} = \frac{2,67 \cdot 86,3 + 8 \cdot 13,3 + 0,3 - 0,1}{23} \approx$$

$$\approx 14,5 \text{ кг/кг топлива.}$$

Коэффициенты избытка воздуха в обеих зонах α' и α'' , так же как и влагосодержание газов d' и d'' , поступающих в сушильную камеру, определяем по заданным параметрам состояния газовой смеси, пользуясь следующими формулами:

$$\alpha = \frac{Q_p^p \eta_T + c_T t_T - \frac{9HP + WP}{100} I_{п.см} - \left(1 - \frac{9HP + WP + AP}{100}\right) c_{см} t_{см}}{g_0 \left(\frac{d_0 I_{п.см}}{1000} - I_0 + c_{см} t_{см} \right)};$$

$$d = \frac{90HP + 10WP + \alpha g_0 d_0}{\alpha g_0 + \left(1 - \frac{9HP + WP + AP}{100}\right)},$$

где η_T — КПД топки, который принимаем равным 0,9; c_T — удельная теплоемкость топлива; $c_T = 2,1$; t_T — температура топлива, которую принимаем

равной 0 °С; $I_{п.см}$ — энтальпия водяного пара в газозвушной смеси; $c_{см}$ — удельная теплоемкость газозвушной смеси; d_0 и I_0 — соответственно влагосодержание и энтальпия наружного воздуха, которая определяется по диаграмме;

$$I_0 = c_{см} t_0 + d_0 I_{п0} / 1000.$$

Результаты этих расчетов приведены ниже.

	α	d_1 , кг/кг	I_1 , кДж/кг
Для I ступени	21	6,8	138,97
Для II ступени	17,3	7,6	171,62

Энтальпия смеси определяется по диаграмме $I-d$ по заданной температуре газов, входящих в каждую ступень, и по полученным значениям d_1 и d_1' .

Определение расхода топлива

Суммарный расход теплоты в каждой ступени определяем в следующем порядке. Вначале определяем потери теплоты через ограждения зон в окружающую среду и на нагревание зерна. Кроме того, находим поправку на подитропичность процесса в обеих ступенях и получаем поправку

$$\Delta_{общ} = c_{вл} \theta_1 - (q_m + q_{огр} + q_{терм}).$$

Зная эту поправку, строим процесс в $I-d$ -диаграмме и определяем расход теплоты и газа в обеих ступенях. Построение дано на рис. VII.7.

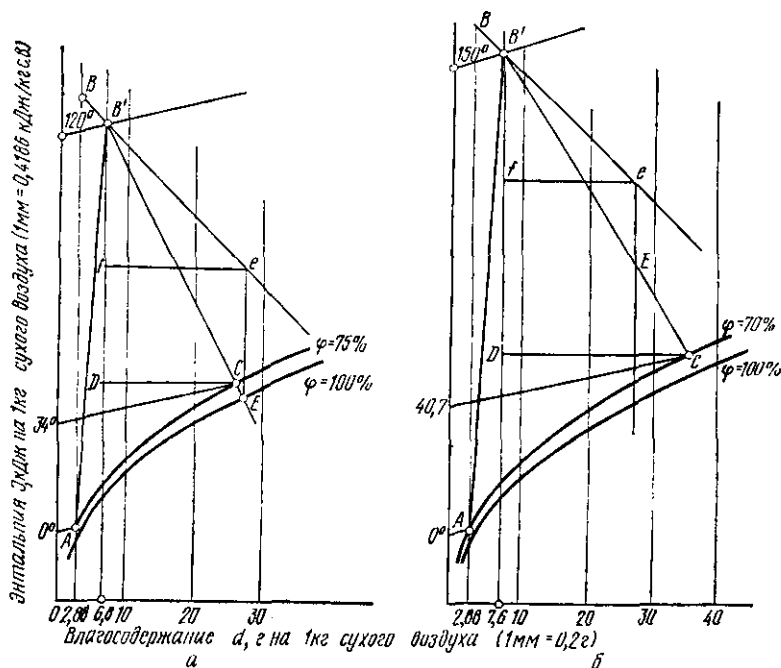


Рис. VII.7. Схемы построения процесса в $I-d$ -диаграмме (не в масштабе):

a — для I ступени сушильной камеры; $б$ — для II ступени сушильной камеры

Процесс изображается линией $AB'C$. Точка A изображает состояние наружного воздуха, точка B' — состояние газовой смеси, поступающей в сушильную камеру, а точка C — состояние отработанных газов.

Удельный расход газовой смеси (в кг/кг)

$$l = 1000/CDM_d.$$

Удельный расход теплоты (в кДж/кг)

$$q = mAB/CD.$$

Точка B лежит на пересечении линии $d_0 = \text{const}$ с линией $l_1 = \text{const}$, проходящей через точку B' .

Результаты расчета приведены в табл. VII.8.

Т а б л и ц а VII.8

Расчетные данные

Показатели	Обозначение и единица измерения	Ступени (зоны)		Зона охлажде- ния
		I	II	
Масса испаренной влаги	U , кг/ч	2160	1840	532
Теплоемкость зерна	$c_{мз}$, кДж/(кг·К)	2,00	1,93	1,92
Потеря на нагрев мате- риала (для охлаждающей зоны приход тепла)	q_m , кДж/кг	1749,75	1285,0	8752
Поверхность ограждений	F , м ²	100	—	—
Толщина ограждения (железобетонная стенка)	δ , м	0,07	—	—
Коэффициент теплопере- дачи	k , Вт/(м ² ·К)	2,32	—	—
Потеря через ограждения в окружающую среду	$q_{огр}$, кДж/кг	14,65	14,65	—
Температура отработан- ных газов	t_2 , °С	Около 34	Около 41	—
Термодинамические по- тери	$t_{терм}$, кДж/кг	161,57	169,85	—
Поправка	$\Delta_{общ}$, кДж/кг	—1925,56	—1343,7	8962
Удельный расход газо- воздушной смеси (для ох- ладительной зоны расход воздуха)	l , кг/кг	52,6	35,7	222
Часовой расход смеси	L , кг/ч	113 616	65 688	118 104
Объемный расход смеси, поступающей в подводя- щие короба	V_1 , м ³ /ч	Около 130 431	80 468	93 656
Объемный расход смеси при выходе из отводящих коробов	V_2 , м ³ /ч	105 095	62 929	95 780
Удельный расход теплоты	q , кДж/кг	6823	5818,54	—
Часовой расход теплоты	Q , кДж/ч	14 738 068	10 287 513	—

Общий часовой расход теплоты $Q = 25\,025\,581$ кДж/ч. Часовой расход топлива

$$B = Q/(\eta_T Q_H^p) = 25025581/0,9 \cdot 43019 \approx 647 \text{ кг/ч.}$$

Удельный расход условного топлива на 1 пл. т

$$b_y = B \cdot 43019 / 29330 \cdot 65 = 14,5 \text{ кг/пл. т.}$$

При реконструкции установки с переводом ее на рециркуляционно-изотермический способ сушки удельный расход топлива уменьшится примерно на 20 % и составит около 11,5 кг/пл. т.

Определение скорости газовой смеси в коробах

Данные по расчету скорости газовой смеси в коробах приведены в табл. VII.9.

Т а б л и ц а VII.9

Скорость газовой смеси в коробах¹

Показатели	I ступень (зона)	II ступень (зона)	Зона охлаждения
Количество коробов в одном ряду	18	18	18
Число рядов (в каждой шахте)	15	9	13
Общее количество коробов в двух шахтах	540	324	468
В том числе			
подводящих	270	162	234
отводящих	270	162	234
Площадь сечения короба, м ²	0,019	0,019	0,019
Общая площадь сечения подводящих коробов S, м ²	5,13	3,08	4,45
Общая площадь сечения отводящих коробов S, м ²	5,13	3,08	4,45
Скорость газов			
при входе в короба	7,0	7,25	5,86
$v = v_1 / S \cdot 3600$ м/с			
при выходе из коробов	5,7	5,7	5,98
$v = v_2 / S \cdot 3600$ м/с			

¹ Эскизы коробов и их размеры см. в главе IV.

Расчет показывает, что скорость газов на выходе из коробов не превышает допустимой нормы (6 м/с), при которой гарантируется предотвращение уноса высушенного зерна из шахты.

Расчет параметров шахты

Габариты шахты рассчитаны согласно принятым числу коробов и их конструктивным размерам. Результаты расчета приведены в табл. VII.10.

Выбор вентиляторов

Результаты расчета газовых сопротивлений приведены в табл. VII.11. Проектируем установку четырех вентиляторов: первый вентилятор обслуживает верхнюю часть I ступени сушки, второй вентилятор — нижнюю часть I ступени сушки, которая может быть использована как зона промежуточного охлаждения при сушке высоковлажного зерна; третий вентилятор обслуживает II ступень сушки; четвертый вентилятор — зону охлаждения. Результаты выбора вентиляторов приведены в табл. VII.12.

Т а б л и ц а VII.10

Параметры шахты

Показатели	Зоны сушки		Зона охлаждения
	I ступень	II ступень	
Высота, соответствующая одному ряду коробов (высота короба + расстояние между рядами), м	0,31	0,31	0,31
Высота шахты, м	$15 \times 0,31 = 4,65$	$9 \times 0,31 = 2,79$	$13 \times 0,31 = 4,03$
Ширина шахты, м	3,8	3,8	3,8
Длина короба, м	1,2	1,2	1,2
Рабочий объем (в двух шахтах), м ³	$2 \times 4,65 \times 3,8 \times 1,2 = 42,4$	25,44	36,75
Объем, занимаемый коробами (в двух шахтах), м ³ , где 0,021 — объем одного короба	$540 \times 0,021 = 11,34$	6,8	9,83
Объем, занимаемый зерном (в двух шахтах), м ³	31,06	18,64	26,92
Масса зерна $G_{\text{зерн}}$ при $\rho = 0,75 \text{ т/м}^3$, т	23,3	13,98	20,19
Продолжительность пребывания зерна, ч (мин), $\tau = G_{\text{зерн}}/G_1$, где G_1 — производительность сушилки	$\frac{23,3}{65} = 0,36$ (21,5 мин)	0,215 (13 мин)	0,31 (18,5 мин)
Напряжение объема шахты по влаге, кг/(м ³ ·ч)		43,3 (среднее для всей шахты)	

Т а б л и ц а VII.11

Газовые сопротивления на отдельных участках зерносушильной установки

Участок	Сопротивление, Па
I ступень сушки (верхняя часть)	
Топка (разрежение)	19,62
Вход из смесительной камеры во всасывающий трубопровод	19,62
Всасывающий трубопровод от топки к вентилятору	78,48
Воздуховод от вентилятора до напорной камеры	19,62
Вход из диффузора в напорную камеру	9,81
Вход в короб	9,81
Слой зерна	608,22
Выход из короба	9,81
Выход в атмосферу	9,81
Всего	785,8

I ступень (нижняя часть) с запасом	833,85
II ступень сушки	
Сопротивление то же, что в I зоне с поправкой на удельный вес газа при 150 °С (вместо 120 °С)	752,43
Принимаем	784,8
Зона охлаждения	
Воздуховод от вентилятора до напорной камеры	29,43
Вход из диффузора в напорную камеру	14,71
Вход в короб	14,71
Слой зерна	725,94
Выход из короба	24,53
Выход в атмосферу	9,81
Всего	819,13
Принимаем	833,84

Т а б л и ц а VII.12

Характеристика вентиляторов сушильной установки

Вентиляторы	v , %	V , Па	t , °С	$H_{1,2}$, Па	Серия и номер вентилятора	n , об/мин	N , кВт
Первый	86 000	833,85	120	1118,34	В-Ц4-70-16К	600	45 (с запасом)
Второй	44 500	833,85	120	1118,34	»	550	30 (с запасом)
Третий	80 500	784,8	150	1128,15	»	550	45 (с запасом)
Четвертый	94 000	833,85	—	—	»	550	45 (с запасом)
Общая установочная мощность электродвигателей (с запасом примерно 11 %), кВт	—	—	—	—	—	—	165

РАСЧЕТ АППАРАТА ДЛЯ СУШКИ И ГРАНУЛЯЦИИ
НИКОТИНОВОЙ КИСЛОТЫ В ПСЕВДООЖИЖЕННОМ СЛОЕ
I С ЛОКАЛЬНЫМ ФОНТАНИРОВАНИЕМ ¹

Описание устройства проектируемого аппарата

Аппарат для сушки и грануляции (рис. VII.8) представляет собой цилиндро-коническую емкость I, расширяющуюся вверх. Нижняя часть аппарата имеет форму усеченного конуса, расширяющегося вверх для

¹ Методика расчета и численный пример разработаны Ю. С. Эстриным в работе, выполненной под руководством автора, А. А. Соколовского и С. Ш. Гаджиева.

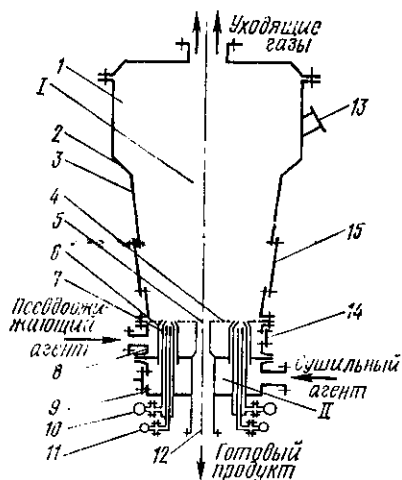


Рис. VII 8 Схема аппарата для сушки и грануляции раствора:

1 — корпус аппарата; 11 — газораспределительное устройство; 12 — сепарационная зона; 2 — переходная зона; 3 — нижняя зона; 4 — перфорированная решетка; 5 — отверстие для сепарационного сопла; 6 — теплообменник сопла; 7 — пневматическая форсунка; 8 — верхняя камера газораспределительного устройства; 9 — нижняя камера; 10 — коллектор воздуха, подаваемого для распыления раствора; 11 — коллектор подачи раствора; 12 — сепарационное сопло; 13 — отверстие для первичной загрузки; 14 — люки; 15 — смотровое окно.

уменьшения скорости газообразной фазы, движущейся в аппарате снизу вверх.

Наибольший диаметр имеет верхняя цилиндрическая сепарационная часть зоны аппарата 1, где расход газообразной фазы обеспечивает ско-

рост витания частиц диаметром не более 0,15 мм, что необходимо для уменьшения уноса. Высота сепарационной части принимается по конструктивным соображениям около 1 м, она должна быть не меньше расстояния полного гашения скорости фонтанирующих частиц.

Средняя часть (зона) аппарата 2 является переходной между нижней конической и верхней цилиндрической и также имеет форму усеченного конуса, угол раскрытия которого меньше $180-2\alpha$, где α — угол естественного откоса сыпучего материала; при этом условия частицы сыпучего материала не задерживаются на поверхности конуса и возвращаются в нижнюю часть аппарата. Угол раскрытия конуса нижней части 3 аппарата должен быть таков, чтобы влияние стенок на форму факела было минимальным и берется в пределах $12-30^\circ$.

К нижней части аппарата крепится газораспределительное устройство 11, предназначенное для создания псевдооживленного слоя, локальных факелов, распыливания гранулируемого раствора и сепарации готового продукта. Оно отделено от цилиндрической емкости перфорированной решеткой 4, имеющей отверстия, в которые с небольшим зазором вставляются теплообменные сопла 6.

По оси сопел устанавливаются прямоструйные пневматические форсунки 7 для подачи и распыливания раствора в локальные факелы внутри слоя. Газораспределительное устройство разделено на две камеры 8 и 9, изолированные между собой теплоизоляционным материалом. В верхнюю камеру 8 подается теплоноситель на псевдоожиг и «досушку» гранул. В нижнюю камеру 9 поступает суший агент для образования факела и испарения влаги из раствора. Как было указано в главе IV, разделяющая подача газообразного теплоносителя и получение локальных факелов в псевдоожигенном слое позволяет:

- 1) создать в аппарате управляемую интенсивную циркуляцию гранул по циклу «факел—слой—факел»;
- 2) подавать сушильный агент для испарения влаги из раствора со значительно более высокой температурой, чем ожижающий агент, и тем самым интенсифицировать тепломассообменный процесс, имеющий решающее значение, без термодеструкции материала благодаря быстрому снижению температуры за счет интенсивного испарения влаги с капель испаряемого раствора в локальном факеле.

Подача и распыливание раствора осуществляются форсунками, соеди-

ненными двумя коллекторами 10 и 11: в один поступает воздух для распыливания раствора, в другой — сам раствор.

В центре перфорированной решетки имеется отверстие для пневмосепарационного выгрузочного устройства 12. Поскольку сепарационное сопло проходит через нижнюю и верхнюю камеры с высокотемпературным теплоносителем, поверхность выгрузочного устройства покрывается тепловой изоляцией.

Подача первичной загрузки осуществляется через отверстие 13 в корпусе аппарата.

Для осмотра и обслуживания аппарата имеются люки 14 в нижней части цилиндрической емкости и в нижней и верхней камерах газораспределительного устройства.

Для наблюдения за ходом процесса в корпусе имеются смотровое окно 15 со стеклоочистителем, измерительные приборы и средства контроля параметров процесса.

Для уменьшения тепловых потерь и выполнения требований техники безопасности поверхность аппарата и трубопроводов, подводящих теплоносители, покрывается тепловой изоляцией.

Методика расчета и проектирования аппарата с псевдооживленным слоем при локальном фонтанировании

При проектировании установок для грануляции и сушки и выбора рабочих режимов решающее значение имеет учет физико-химических свойств раствора: температуры плавления, температуры разложения, растворимости, образования эвтектик, гигроскопичности, способности к сублимации. Эти свойства учитываются в первую очередь при проектировании аппарата.

1. Выбирается вариант работы аппарата. Возможны два крайних варианта: в одном сушка и кристаллизация начинаются в факеле, а завершение кристаллизации и «досушка» гранул до требуемой влажности происходят в псевдооживленном слое; во втором варианте вся влага, подаваемая в факел с раствором, испаряется в объеме факела с завершением процесса кристаллизации, и теплота для этого полностью подводится сушильным агентом факела, который используется максимально; псевдооживленный слой является балластной средой для образования факелов и служит для компенсации теплотерь аппарата.

2. Выбираются температуры газовой смеси — агентов, подаваемых для псевдооживления и в локальные факелы.

Температура агента-теплоносителя для псевдооживления принимается из расчета предотвращения термодеструкции материала, т. е. ниже температуры плавления: $t_{н. пс} \leq t_{пл}$.

Начальная температура газов, подаваемых в факелы, в меньшей степени зависит от физико-химических свойств продукта, поскольку в факеле осуществляется «мягкий» контакт сушильного агента с каплями распыленного раствора в прямооточке, а сухие гранулы омываются теплоносителем уже с пониженной температурой. При грануляции растворов промышленных концентраций температуру газов в факелы принимают в диапазоне 400—1000 °С.

Температура конца фонтанирования зависит от количества раствора, подаваемого в факел, т. е. от количества испаренной в факеле влаги, и не должна превышать температуры термодеструкции материала.

Температуру слоя выбирают в пределах $t_{сл} = 110 \div 140$ °С. Температуру гранул принимают несколько ниже температуры слоя: $t_r \approx t_{сл} - 5$ °С.

3. Определяется высота слоя, на которой происходит полное поглощение теплоты сушильного агента h , из формулы $t_h = t_{сл} + (t_{н. ф} - t_{сл}) e^{-bh}$.

где b — показатель интенсивности испарения, принимается в пределах 12—30 в интервале температур 400—1000 °С (меньшим значениям температур соответствуют меньшие значения b).

4. Задаются: статическая высота слоя h_0 ; диаметр сопел факелов $d_{с.ф}$ и диаметр отверстия форсунки для подачи раствора $d_{с.р}$, расстояние между центрами сопел $l_{с.ф}$.

Обычно значения h_0 и $d_{с.ф}$ выбираются на основании экспериментальных данных в зависимости от производительности аппарата; расстояние

$$l_{с.ф} = (2,6 \div 3,4) d_{с.ф}.$$

5. Рассчитывают гидродинамические параметры работы аппарата по известным формулам (см. главу IV).

Критическая скорость псевдооживления

$$v_{кр} = Agv/d_r (1400 + 5,22 \sqrt{Ag}).$$

Рабочая скорость псевдооживления

$$v_{пс} = (1,1 \div 2,5) v_{кр}.$$

Скорость витания частиц

$$v_{вит} = Agv/d_r (18 + 0,61 \sqrt{Ag}).$$

Скорости фонтанирования рассчитываются по эмпирическим формулам, полученным А. А. Соколовским, С. Ш. Гаджиевым, Ю. С. Эстриным и др.

Первая критическая скорость фонтанирования¹ (скорость начала устойчивого фонтанирования)

$$v_{н.у.ф} = v_{ф1} = v_{вит} + A \sqrt{gh_0} (v_{вит}/v_{пс})^{0,26} (d_{с.ф}/d_{с.р})^{0,31} (l_{с.ф}/d_{с.ф})^{0,105}.$$

Вторая критическая скорость фонтанирования

$$v_{ф2} = v_{вит} + B \sqrt{gh_0} (v_{вит}/v_{пс})^{0,28} (d_{с.ф}/d_{с.р})^{0,33} (l_{с.ф}/d_{с.ф})^{0,120},$$

где A, B — постоянные.

Рабочая скорость фонтанирования берется в пределах

$$v_{раб.ф} = v_{ф1} \div v_{ф2}.$$

6. Определяется расход сушильного агента, подаваемого в факелы.

Составляется тепловой баланс² факелов по избранному варианту работы. Например, для второго варианта, когда вся влага испаряется в факеле, члены теплового баланса факелов имеют вид:

Приход теплоты	Расход теплоты
С исходным раствором $G_{рс} t_p$	На нагрев влаги до 100 °С U_l
	Теплота парообразования U_r
С сушильным агентом $Q_{ф}$	С испаренным раствором (с гранулами) $G_{гс} t_r$
	С уходящим сушильным агентом $Q_{ух}$
	На концентрирование раствора $Q_{конц}$
	На кристаллизацию гранул $Q_{крист}$

¹ Под первой критической скоростью фонтанирования понимают скорость сушильного агента, при которой начинается устойчивое внутреннее фонтанирование; вторая критическая скорость сушильного агента — это скорость, при которой образуется устойчивый сквозной фонтан.

² Процессы в факелах рассматриваются как одновременно протекающие процессы выпаривания, сушки (испарения) и кристаллизации.

Тогда

$$G_{\text{рс}} t_{\text{р}} + Q_{\text{ф}} = U I + U r + G_{\text{г}} c_{\text{г}} t_{\text{г}} + Q_{\text{ух}} + Q_{\text{конц}} + Q_{\text{крист.}}$$

Учитывая, что $Q_{\text{ф}} = L_{\text{ф}}(ct)_{\text{н. ф}}$ и $Q_{\text{ух}} = L_{\text{ф}}(ct)_{\text{ух}}$, из уравнения баланса определяется расход сушильного агента $L_{\text{ф}}$.

7. Определяются расход сушильного агента, подаваемого в один факел, и количество факелов.

Расход сушильного агента в один факел

$$L_{\text{ф1}} = 3600 F_{\text{с. ф}} v_{\text{ф}} \rho_{\text{ф}}$$

Количество факелов

$$n = L_{\text{ф}} / L_{\text{ф1}}$$

8. Определение расхода воздуха на сепарацию

$$L_{\text{сеп}} = 3600 F_{\text{с. сеп}} v_{\text{вит}} \rho_{\text{в}},$$

где $\rho_{\text{в}}$ — плотность воздуха, поступающего в пневмосепарационное устройство, имеющее температуру $t_{\text{сеп}}$, которая в зависимости от схемы установки может быть выше температуры наружного воздуха; $v_{\text{вит}}$ — скорость витания гранул требуемого размера, вычисляется по известным формулам, учитывая $t_{\text{сеп}}$.

9. Определяются расход и температура псевдоожигающего агента.

Расход

$$L_{\text{пс}} = 3600 F_{\text{реш}} V_{\text{пс}} \rho_{\text{пс}}$$

Температура определяется из теплового баланса псевдоожигания, который, например, для второго варианта работы аппарата имеет вид:

Приход теплоты	Расход теплоты
С гранулами из факела $G_{\text{г}} c_{\text{г}} t_{\text{г}}$	С гранулами, подхватываемыми факелами, $G_{\text{г}}(ct)_{\text{сл}}$
С псевдоожигающим агентом $L_{\text{п. с}}(ct)_{\text{н. пс}}$	Нагрев воздуха на сепарацию до температуры уходящих газов $L_{\text{сеп}}(ct)_{\text{ух}}$
С воздухом на сепарацию $L_{\text{сеп}}(ct)_{\text{сеп}}$	С уходящими газами $L_{\text{пс}}(ct)_{\text{ух}}$
	Теплопотери через корпус $Q_{\text{пот}}$

$$G_{\text{г}} c_{\text{г}} t_{\text{г}} + L_{\text{п. с}}(ct)_{\text{н. пс}} + L_{\text{сеп}}(ct)_{\text{сеп}} = G_{\text{г}}(ct)_{\text{сл}} + L_{\text{пс}}(ct)_{\text{ух}} + L_{\text{сеп}}(ct)_{\text{ух}} + Q_{\text{пот}},$$

откуда определяется $t_{\text{н. пс}}$.

10. Расчет элементов конструкции включает в себя: гидравлический расчет решеток, форсунок и трубопроводов; расчет тепловой изоляции; прочностной расчет корпуса, опор, сварных и болтовых соединений.

Пример расчета аппарата для сушки и грануляции

Задание и исходные данные. Продукт — никотиновая кислота (витамин РР); характеристики: температура плавления 196 °С; температура термозлавления 425 °С; плотность гранулы 1400 кг/м³; удельная теплосмолемость гранул 0,88 кДж/(кг·К); суммарная удельная теплота концентрирования и кристаллизации¹ 835 кДж/кг. Концентрация перерабатываемого водного раствора 16 %. Влажность готового продукта не более 0,2 %. Средний диаметр гранул 2 мм.

¹ Определена экспериментально во ВНИВИ А. А. Соколовским и Ю. С. Эстриным.

Для получения 1000 т в год готового продукта надо перерабатывать 6000 т в год 16 %-го водного раствора. При режиме работы 6800 ч в году производительность аппарата составляет:
по перерабатываемому раствору

$$G_p = 6000 \cdot 10^3 / 6800 = 880 \text{ кг/ч};$$

по готовому продукту

$$G_r = 1000 \cdot 10^3 / 6800 = 150 \text{ кг/ч};$$

по испаренной влаге

$$U = 880 - 150 = 730 \text{ кг/ч}.$$

1. Аппарат проектируется по варианту, когда вся влага раствора испаряется в объеме факела с завершением кристаллизации материала.

2. Начальная температура сушильного агента принимается ниже температуры термического разложения: $t_{н.ф} = 400^\circ\text{C}$.

Температура плавления никотиновой кислоты $t_{пл} = 196^\circ\text{C}$.

Температура псевдоожижающего агента $t_{н.пс} < 196^\circ\text{C}$.

Температура слоя $t_{сл} = 120^\circ\text{C}$.

Температура гранул $t_r \approx t_{сл} - 5 = 115^\circ\text{C}$.

3. Высота слоя, на которой происходит полное поглощение теплоты факела, определяется из уравнения:

$$t_h = t_{сл} + (t_{н.ф} - t_{сл}) e^{-bh};$$

$$t_h = t_{сл} + (8 + 12)^\circ\text{C} = 128^\circ\text{C},$$

откуда

$$h = - (1/b) \ln [(t_h - t_{сл}) / (t_{н.ф} - t_{сл})] = - (1/13) \ln [(128 - 120) / (400 - 120)] \approx 0,12 \text{ м}.$$

4. Задаются: статическая высота слоя $h_0 = 0,6 \text{ м}$; диаметр сопла $d_{с.ф} = 0,06 \text{ м}$; расстояние между центрами сопел $t_{с.ф} = (2,6 + 3,4) d_{с.ф} = 2,68 \cdot 0,06 = 0,16 \text{ м}$.

5. Гидродинамические параметры работы аппарата:

А. Псевдоожижение. Критерий Архимеда для гранул никотиновой кислоты $d_r = 0,002 \text{ м}$, плотность $\rho_r = 1400 \text{ кг/м}^3$.

$$Ar_{пс} = (gd_r^3 / \nu_{пс}^2) (\rho_r - \rho_{пс} / \rho_{пс}) = [9,8 \cdot 0,002^3 / (25,3 \cdot 10^{-6})^2] \times \\ \times [(1400 - 0,869) / 0,869] = 198000,$$

где кинематическая вязкость псевдоожижающего агента $\nu_{пс} = 25,3 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ берем при $t_{н.пс} = 120^\circ\text{C}$ (ниже $t_{н.пс}$ будет рассчитана точнее).

Критическая скорость псевдоожижения

$$v_{кр} = 198000 \cdot 25,3 \cdot 10^{-6} / [0,002 (1400 + 5,22 \sqrt{198000})] = 0,675 \text{ м/с}.$$

Рабочая скорость псевдоожижения

$$v_{пс} = (1,1 + 2,5) v_{кр} = 2,2 \cdot 0,675 = 1,5 \text{ м/с}.$$

Б. Фонтанирование. Критерий Архимеда (при $t_{н.ф} = 400^\circ\text{C}$)

$$Ar_{н.ф} = [9,8 \cdot 0,002^3 / (63,4 \cdot 10^{-6})^2] [(1400 - 0,5075) / 0,5075] = 54100.$$

Скорость витания гранул

$$v_{вит.ф} = [54100 \cdot 63,4 \cdot 10^{-6}] / [0,002 (18 + 0,61 \sqrt{54100})] = 11 \text{ м/с}.$$

Первая критическая скорость фонтанирования

$$v_{ф1} = 11 + 2,74 \sqrt{9,8 \cdot 0,6} (11/1,5)^{0,26} (0,06/0,012)^{0,31} (0,16/0,06)^{0,105} = 30,6 \text{ м/с.}$$

Вторая критическая скорость фонтанирования

$$v_{ф2} = 11 + 10,2 \sqrt{9,8 \cdot 0,6} (11/1,5)^{0,28} (0,06/0,012)^{0,33} (0,16/0,06)^{0,120} = 86 \text{ м/с.}$$

В. Пневмосепарация. Критерий Архимеда

$$Ar_{сеп} = \{[9,8 (0,062)^3] / [(17,57 \cdot 10^{-6})^2]\} [(1400 - 1,091)/1,091] = 326000.$$

Воздух в сепарационное сопло поступает из охладителя готового продукта и проходит через нижнюю и верхнюю камеры газораспределительного устройства. При этом воздух подогревается примерно до 40 °С (на эту температуру рассчитываем охладить и внутреннюю теплоизоляцию газораспределительного устройства). Поэтому параметры воздуха $v_{сеп}$ и $\rho_{сеп}$ берем при температуре $t_{сеп} = 40$ °С.

Скорость витания готовых гранул

$$v_{вит. сеп} = [32600 \cdot 17,57 \cdot 10^{-6}] / [0,002 (18 + 0,61 \sqrt{326000})] = 7,85 \text{ м/с.}$$

6. Определяется расход сушильного агента. Суммарная удельная теплота концентрирования и кристаллизации, как было указано, найдена экспериментально:

$$q_k = q_{крис} + q_{конд} = 835 \text{ кДж/кг.}$$

Удельная теплоемкость гранул $c_r = 0,88 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$.

Расход сушильного агента

$$L_{\phi} = \frac{U(1+r) + G_{cr} t_r + G_p [q_k - (ct)_p]}{(ct)_{н. \phi} - (ct)_{ух}} = \frac{730(419 + 2499,04) + 150 \cdot 0,88 \cdot 120 + 880(835 - 83,8)}{434,2 - 124} = 9250 \text{ кг/ч.}$$

Количество теплоты, подводимое сушильным агентом,

$$Q_{\phi} = L_{\phi} (ct)_{р. \phi} = 9250 \cdot 434,2 = 4010000 \text{ кДж/ч.}$$

7. Рассчитывается расход сушильного агента, подаваемого в один факел,

$$[L_{\phi 1} = 1600 F_{с. \phi} v_{\phi} \rho_{\phi} = 1600 \cdot 0,00283 \cdot 86 \cdot 0,5 = 514 \text{ кг/ч,}$$

$$\text{где } F_{с. \phi} = \pi d_{с. \phi}^2 / 4 = 3,14 (0,06)^2 / 4 = 0,00283 \text{ м}^2.$$

Количество факелов

$$n = L_{\phi} / L_{\phi 1} = 9250 / 514 \approx 18.$$

Расположение сопел 18 локальных факелов на решетке аппарата дано на рис. VII.9.

Такое расположение сопел на решетке и в газораспределительном устройстве оптимально в отношении гидродинамики факелов (минимальные размеры застойных зон) и удобно для изготовления.

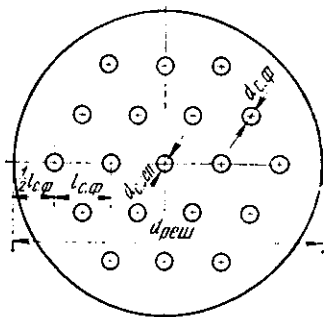


Рис. VII.9. Схема расположения сопел 18 локальных факелов на решетке аппарата:

$d_{с. \phi}$ — диаметр сопла факела;
 $d_{с. сеп}$ — диаметр сепарационного сопла; $d_{реш}$ — диаметр решетки;
 $l_{с. \phi}$ — шаг расположения сопел факелов

8. Рассчитывается расход воздуха на сепарацию

$$L_{\text{сеп}} = 3600 F_{\text{с. сеп}} v_{\text{вит. сеп}} \rho_{\text{сеп}} = 3600 \cdot 0,00283 \cdot 7,85 \cdot 1,0 = 94 \text{ кг/ч},$$

где $F_{\text{с. сеп}} = \pi d_{\text{с. сеп}}^2 / 4 = 3,14 (0,06)^2 / 4 = 0,00283 \text{ м}^2$ (при этом принимаем $d_{\text{с. сеп}} \approx d_{\text{с. ф}} = 0,06 \text{ м}$).

9. Определяется расход псевдоожижающего агента

$$L_{\text{п. с}} \approx 3600 F_{\text{реш}} v_{\text{п. с}} \rho_{\text{п. с}} = 3600 \cdot 0,448 \cdot 1,5 \cdot 0,9 = 2180 \text{ кг/ч},$$

где $F_{\text{реш}} = (\pi d_{\text{реш}}^2 / 4) - 19 F_{\text{с. ф}} = 3,14 (0,8)^2 / 4 - 19 \cdot 0,00283 = 0,448 \text{ м}^2$ при $d_{\text{реш}} = 0,8 \text{ м}$ ($d_{\text{реш}}$ — диаметр решетки).

Тепловой баланс псевдоожижения

$$G_{\text{г}} c_{\text{г}} t_{\text{г}} + L_{\text{п. с}} (ct)_{\text{н. пс}} + L_{\text{сеп}} (ct)_{\text{сеп}} = L_{\text{п. с}} (ct)_{\text{ух}} + G_{\text{г}} (ct)_{\text{сл}} + L_{\text{сеп}} (ct)_{\text{ух}} + Q_{\text{пот.}}$$

Принимаем энтальпию воздуха на сепарацию (при температуре $t_{\text{сеп}} = 40^\circ \text{C}$) $(ct)_{\text{сеп}} = 33,8 \text{ кДж/кг}$; тепловые потери через корпус аппарата (не более 1 % от общего расхода) $Q_{\text{пот}} = 16000 \text{ кДж/ч}$.

Энтальпия псевдоожижающего агента

$$(ct)_{\text{н. пс}} = \frac{(L_{\text{пс}} + L_{\text{сеп}}) (ct)_{\text{ух}} + G_{\text{г}} c_{\text{г}} (t_{\text{сл}} - t_{\text{г}}) + Q_{\text{пот}} - L_{\text{сеп}} (ct)_{\text{сеп}}}{L_{\text{пс}}} =$$

$$= \frac{(2180 + 94) 124 + 150 \cdot 0,88 (120 - 115) + 16000 - 94 \cdot 33,8}{2180} = 149 \text{ кДж/кг}.$$

Тогда температура псевдоожижающего агента $t_{\text{н. пс}} = 140^\circ \text{C}$, что удовлетворяет условию $t_{\text{н. пс}} < 196^\circ \text{C}$.

Количество теплоты, переносимое псевдоожижающим агентом,

$$Q_{\text{пс}} = L_{\text{пс}} (ct)_{\text{н. пс}} = 2180 \cdot 149 = 324000 \text{ кДж/ч}.$$

10. Рассчитываются элементы конструкции. А. Гидравлический расчет решеток. Диаметр отверстий $d_0 < d_{\text{г}} = 1,4 \text{ мм}$.

Гидравлическое сопротивление решетки $\Delta p_{\text{реш}} = 0,4 \Delta p_{\text{раб. пс}} \approx 710 \text{ Па}$, где рабочее давление псевдоожижения $\Delta p_{\text{раб. пс}} \approx 1780 \text{ Па}$.

Толщина решетки $\delta_{\text{реш}} = 8 \text{ мм}$.

В результате расчета получается: количество отверстий $n_0 = 21150$; шаг расположения отверстий $l = 7,00 \text{ мм}$.

Б. Расчет форсунки для распыления раствора в факел. В аппарате применены форсунки воздушного распыления низкого давления. Расчет ведется по методике Шухова. Средний диаметр каплей $d_{\text{к. ср}} = 0,25 \text{ мм}$. Расход воздуха составляет 2 % от потребляемого установкой: $L_{\text{в}} \approx 200 \text{ м}^3/\text{ч}$. Плотность 15 %-ного водного раствора никотиновой кислоты $\rho_{\text{р}} = 1,65 \text{ т/м}^3$. Скорость раствора $v_{\text{р}} = 0,5 \text{ м/с}$.

В. Расчет диаметров трубопроводов. Скорости воздуха и раствора принимаем по нормам; тогда исходя из уравнения расхода получаем: диаметр трубопровода для подачи сушильного агента $d_{\text{тр. ф}} = 300 \text{ мм}$ (труба 325 \times 8, МРТУ 14-4-21—67); диаметр трубопровода для подачи псевдоожижающего агента $d_{\text{тр. пс}} = 125 \text{ мм}$ (труба 133 \times 4, ГОСТ 8732—68); диаметр трубопровода уходящих газов $d_{\text{тр. ух}} = 300 \text{ мм}$; диаметр трубопровода подачи раствора $d_{\text{тр. р}} = 10 \text{ мм}$ (труба 14 \times 2, ГОСТ 8734—68); диаметр трубопровода воздуха на распыление $d_{\text{тр. расп}} = 25 \text{ мм}$ (труба 32 \times 2, МРТУ 14-4-21—67).

Г. Толщина наружной тепловой изоляции аппарата. Для минеральной ваты $\delta_{\text{из}} = 12 \text{ мм}$, для асбестовой ткани $\delta_{\text{из}} = 25 \text{ мм}$.

Толщина изоляции на поверхности сопел внутри газораспределительного устройства 20 мм (минеральная вата).

Д. Конструктивные размеры аппарата и расчет элементов конструкции. Диаметр верхней части аппарата, где происходит сепарация пыли, со средним диаметром $d_{\text{пыли}} = 0,15$ мм

$$D = \sqrt{(4/\pi)(L_{\phi} + L_{\text{пс}} + L_{\text{сеп}} + L_{\text{расп}})/(3600v_{\text{внт}}\rho_{\text{ух}})} = \\ = \sqrt{\frac{4}{3,14} \frac{11400}{3600 \cdot 4,56 \cdot 10^{-3} \cdot 0,9}} = 2,2 \text{ м.}$$

Предварительно по формуле определяем $Ar = 52,5$ (для частиц $d_{\text{пыли}} = 0,15$ мм и параметров v и ρ при температуре уходящих газов $t_{\text{ух}} = 115^\circ\text{C}$); тогда

$$v_{\text{внт}} = (Arv)/[d_{\text{пыли}}(18 + 0,61\sqrt{Ar})] = \\ = \frac{52,5 \cdot 32 \cdot 10^{-6}}{0,15 \cdot 10^{-3}(18 + 0,61\sqrt{52,5})} = 4,56 \cdot 10^{-2} \text{ м/с.}$$

Угол раскрытия конуса 20° , высота конуса 1 м, высота сепарационной части 0,6 м, высота аппарата ≈ 5 м, масса аппарата ≈ 3 т.

Материал корпуса: сталь по ГОСТ 1050—60, лист толщиной 8 мм плакирован нержавеющей сталью X18H9 или X18H9T по ГОСТ 5632—72 (покрытие внутри корпуса); длина сварных швов опор не менее 0,7 м; диаметр болтов крепления газораспределительного устройства 20 мм.

ОСОБЕННОСТИ МЕТОДИКИ И ПРИМЕР РАСЧЕТА ВИХРЕВОЙ РАСПЫЛИТЕЛЬНОЙ СУШИЛКИ С ТАНГЕНЦИАЛЬНЫМ ВВОДОМ И ВЕРХНИМ АКСИАЛЬНЫМ ВЫВОДОМ ГАЗА¹

Схема проектируемой сушилки и основные обозначения показаны на рис. VII.10. Внутренние размеры вихревой сушильной камеры с коническим днищем находятся исходя из соотношения $H_{\text{цил}} = \sqrt{D_{\text{к}}}$, где $H_{\text{цил}}$ — высота цилиндрической части сушильной камеры.

Площадь поперечного сечения входных сопел $f_{\text{вх}}$ определяется по скорости газа на входе в камеру (в м/с), величина которой находится в зависимости от диаметра камеры $D_{\text{к}}$ (в м),

$$v_{\text{вх}} \cong (30 + 35) D_{\text{к}}^{0,4}. \quad (\text{VII.1})$$

Диаметр аксиального вихлопного патрубка

$$d_{\text{ввх}} = (0,1 + 0,15) D_{\text{к}}.$$

В вихревых камерах диаметром более 2—3 м продукт целесообразно подавать сверху вниз, при этом форсунки с корневым углом факела распыления $\alpha \leq 90^\circ$ расположены в верхнем перекрытии камеры по окружности радиусом

$$R_{\phi} = (0,4 + 0,6) R_{\text{к}}, \quad (\text{VII.2})$$

(где радиус камеры $R_{\text{к}} = 0,5 D_{\text{к}}$) и направлены к центру камеры под углом не менее $0,5 \alpha$ к ее оси. Проверка достаточности габаритов камеры ведется с использованием зависимостей для определения дальности полета частиц дисперсной фазы по радиусу и высоте вихревой камеры в пределах $D = 2 + 10$ м, $\delta_{\text{макс}} = (10 + 500) \cdot 10^{-6}$ м, $v_{\text{вх}} = 20 + 80$ м/с, усредненной температуры газа в камере $t_{\text{г}} = 80 + 180^\circ\text{C}$ и начальной влажности мате-

¹ По данным А. С. Гинзбурга, Ю. В. Косьюмодеянского, А. А. Михайленко.

риала $W_0 = 40 \div 70 \%$. Путь перемещения частицы максимального размера в радиальном направлении (в м)

$$r = R_{\Phi} + \frac{0.1 (10^5 \delta_{\text{макс}})^{1.7} (5 \cdot 10^{3\delta_{\text{макс}}^{0.5}} + v_{\text{вх}}) W_0^{0.6}}{(5 \cdot 10^{3\delta_{\text{макс}}^{0.5}} + 80) t_r} \quad (\text{VII.3})$$

должен удовлетворять соотношению $r \leq R_K$.

Температура газа в камере находится по температуре газа на выходе

$$t_r = (1.1 \div 1.3) t_2. \quad (\text{VII.4})$$

Путь (в м), пройденный частицей в аксиальном направлении вихревой камеры, определяется по уравнению

$$z = 7 \cdot 10^9 \delta_{\text{макс}}^3 (310 + v_{\text{вх}}) W_0^{0.6} R_K^{-0.4} t_r^{-1}. \quad (\text{VII.5})$$

Если величины r и z вписываются в габариты вихревой сушильной камеры, можно определить ожидаемое влагонапряжение по формуле (IV.103)

Тангенциальная составляющая вектора полной скорости газового потока (в м)

$$v_{\Phi} = (22 + 0.34 v_{\text{вх}}) \left[\frac{4 r_{\text{вых}} r}{r_{\text{вых}}^2 + 4 r^2} + \left(\frac{r}{2.5 R_K} \right)^3 \right], \quad (\text{VII.6})$$

где $r_{\text{вых}} = 0.5 d_{\text{вых}}$; r — текущая величина радиуса, на котором определяется v_{Φ} .

Аксиальная скорость с учетом того, что направление движущегося вниз пристенного вихря принимается положительным, определяется по формуле

$$v_z = -5.1 \sqrt{D_K} [0.9 - r/R_K - (0.9r/R_K)^3] [(r/R_K) + 0.14]^{-1}. \quad (\text{VII.7})$$

Полный перепад давления (в Па) между входом газа в вихревую камеру и выходом из нее равен

$$\Delta p = 3.9 \rho_{\text{г}} v_{\text{вх}}^2 f_{\text{вх}} / f_{\text{вых}} \sqrt[4]{D_K T_{\text{вх}} / 290 [1 / (1 + 36 A_v)]}. \quad (\text{VII.8})$$

Пример расчета. Требуется рассчитать двухкамерную установку для сушки кукурузного экстракта (для зимних и летних условий работы), исходя из следующих данных: количество экстракта, сгущенного до 55 % СВ, $G_1 = 60$ т/сут; распыление экстракта производится с помощью механических форсунок; параметры наружного воздуха: барометрическое давление 100 кПа; зимой $t_0 = -10.8^\circ\text{C}$, $\phi_0 = 88\%$; летом $t_0 = 18^\circ\text{C}$, $\phi_0 = 70\%$; температурный режим в сушильной камере: $t_1 = 190^\circ\text{C}$; $t_2 = 85^\circ\text{C}$; температура экстракта на входе $\theta_1 = 50^\circ\text{C}$, на выходе $\theta_2 = 75^\circ\text{C}$; влажность порошкообразного экстракта $W_2 = 2\%$; продолжительность непрерывной работы сушильной установки 23 ч/сут; — температура воздуха в помещении $t_{\text{в}} = 20^\circ\text{C}$; температура оштукатуренных стен сушильного помещения $t_{\text{ст}} = 15^\circ\text{C}$; коэффициенты теплопроводности: теплоизоляционного материала (минеральной ваты) $\lambda_{\text{ст. в}} = 0.058$ Вт/(м·К); стали $\lambda_{\text{ст}} = 46$ Вт/(м·К); воздух нагревается в огневом калорифере с КПД $\eta_{\text{кал}} = 0.65$, КПД топки при сжигании мазута ($Q_{\text{н}}^{\text{Р}} = 40$ МДж/кг) $\eta_{\text{т}} = 0.95$; сопротивление воздушных трактов, калорифера и скруббера, установленного на выходе газов и

сушильной камеры, $\Delta p = 1$ кПа; коэффициент запаса мощности электродвигателя для привода вентилятора $m = 1,05$; эффективный КПД вентилятора $\eta_v = 0,7$; механический КПД вентилятора $\eta_m = 0,97$; КПД передачи от электродвигателя к вентилятору $\eta_n = 0,95$.

Количество испаренной влаги

$$U = G_1 (W_1 - W_2) / (100 - W_2) = 60 (45 - 2) / (100 - 2) = 26,3 \text{ т/сут.}$$

или 0,32 кг/с.

Количество порошкообразного экстракта с учетом 0,3 % потерь с уходящим из скруббера газом

$$G_2 = 0,997 (60 - 26,3) = 33,6 \text{ т/сут.}$$

При распылении экстракта с помощью механических форсунок типа Григорьева средний объемно-поверхностный диаметр капель рассчитывается по формуле (IV.91)

$$\delta_{3,2} = 11,3 (d_c + 4,32) e^{\left(\frac{3,96}{v_s} - 0,0308 v_\phi' \right)} = 49,4 \text{ мкм,}$$

где диаметр выходного отверстия форсунки $d_c = 0,55$ мм; эквивалентная осевая скорость выхода струи раствора $v_s = 20$ м/с; тангенциальная составляющая скорости струи $v_\phi = 10$ м/с.

Максимальный диаметр капель

$$\delta_{\max} = 2,5 \delta_{3,2} = 123,3 \text{ мкм.}$$

Напряжение вихревой сушильной камеры по испаренной влаге предварительно определяется по формуле (IV.103)

$$A_V = 1,8 \cdot 10^{-4} (123,3 \cdot 10^{-6})^{-0,33} = 3,62 \cdot 10^{-3} \text{ кг/(м}^3 \cdot \text{с).}$$

Внутренний объем одной сушильной камеры $V = U / A_V = 0,16 / 3,62 \cdot 10^{-3} = 44,2 \text{ м}^3$.

С учетом выражения $H_{\text{цил}} = \sqrt{D_{\text{к}}}$ внутренние размеры вихревой камеры, имеющей коническое днище с углом раскрытия конуса 60° , составляют:

$$D_{\text{к}} = 4,3 \text{ м; } H_{\text{цил}} = 2,1 \text{ м; } H_{\text{кон}} = 3,4 \text{ м.}$$

Скорость газа на входе в камеру

$$v_{\text{вх}} = (30 + 35) 4,3^{0,4} = 53,7 + 62,7 \approx 60 \text{ м/с.}$$

Диаметр выхлопного патрубка $d_{\text{вых}} = (0,10 + 0,15) 4,3 = 0,52 \text{ м.}$

Путь перемещения частицы максимального размера в радиальном направлении при $t_r = (1,1 + 1,3) 85 = 100^\circ \text{C}$ и $R_\phi = 0,5 R_{\text{к}}$

$$r = 0,5 \cdot 2,15 + \frac{0,1 (10^5 \cdot 123,3 \cdot 10^{-6})^{1,7} [5 \cdot 10^3 (123,3 \cdot 10^{-6})^{0,5} + 60] \cdot 45^{0,6}}{[5 \cdot 10^3 (123,3 \cdot 10^{-6})^{0,5} + 80] \cdot 100} = 1,53 \text{ м.}$$

Путь, пройденный частицей по высоте камеры,

$$z = \frac{7 \cdot 10^9 (123,3 \cdot 10^{-6})^3 (310 + 60) 45^{0,6}}{2,15^{0,4} \cdot 100} \approx 0,36 \text{ м.}$$

Таким образом габариты камеры обеспечивают высушивание распыленного продукта. Проверка влагонапряжения по формуле (IV.103')

$$A = (2,5 + 3,0) \cdot 10^{-3} \left(\frac{190 \cdot 4,3}{10^6 \cdot 123,3 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,2} = (3,65 + 4,35) 10^{-3} \text{ кг/(м}^3 \cdot \text{с).}$$

Определение потерь тепла в окружающую среду отражениями сушилки производится из расчета, что сушильная камера изготовлена из листовой стали толщиной $\delta_{ст} = 3$ мм, теплоизолирована слоем стекловаты $\delta_{из} = 70$ мм и обшита стальным листом $\delta_{ст} = 1$ мм, т. е. наружный диаметр камеры $D_2 = 4,45$ м.

Вектор скорости движения сушильного агента $v_{ст}$ у стенки складывается из тангенциальной и аксиальной составляющих. По формуле (VII.6) с учетом $r_{вых} = 0,26$ м определяется тангенциальная скорость газового потока у стенки камеры

$$v_{\phi} = (22 + 0,34 \cdot 60) \left[\frac{4 \cdot 0,26 \cdot 2,15}{(0,26)^2 + 4(2,15)^2} + \left(\frac{2,15}{2,5 \cdot 2,15} \right)^3 \right] = 7,83 \text{ м/с.}$$

По формуле (VII.7) определяется аксиальная скорость

$$v_z = -5,1 \sqrt{4,3} \frac{0,9 - (2,15/2,15) - (0,9 \cdot 2,15/2,15)^3}{2,15/2,15 + 0,14} = 7,70 \text{ м/с.}$$

Тогда вектор полной скорости составит

$$v_{ст} = \sqrt{v_{\phi}^2 + v_z^2} = \sqrt{7,83^2 + 7,70^2} = 10,66 \text{ м/с.}$$

Следует учесть, что формулы (VII.6) и (VII.7) точно не отражают имеющего место резкого снижения скорости газа у стенки камеры, эта недооценка в некоторой степени компенсируется повышением интенсивности теплоотдачи вследствие запыленности потока.

Критерий Рейнольдса при определяющем геометрическом размере D_K и температуре газа в сушильной камере $t_r = 100$ °C

$$Re = v_{ст} D_K / \nu = \frac{10,66 \cdot 4,3}{0,238 \cdot 10^{-4}} = 19,26 \cdot 10^5.$$

При $Re > 5$ число Нуссельта $Nu = 0,032 Re^{0,8}$

$$Nu_1 = 0,032 (19,26 \cdot 10^5)^{0,8} = 3410,96$$

и коэффициент теплоотдачи от воздуха сушильной камеры к стенке составит

$$\alpha_1 = Nu_1 \lambda / D_K = 3410,96 \cdot 0,0311 / 4,3 = 24,67 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Коэффициент теплоотдачи от поверхности изоляции в окружающую среду определяется при температуре наружной поверхности стенки сушильной камеры $t_{н.ст} = 30$ °C.

Критерий Грасгофа

$$Gr = \frac{g D_2^3}{\nu^2} \left(\frac{t_{н.ст} - t_{в}}{T_{в}} \right) = \frac{9,81 \cdot 4,45^3}{(0,151 \cdot 10^{-4})^2} \frac{(30 - 20)}{293} = 128,46 \cdot 10^9.$$

Произведение критериев Грасгофа и Прандтля

$$GrPr = 128,46 \cdot 10^9 \cdot 0,703 = 90,31 \cdot 10^9.$$

При $GrPr = 90,31 \cdot 10^9$ число $Nu_2 = 0,135 (GrPr)^{1/3} = 605,68$.

Отсюда коэффициент теплообмена естественной конвекцией наружной стенки с окружающей средой

$$\alpha'_2 = Nu_2 \lambda / D_2 = 605,68 \cdot 0,0256 / 4,45 = 3,48 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Приведенный коэффициент излучения наружной поверхности стенки сушилки с коэффициентом излучения $C_1 = 3,20 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К}^4)$ к стенам помещения [$C_2 = 5,33 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К}^4)$]

$$C_{1-2} \approx C_1 C_2 / 5,8 = 3,20 \cdot 5,33 / 5,80 = 2,94 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К}^4).$$

Коэффициент теплоотдачи излучением

$$\alpha_{2л} = \frac{C_{1-2} [(T_{н.ст}/100)^4 - (T_{ст}/100)^4]}{t_{н.ст} - t_b} = \frac{2,94 [(303/100)^4 - (288/100)^4]}{30 - 20} = 4,55 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Суммарный коэффициент внешнего теплообмена

$$\alpha_2 = \alpha'_2 + \alpha_{2л} = 3,48 + 4,55 = 8,03 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Коэффициент теплопередачи от сушильного агента воздуху цеха

$$k = \frac{1}{1/\alpha_1 + \Sigma \delta/\lambda + 1/\alpha_2} = \frac{1}{(1/24,67) + (0,003/46) + (0,07/0,058) + (0,001/46) + (1/8,03)} = 0,73 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Средняя разность температур сушильного агента и воздуха в цехе

$$\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{2,3 \lg (t_1 - t_b)/(t_2 - t_b)} = \frac{(190 - 20) - (85 - 20)}{2,3 \lg (190 - 20)/(85 - 20)} = 109,34 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Интенсивность теплопотерь через ограждения сушильной камеры

$$q_{ст} = K \Delta t_{ср} = 0,73 \cdot 109,34 = 79,82 \text{ Вт/м}^2.$$

Проверка температуры наружной поверхности стенки

$$t_{н.ст} = t_b + (q_{ст}/\alpha_2) = 20 + 79,82/8,03 = 29,94 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Потери теплоты в окружающую среду на 1 кг испаренной влаги при общей площади наружной поверхности ограждений сушилки $F = 78,0 \text{ м}^2$

$$q_{огр} = q_{ст} F/U = 79,82 \cdot 78,0 / (0,16 \cdot 10^3) = 38,91 \text{ кДж/кг вл.}$$

Удельная теплоемкость порошкообразного экстракта (по эмпирической формуле)

$$c_{м2} = (2100 + 220 W_2) 10^{-3} = (2100 + 220 \cdot 2) 10^{-3} = 2,54 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}.$$

Расход теплоты на нагрев экстракта в процессе сушки с учетом теплоты, внесенной с влагой материала,

$$q_m = [(100 - W_1)/(W_1 - W_2)] c_{м2} (\theta_2 - \theta_1) - c_{вл} \theta_1 = [(100 - 45)/(45 - 2)] 2,54 (75 - 50) - 4,21 \cdot 50 = -129,28 \text{ кДж/кг} \cdot \text{вл.}$$

Суммарные потери теплоты при непрерывной работе сушилки с учетом теплоты, расходуемой на преодоление энергии связанной влаги¹ ($\sim 5\%$ от теплоты испарения r),

$$\Sigma q = q_{огр} + q_m + 0,05 r = 38,91 - 129,28 + 0,05 \cdot 2257,2 = 22,49 \text{ кДж/кг} \cdot \text{вл.}$$

Параметры сушильного агента (аналитический расчет). Влагосодержание наружного воздуха (в зимнее время)

$$d_0 = 622 \varphi_0 p_n / (B - \varphi_0 p_n) = 1,32 \text{ г/кг с. в.},$$

в летнее время $d_0 = 9,11 \text{ г/кг с. в.}$

¹ Здесь условно теплота, расходуемая на преодоление энергии связи влаги, отнесена к потерям; по существу, эту теплоту следует отнести к полезно расходуемой энергии, что сделано далее при расчете КПД установки.

Приведенная теплоемкость влажного воздуха (на 1 кг сухого воздуха для зимних условий

$$c_{в. в} = C_{с. в} + c_p \frac{d_0}{1000} = 1,009 + 1,842 \frac{1,32}{1000} = 1,011 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)},$$

для летних условий

$$c_{в. в} = 1,005 + 1,842 \frac{9,11}{1000} = 1,022 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}.$$

Энтальпия водяного пара на выходе из сушильной камеры

$$I_{п} = r_0 + c_{п} t_2 = 2500 + 1,842 \cdot 85 = 2656,6 \text{ кДж/кг}.$$

Влажностное содержание воздуха на выходе из сушильной камеры зимой

$$d_2 = d_0 + \frac{1000 c_{в. в} (t_1 - t_2)}{I_{п} + \Sigma q} = 1,32 + \frac{1011 (190 - 85)}{2656,6 + 22,49} = 40,94,$$

летом

$$d_2 = 9,11 + \frac{1022 (190 - 85)}{2656,6 + 22,49} = 49,16 \text{ г/кг с. в.}$$

Расход абсолютно сухого воздуха на 1 кг испаренной влаги: для зимних условий

$$l = 1000/(d_2 - d_0) = 1000/(40,94 - 1,32) = 25,24 \text{ кг с. в./кг вл.};$$

для летних условий

$$l = 1000/(49,16 - 9,11) = 24,97 \text{ кг с. в./кг вл.}$$

Расход теплоты на 1 кг испаренной влаги для зимних условий

$$q = c_{в. в} l (t_1 - t_0) = 1,011 \cdot 25,24 (190 + 10,8) = 5123,9 \text{ кДж/кг вл.};$$

для летних условий

$$q = 1,022 \cdot 24,97 (190 - 18) = 4389,4 \text{ кДж/кг вл.}$$

Общий расход теплоты в зимнее время

$$Q = qU = 5123,9 \cdot 0,16 = 819,82 \text{ кДж/с}$$

в летнее время

$$Q = 4389,4 \cdot 0,16 = 702,3 \text{ кДж/с}$$

Расход мазута в зимнее время

$$B = Q/(\eta_T \eta_K Q_H^p) = 819,82/0,95 \cdot 0,65 \cdot 40 \cdot 10^3 = 0,0332 \text{ кг/с},$$

или 119,5 кг/ч (2,75 т/сут); здесь η_T , η_K — КПД топки и калорифера.

В летнее время

$$B = 702,30/(0,95 \cdot 0,65 \cdot 40 \cdot 10^3) = 0,0284 \text{ кг/с}, \text{ или } 102,4 \text{ кг/ч (2,35 т/сут)}.$$

Таким образом, общий расход мазута в двухкамерной установке для сушки сгущенного экстракта в количестве 60 т/сут в самый холодный месяц составит 5,5 т/сут.

Площадь поперечного сечения входа по наибольшему расходу воздуха

$$f_{вх} = lU/\rho_r v_{вх} = 25,24 \cdot 0,16/0,762 \cdot 60 = 0,088 \text{ м}^2.$$

Принимаются размеры двух входных сопел в сечении $b \times h = 0,15 \times 0,30 \text{ м}$. Диаметр тангенциального коллектора с учетом расширения входных струй принимается равным 1,1 м, высота — 0,5 м.

Расчет полного перепада давления сушильной камеры проводим по формуле (VII.8)

$$\Delta p = 3,9 \cdot 0,762 \cdot 60^2 [0,088/0,785 (0,52)^2] \sqrt[4]{\frac{4,3 \cdot 463}{290}} \times \\ \times \frac{1}{1 + 36 \cdot 3,65 \cdot 10^{-3}} = 6350 \text{ Па.}$$

Мощность электродвигателя для привода вентилятора с дополнительным 30 %-ным запасом

$$N = 1,3 m l U \Sigma \Delta p / (10^3 \rho_r \eta_v \eta_m \eta_n) = \\ = \frac{1,3 \cdot 1,05 \cdot 25,24 \cdot 0,16 (6350 + 1000)}{10^3 \cdot 1,045 \cdot 0,7 \cdot 0,97 \cdot 0,95} \approx 60,1 \text{ кВт.}$$

Энергетический КПД вихревой сушильной камеры с учетом расхода энергии на преодоление связи влаги с материалом

$$\eta_{эн} = 1,05 r \cdot 100 / 0,5 (q_{зим} + q_{лет}) = \frac{1,05 \cdot 2257,2 \cdot 100}{0,5 (5123,9 + 4389,4)} = 49,8 \text{ \%}.$$

Энергетический КПД всей установки

$$\eta_{эн. у} = \eta_{эн} \eta_t \eta_{кал} = 49,8 \cdot 0,95 \cdot 0,65 = 30,8 \text{ \%},$$

или

$$\eta_{эн. у} = 1,05 r U 100 / B_{ср} Q_n^p = \frac{1,05 \cdot 2257,2 \cdot 0,16 \cdot 100}{0,5 (0,0332 + 0,0284) 40 \cdot 10^3} = 30,8 \text{ \%}.$$

Материалы, приведенные в книге, свидетельствуют о том, что расчет и проектирование сушильных установок являются сложной комплексной задачей, связанной с использованием как общей методики проектирования технологических процессов, так и методики расчета сушильных установок различных типов, обусловленной спецификой воздействия на влажный материал — объект сушки — различных способов обработки и разных методов энергоподвода. Процесс сушки является, по существу, разделением фаз в условиях взаимодействия внешних и внутренних полей, поэтому проектирование сушильной установки связано с расчетом взаимосвязанных явлений внешнего тепло- и массообмена и внутреннего тепло- и массопереноса.

Эта взаимосвязь обусловлена, с одной стороны, свойствами объекта сушки, а с другой стороны — режимом, создаваемым в рабочей — сушильной камере: свойства материала обуславливают выбор способа сушки и метода энергоподвода, а режим процесса влияет на изменение этих свойств и качество высушенного материала. Чем ближе режим процесса к оптимальному и чем совершеннее его расчет, тем рациональнее конструкция сушильной установки. В связи со сложностью разнообразных нестационарных и необратимых явлений (физико-химических, тепломассообменных, гидравлических, реологических и др.), протекающих в процессе сушки, чисто аналитический расчет процесса и установки представляет значительные трудности; поэтому в инженерных расчетах широкое применение имеет синтетический метод, объединяющий аналитический и экспериментальный методы, а наибольшее обобщение дает системный анализ.

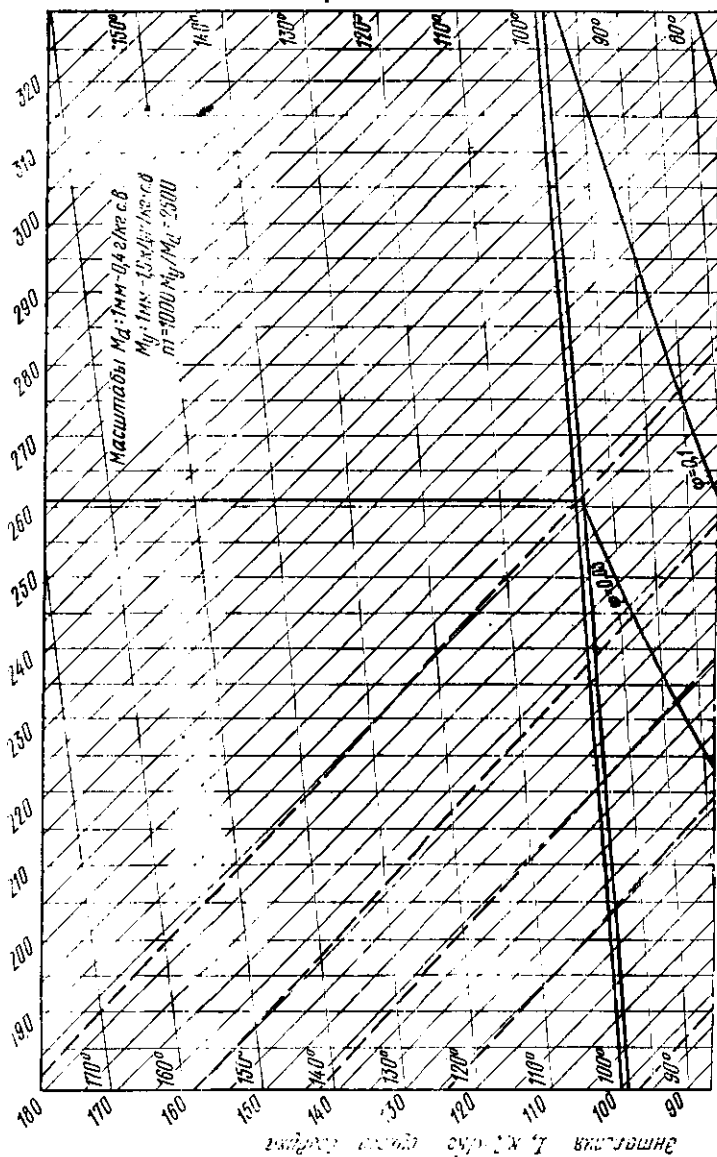
Расчет установки должен быть увязан с кинетикой и динамикой процесса, что дает возможность определить продолжительность сушки и поля температуры, влагосодержания, а также давления, возникающего в материале, что, по существу, определяет требуемую точность расчета и заданные качественные характеристики конечного продукта.

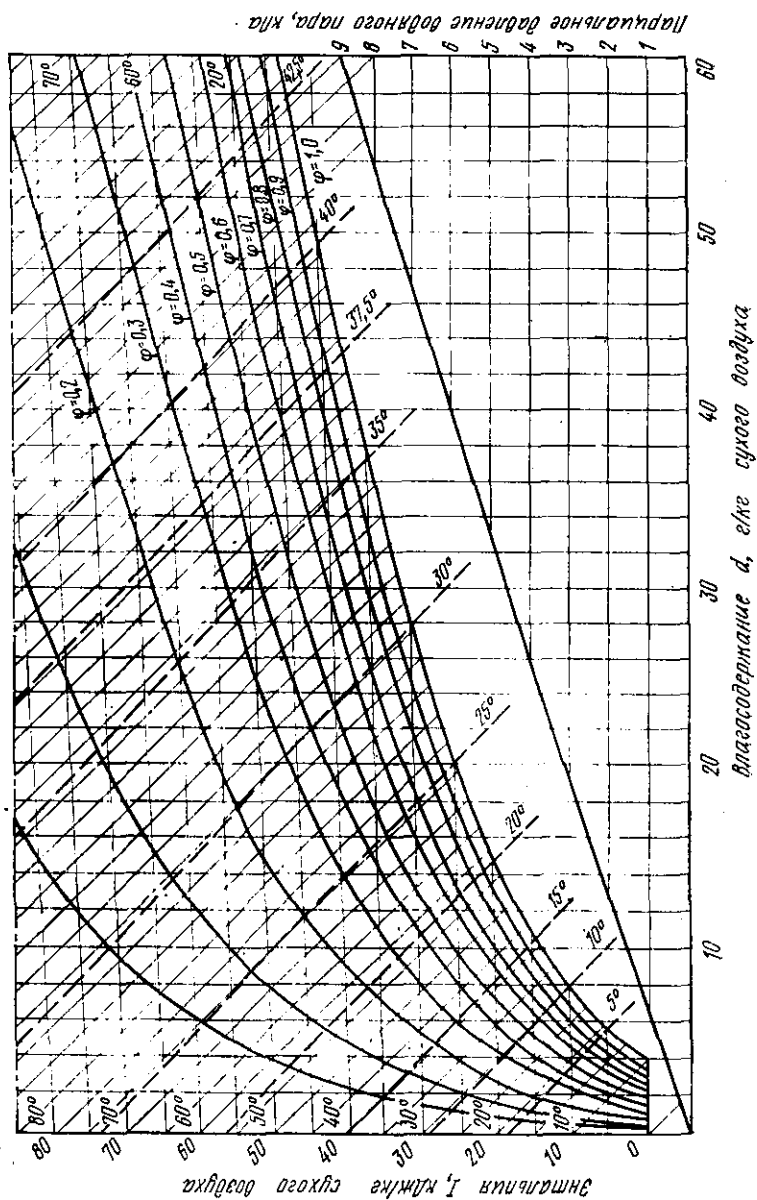
Показателем эффективности проектируемой установки являются ее высокие технологические и технико-экономические показатели. Актуальной задачей является повышение этих показателей интенсивными методами, т. е. за счет сокращения продолжительности сушки и удельных материальных и энергетических затрат. При

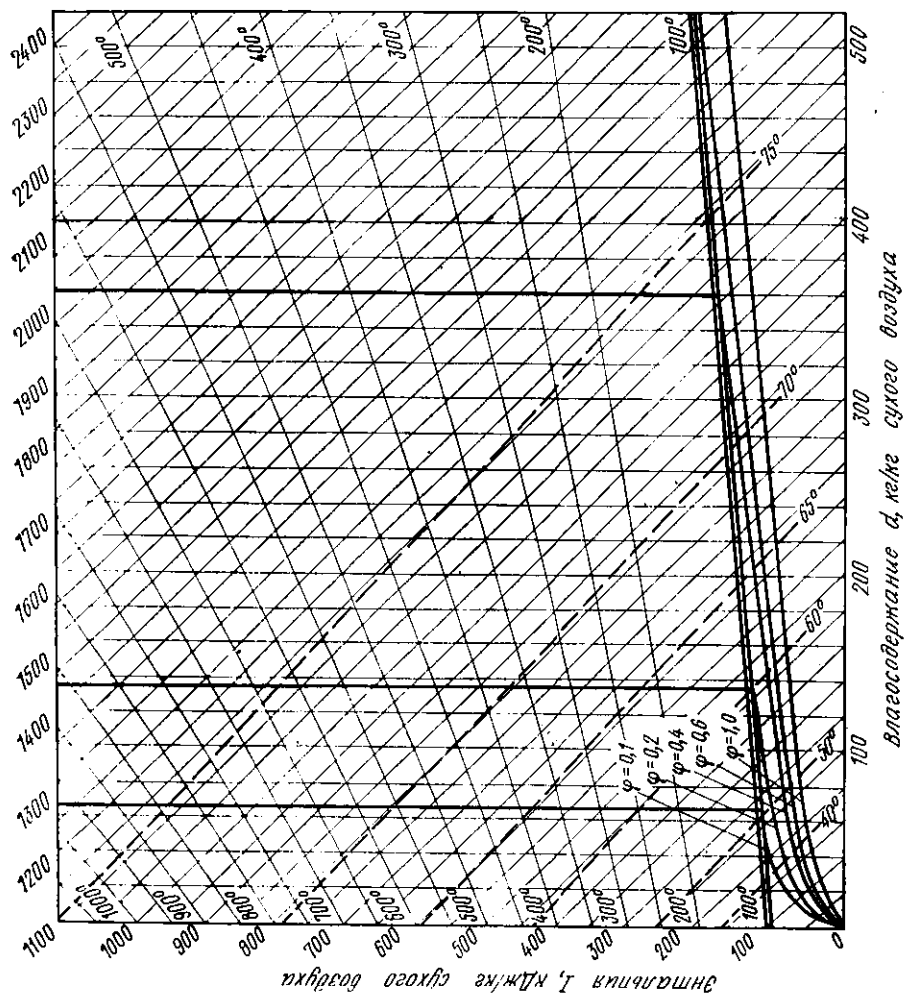
этом, как было указано, важно предусмотреть рациональное сочетание факторов и параметров, обеспечивающих интенсификацию как внешнего тепло- и массообмена, так и внутреннего тепло- и массопереноса. Для ряда материалов интенсификация внешних обменных процессов достигается путем диспергирования материала, создания активных гидродинамических режимов и применения эффективных (часто комбинированных) методов энергоподвода. Интенсификация внутренних процессов переноса, имеющих решающее значение для влагоинерционных объектов сушки, может быть достигнута соответствующей подготовкой материала к сушке (предварительное нагревание, воздействие поверхностно-активных веществ и др.), которая дает возможность создать более жесткий режим в сушильной камере и рационально использовать влияние начального импульса внешнего воздействия на материал, что ускоряет приближение влагосодержания материала к равновесному. Это характерно для сушки как типичного необратимого процесса. Наряду с этим эффективность процесса сушки повышается при достижении резонанса частоты колебаний внешнего поля с частотой колебаний молекул воды во влажном материале, что особенно важно при необходимости удаления в процессе сушки влаги, прочно связанной с сухим скелетом материала.

Так как современные сушильные установки состоят из целого ряда элементов (аппаратов), показатели эффективности проектируемой установки должны относиться не только непосредственно к сушильному аппарату, но и ко всем элементам установки. В связи со значительной энергоемкостью процессов сушки важное практическое значение имеют способы снижения энергозатрат путем рационального включения сушильной установки в тепловую схему производства, обеспечения всех элементов установки надежной теплоизоляцией, утилизации теплоты уходящих сушильных агентов, применения тепловых насосов и тепловых труб и т. д., а также путем максимально возможного использования способов удаления влаги без фазового перехода, т. е. сочетания тепловой сушки с другими методами обезвоживания (механические методы, контактный массообмен и др.).

Приложение 1. / — d -диаграмма для влажного воздуха при давлении 100 кПа







Приложение 2. t - t_w -диаграмма для влажного воздуха в области высоких температур и влажностей

Адлер Ю. П., Маркова Е. В., Грановский Ю. В. Планирование эксперимента при поиске оптимальных условий.— М.: Наука, 1971.— 278 с.

Гаджиев С. Ш. Теплообмен в сушильных аппаратах с фонтанирующим слоем капиллярно-пористого материала.— В сб.: Тепломассообмен-VI, т. VII.— Минск, 1980, с. 191—196.

Гержой А. П., Самочетов В. Ф. Зерносушение и зерносушилки.— М.: Колос, 1967.— 255 с.

Гинзбург А. С. Основы теории и техники сушки пищевых продуктов.— М.: Пищевая промышленность, 1973.— 528 с.

Гинзбург А. С. Инфракрасная техника в пищевой промышленности.— М.: Пищевая промышленность, 1966.— 408 с.

Гинзбург А. С. Современные методы интенсификации тепломассообмена в процессах сушки капиллярно-пористых материалов.— В кн.: Тепломассообмен-VI, т. VII.— Минск, 1980, с. 139—145.

Гинзбург А. С., Резчиков В. А. Сушка пищевых продуктов в кипящем слое.— М.: Пищевая промышленность, 1966.— 196 с.

Гинзбург А. С., Скверчак В. Д. Современные способы расчета и проектирования процесса сушки зерна.— М.: ЦНИИТЭИ Минзгата СССР, 1980.— 74 с.

Грачев Ю. П. Математические методы планирования экспериментов.— М.: Пищевая промышленность, 1979.— 200 с.

Гуйго Э. И., Журавская Н. К., Каухчешвили Э. И. Сублимационная сушка в пищевой промышленности.— М.: Пищевая промышленность, 1972.— 434 с.

Гухман А. А. Применение теории подобия к исследованию процессов тепломассообмена.— М.: Высшая школа, 1974.— 328 с.

Долинский А. А., Воловик Ю. И. Состояние и задачи исследования распылительной сушки.— В сб.: Опыт применения распылительных сушильных установок.— Киев: Наукова думка, 1976, с. 11—32.

Жидко В. И., Резчиков В. А., Уколов В. С. Зерносушение и зерносушилки.— М.: Колос, 1982.— 239 с.

Ильясов С. Г. Развитие теории инфракрасного облучения пищевых продуктов.— В сб.: Совершенствование пищевой технологии и техники.— М.: МТИПП, 1981, с. 110—117.

Ильясов С. Г., Красников В. В. Физические основы инфракрасного облучения пищевых продуктов.— М.: Пищевая промышленность, 1978.— 359 с.

Кафаров В. В., Дорохов Н. Н. Системный анализ процессов тепло- и массопереноса.— ИФЖ, т. XXXIX, № 3, 1980, с. 396—415.

Кафаров В. В., Дорохов Н. Н. Системный анализ процессов химической технологии. Основы стратегии.— М.: Наука, 1976.— 500 с.

Красников В. В. Кондуктивная сушка.— М.: Энергия, 1973.

Красников В. В. Методы анализа и расчета кинетики сушки.— Химическая промышленность, 1979, № 7, с. 40—43.

Куц П. С., Ольшанский А. И. Некоторые закономерности теплообмена и приближенные методы расчета кинетики процесса сушки влажных материалов.— ИФЖ, 1977, т. XXXII, № 6, с. 1007—1014.

- Лебедев П. Д. Расчет и проектирование сушильных установок.— М.: Госэнергоиздат, 1963.— 320 с.
- Левин Д. М. Термодинамическая теория и расчет сушильных установок.— М.: Пищепромиздат, 1958.— 167 с.
- Лыков А. В. Теория сушки.— М.: Энергия, 1968.— 470 с.
- Лыков А. В. Тепломассообмен. Справочник.— М.: Энергия, 1978.— 479 с.
- Лыков М. В. Сушка в химической промышленности.— М.: Химия, 1970.— 429 с.
- Лыков М. В., Леончик Б. И. Распылительные сушилки.— М.: Машиностроение, 1966.— 331 с.
- Мазяк Э. Ю. Тепло- и массоперенос в пористых телах при переменных потенциалах среды.— Львов; Высшая школа, 1979.— 119 с.
- Муштаев В. И., Ефимов М. Г., Ульянов В. М. Теория и расчет сушильных процессов.— М.: МИХМ, 1974.— 152 с.
- Пажо Д. Г., Корягин А. А., Ламм Э. Л. Распыливающие устройства в химической промышленности.— М.: Химия, 1975.— 200 с.
- Плановский А. Н., Муштаев В. И., Ульянов В. М. Сушка дисперсных материалов в химической промышленности.— М.: Химия, 1979.— 287 с.
- Рогов И. А., Горбатов А. В. Физические методы обработки пищевых продуктов.— М.: Пищевая промышленность, 1974.— 583 с.
- Рогов И. А., Некрутман С. В. Сверхвысокочастотный и инфракрасный нагрев пищевых продуктов.— М.: Пищевая промышленность, 1976.— 212 с.
- Романков П. Г., Рашковская Н. Б. Сушка во взвешенном состоянии.— Л.: Химия, 1979.— 271 с.
- Самочетов В. Ф., Джорогян Г. А. Зерносушение.— М.: Колос, 1970.— 287 с.
- Смольский Б. М. Использование тепла низкотемпературных парогазовых теплоносителей при помощи пластинчатых теплообменников.— Минск: ИТМО АН БССР, Препринт № 4, 1981.— 36 с.
- Смольский Б. М., Васильев Л. Л. Теплообменники для утилизации вторичных энергоресурсов.— ИФЖ, т. XII, № 2, 1982, с. 335—345.
- Справочник проектировщика (вентиляция и кондиционирование воздуха).— М.: Стройиздат, 1978.— 509 с.; Вентиляторы. Каталог-справочник.— М.: ЦНИИТЭстроймаш, 1980.— 166 с.; Отраслевой каталог. Строительные, дорожные и коммунальные машины. Сер. II «Кондиционеры, калориферы, вентиляторы», ЦНИИТЭстроймаш, 1980.
- Федоров Н. Е. Аналитические расчеты сушильных установок.— М.: Пищевая промышленность, 1967.— 304 с.
- Членов В. А., Михайлов Н. В. Виброкипящий слой.— М.: Наука, 1972.
- Бояджиев Б. Н., Ватахов К. Относительно извезданность на физична зависимост и преценка за верност на извода. Труды-доклады на VI научно-методической конференции.— Пловдив (НРБ): Пловдивский университет, 1978, с. 267—275.

Амплитуда колебаний газораспределительной решетки 179, 186
 Анализ эксергетический 21, 135
 — энергетический 19, 133
 Аналитический метод исследования 26
 — расчет параметров воздуха 104
 Аппараты идеального вытеснения 15
 — идеального перемешивания 15

Баланс влаги 87
 — — для поверхности тела 30
 Баланс материальный 85
 — тепловой (энергетический) 91, 135, 140, 297
 — эксергетический 136, 140

Варианты сушильного процесса 105, 301
 Вентиляционная система сушильной установки 283, 299, 300, 311
 Влагонапряжение 12, 90, 155, 219, 323
 Влагосодержание материала 24, 26, 29, 128
 — сушильного агента 25, 70
 Влажность:
 критическая 27, 28
 критическая приведенная 30, 31
 максимальная гигроскопическая 23, 28
 равновесная 22, 28, 30

Габариты сушильной камеры 88, 289, 311, 323
 Генераторы излучения 247, 249
 Гидравлическое сопротивление 151, 154, 165, 167, 170, 192, 300, 312
 Гидродинамика:
 вибрирующего слоя 180
 распыления 203
 фонтанирующего слоя 170
 Градиент:
 влагосодержания 29, 51, 52, 144
 общего давления 24
 температуры 26

Дериватограмма 52
 Диаграммы:
 влажного воздуха ($I-d$) 25, 35, 102, 106, 109, 110, 296, 304, 309, 329
 влажного материала ($I-u$) 25, 121
 комбинированная ($I-u-d$) 25, 120, 122, 123
 Длина волны электромагнитного излучения 228, 257
 Дифференциальные уравнения:
 влагопереноса 26
 движения частицы 225
 диффузии частиц 184
 теплопроводности 53, 244
 Законы технологических процессов 19, 22, 24

Законы:
 Бугера 253, 263
 Гюи—Стодола 136
 изменения средней влажности материала 67
 Кирхгофа 245
 Планка 245
 сохранения массы 19, 85
 термодинамики второй 135
 термодинамики первый 135
 Фика 46
 Зональный расчет 24, 59, 62, 302, 304

Инфракрасное облучение 241

Калориферы 265, 299, 305
 Кинетика сушки 25, 52, 78, 178, 302
 Комбинированные методы расчета 124
 Коэффициенты:
 внешнего влагообмена 24, 56
 диффузии (внутреннего переноса) влаги 24, 26, 28, 66, 116, 128, 130
 излучения 99
 молярного переноса влаги 24
 отражения 233
 поглощения 230
 пропускания 233
 рассеяния 230
 сушки 31, 56, 57, 60, 83, 302
 температуропроводности 53, 116
 теплообмена 53, 186, 194
 теплопередачи 97, 291, 293, 305
 теплопроводности 53, 174, 293
 экстинкции 230
 Кривая сушки 28:
 единая обобщенная 71
 обобщенная 63, 64, 80, 83
 скорости сушки 30
 Критерии подобия:
 Архимеда 163, 171, 174, 175, 177, 191
 Био 30, 44, 56, 128, 188, 195
 Боденштейна 184, 185
 Больцмана 283
 Вебера 207, 208
 Грасгофа 41, 98
 Гухмана 43, 56, 195, 208
 Кирпичева 29, 44, 144
 Косовича 44, 45, 95, 145, 146
 Лагранжа 41
 Лапласа 207
 Льюиса 44, 45, 116, 128
 Лященко 163
 Нуссельта (число) 41, 43, 56, 97, 127, 171, 173, 194, 196, 226, 293
 параметрический 43, 207, 208
 Пекле 184, 275
 Поскова 43, 44, 45
 Прандтля 41, 43, 97, 98, 226
 Ребиндера 53, 79, 95, 127, 145, 146
 Рейнольдса 40, 41, 43, 97, 127, 160, 161, 171, 173, 187, 191, 196, 208, 226

Стантона 275
Струхалия 187
Федорова 171, 173
Фруда 191
Фурье 27, 44, 56, 174, 195
Шиндта (число) 177
Шустера 230
Эйлера 41, 275
Критерий оптимизации 143, 146, 148
— фазового перехода 29, 44, 53

Математическое моделирование 17, 33
Метод анализа размерностей 45
Метод аналогий 39
Методы исследования 26, 36, 38
Модели:
 детерминистические 34
 информационные 33
 стохастические 34

Начальный импульс 10, 72, 83, 328
Номограммы 74, 77, 125, 126, 131, 164,
247, 254, 284

Оптимизация сушильной установки 147

Период постоянной скорости сушки 26
— убывающей скорости сушки 29
Полюсный метод 117
Порозность слоя 151, 164, 183
Потери теплоты 94, 96, 100, 295, 324
Продолжительность сушки 54, 56, 59, 76,
83, 223, 302
— — относительная 65

Расход воздуха 87, 297, 305, 319, 326
Режим оптимальный 7, 143, 147, 150

Синтетический метод исследования 38
Системный анализ 9, 16, 48
Скорость сушки 26, 30:
 приведенная 54
 максимальная 69
Слой аэрофонтанный 162, 165, 170:
 взвешенный 162
 виброаэрозольный 179
 виброкипящий 179, 186
 кипящий 171, 173, 178
 плотный 151, 161
 псевдооживленный 158, 161
Статический расчет 25, 84
— — уточненный 116
Сушильный цикл 112, 114, 135
Сушка в поле СВЧ 228:
 конвективная 13, 84, 289

СВЧ-конвективная 51
терморadiационная 228
терморadiационно-конвективная 43

Теория подобия 38, 43
— сушки 6
Тепловой расчет 91, 297, 304, 309, 326
Тепловые насосы 275
— трубы 280
Тепломассообмен 9, 24, 171, 173, 186,
209, 229
Тепломассоперенос 9, 24, 229, 241
Теплонасосные сушильные установки 278,
279
Термодинамический анализ 111
Техника сушки 6
Технология сушки 6, 7, 228
Технико-экономические показатели 12, 142,
327
Точечные устройства 280, 281
Требования к сушильным установкам 11

Уровни: иерархии системного анализа 9,
49, 50
Ускорение сушки 68
Условие начальное 29
— граничное 30, 43, 77, 53, 272
Установки:
 барabanные 90, 91
 вибросушильные 179, 186
 высокочастотные 256
 для предварительного нагрева 271,
273
 пневмосушильные 189, 193, 198
 распылительные 200, 201, 213, 214,
223, 321
 рециркуляционные 155, 274
 с локальным фонтанированием 313
 с энергоподводом в электромагнитном
 поле 228
 терморadiационные 228, 244
 туннельные 89, 289
 шахтные 153, 155, 306
Утилизаторы теплоты 274, 275

Характеристики оптические и терморadiационные 229, 237

Частота колебаний:
 газораспределительной решетки 179, 186
 молекул воды 228
 электромагнитного поля 228, 257

Экспериментальный метод исследования 36
Энергия связи влаги 22, 23, 118, 251
Энтропийная связь влаги 23
Этапы проектирования и расчета сушильных установок 12