

А.С.ГИНЗБУРГ

ОСНОВЫ
ТЕОРИИ И ТЕХНИКИ
СУШКИ
ПИЩЕВЫХ
ПРОДУКТОВ

Предисловие	7
Введение	8
 ЧАСТЬ ПЕРВАЯ	
ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПРОЦЕССОВ СУШКИ	17
 Глава I	
Влажный материал.	19
Влага в материале.	23
Физико-химические характеристики воды.	23
Адсорбционные явления.	28
Классификация форм связи влаги в материалах.	36
Энергия связи влаги с материалом	40
Увязка классификации форм связи влаги с изменением свойств влажных материалов при их обработке.	43
Термодинамические характеристики влажного материала (введение в термодинамику влажного материала).	48
Потенциал массопереноса.	48
Обоснование понятия потенциала массопереноса и химический потенциал переноса адсорбционно связанной влаги.	50
Химический потенциал переноса осмотически удержанной влаги.	55
Химический потенциал переноса капиллярно связанной влаги.	55
Об едином потенциале переноса влаги.	57
Массоёмкость.	67
Состояние влаги и энергия связи в некоторых материалах и продуктах.	72
Связь влаги в капиллярно-пористых телах	72
Связь влаги в кристаллических материалах.	74
Связь влаги в коллоидных материалах.	77
Связь влаги в коллоидных капиллярно-пористых материалах.	83
Экспериментальное определение энергии связи влаги с материалом.	86
Теплофизические характеристики (параметры) влажных материалов.	91
Теплоёмкость влажного материала.	92
Коэффициент теплопроводности влажного материала.	98
Коэффициент температуропроводности влажного материала.	114
 Глава II	
Влажный газ (основы гигростатики).	118
Основные параметры влажного воздуха.	120
Температура мокрого термометра.	129
Определение влажности воздуха.	130
$I - d$ -диаграмма влажного воздуха.	133
Основные принципы построения $I - d$ -диаграммы.	134
Изменение состояния влажного воздуха в $I - d$ -диаграмме и построение линий $t_m = \text{const}$.	137
Применение $I - d$ -диаграммы при различных барометрических давлениях.	139

Развитие $I - d$ -диаграммы влажного воздуха	142
Критерий Гухмана.	148
Продукты сгорания топлива.	149

Глава III

Взаимодействие влажного материала и воздуха до гигротермического равновесного состояния (основы статики процесса сушки).	153
Изотермы сорбции и десорбции.	154
Равновесная и гигроскопическая влажность.	161
Классификация влаги в материале в увязке с процессом ее удаления.	166
Краткое заключение.	170

ЧАСТЬ ВТОРАЯ

ОСНОВЫ ТЕОРИИ ПЕРЕНОСА ЭНЕРГИИ И ВЛАГИ В ПРОЦЕССЕ СУШКИ

Глава IV

Тепло- и массообмен в процессе сушки.	173
Экспериментальные закономерности процесса сушки.	179
Кривые сушки.	179
Кривые скорости сушки.	179
Температурные кривые.	180
Анализ процесса сушки.	185
Период постоянной скорости сушки.	185
Период убывающей скорости сушки.	188
Тепло- и массообмен в процессе сушки (перенос влаги с поверхности материала в среду сушильной камеры).	189
Тепло- и массообмен во влажных материалах.	198
Дифференциальное уравнение переноса тепла.	216
Дифференциальное уравнение переноса влаги.	218
Период постоянной скорости сушки.	220
Период убывающей скорости сушки.	224
Числа (критерии) подобия тепло- и массообмена в процессах сушки.	228
Применение методов термодинамики необратимых процессов к анализу процесса сушки.	235
Тепло- и массообмен при высокоинтенсивных процессах.	242
Связь между тепло- и влагопереносом в процессе сушки.	245

Глава V

Методы расчета продолжительности сушки.	249
Метод Г. К. Филоненко.	249
Определение продолжительности сушки по А. В. Лыкову и развитие метода В. В. Красниковым	250
Подбор уравнения кривой сушки.	258
Метод О. Кришнера.	259
Метод Л. Страха.	263
Метод Риозо Тоши и Шиня Хаяши.	266
Расчет продолжительности сушки термолабильных материалов.	268
Краткое заключение.	275

ЧАСТЬ ТРЕТЬЯ

ОСНОВЫ ТЕХНИКИ СУШКИ

Глава VI

Основные методы сушки. Классификация методов тепловой сушки.	278
--	-----

Глава VII

Конвективная сушка.

Сушка кусковых (штучных) и зернистых материалов в плотном слое.	287
Влияние параметров воздуха на процесс сушки.	296
Влияние толщины материала и плотности укладки на процесс сушки.	300
Сушка зернистых (дисперсных) материалов в плотном слое.	301
Влияние температуры и скорости сушильного агента на процесс сушки.	303
Влияние начальной влажности материала и толщины слоя на процесс сушки.	303
Расчет процесса сушки в плотном слое.	307
Сушка дисперсных и диспергированных материалов во взвешенном состоянии.	311
Сушка в псевдооживленном слое.	312
Общая характеристика и техника создания псевдооживленного слоя.	313
Общая характеристика гидродинамики кипящего слоя.	317
Фонтанирующий слой.	318
Тепло- и массообмен в кипящем слое.	326
Кинетика процесса сушки в кипящем слое.	330
Сушка в вибрирующем слое.	332
Гидродинамика вибрирующего слоя.	333
Тепло- и массообмен при сушке в вибрирующем слое.	344
Сушка в пневмотрубе.	349
Сушка жидких материалов в распыленном состоянии.	359
Методы распыливания.	360
Центробежные дисковые распылители.	361
Механические форсунки.	364
Пневматические форсунки.	366
Распыление звуком и ультразвуком.	367
Распыление в электростатическом поле.	367
Гидродинамика распыливания.	368
Характеристики полидисперсных систем.	368
Основные формулы для расчета параметров распыливания.	371
Тепло- и массообмен при сушке распылением и методы расчета сушильной камеры.	374
Закономерности кинетики распылительной сушки.	374
Механизм распылительной сушки.	384
Методы расчета сушильной камеры.	386

Глава VIII

Кондуктивная сушка.

Тепло- и массообмен при кондуктивной сушке.	393
Теплообмен между поверхностью нагрева и кипящим слоем.	394

Глава IX

Сушка под воздействием энергетических полей.	406
Сушка в электромагнитном поле.	407
Терморadiационная сушка.	407
Оптические характеристики облучаемых материалов.	412
Перенос излучения в объектах облучения.	419
Механизм тепло- и массообмена при терморadiационной сушке.	422
Основные расчетные соотношения.	430
Сушка в электрическом поле токов высокой и сверхвысокой частоты.	437

Сушка в акустическом поле.	450
Основные принципы ультразвуковой техники.	451
Исследования акустической сушки.	456
Краткое заключение.	462

ЧАСТЬ ЧЕТВЕРТАЯ

КРАТКИЙ ОБЗОР И ОСНОВЫ ИНЖЕНЕРНОГО РАСЧЕТА СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК	463
--	-----

Глава X

Классификация и краткий обзор конструкций сушильных установок.	464
Классификация сушильных установок.	465
Характеристика сушилок по режиму работы.	466
Характеристика сушилок по давлению в сушильной камере.	467
Характеристика сушилок по виду сушильного агента.	470
Характеристика сушилок по способу перемещения сушильного агента.	471
Характеристика сушилок по направлению движения материала и сушильного агента.	473
Характеристика сушилок по конструкции сушильной камеры.	476

Глава XI

Основы расчета сушильных установок.	476
План расчета сушильной установки.	476
Методика расчета сушильной камеры.	477
Расчет количества испаренной влаги.	478
Баланс влаги и расход воздуха в сушильной камере.	480
Определение основных габаритных размеров сушильной камеры.	482
Тепловой расчет сушильной камеры.	485
Теоретическая сушилка.	486
Действительная сушилка.	488
Построение процесса в $I - d$ -диаграмме и методика графо-аналитического расчета расхода воздуха и тепла.	499
Методика аналитического расчета параметров воздуха в сушильной установке.	501
Варианты сушильного процесса.	503
Вариант с рециркуляцией отработавшего сушильного агента.	503
Действительная сушилка с рециркуляцией.	507
Вариант с подогревом воздуха в сушильной камере.	508

Глава XII

Оценка эффективности сушильных установок.	511
Определение энергетического коэффициента полезного действия сушильной установки.	511
Термодинамический анализ сушильного процесса.	513
Эксергетический анализ сушильной установки.	517
Краткое заключение.	526
Общее заключение.	527
Список использованной литературы.	528

ПРЕДИСЛОВИЕ

В соответствии с решениями XXIV съезда КПСС производство продукции пищевой, мясо-молочной и рыбной промышленности в текущем пятилетии должно увеличиться на 33—35%. Быстрыми темпами будет развиваться выработка продуктов, которые в процессе производства подвергаются сушке.

Сушка как один из важнейших этапов технологического процесса пищевых производств приобретает все большее значение. За последние годы сушка получила настолько широкое развитие, что выделяются такие самостоятельные научные дисциплины, как теория сушки, техника сушки и технология сушки.

Инженер пищевой промышленности в зависимости от профиля его практической работы должен владеть достаточно глубокими знаниями в области теории, техники и технологии сушки. Объем материалов в этой области настолько велик, что представляется целесообразным изложить его в двух книгах:

- 1) «Основы теории и техники сушки пищевых продуктов»;
- 2) «Основы технологии сушки пищевых продуктов».

Эти книги предназначены в качестве учебных пособий для студентов технических специальностей вузов пищевой промышленности.

Первая книга является развитием изданного в 1960 г. учебного пособия автора «Сушка пищевых продуктов». В ней изложены основы современной теории сушки, которая рассматривается как сложный физико-химический процесс, приводятся результаты аналитических и экспериментальных исследований, обобщенные в виде основных закономерностей и расчетных формул, дается описание современных методов сушки и намечаются пути интенсификации процесса; наряду с этим приведена методика инженерного расчета сушильных установок, которая увязана с дисциплинами технических специальностей пищевых вузов.

Автор надеется, что учебное пособие окажется полезным при подготовке инженеров, поможет им на основе теории сушки выбирать рациональные методы и оптимальные режимы сушки, научно обоснованно рассчитывать и проектировать современные высокоэффективные сушильные установки.

Автор выражает признательность профессорам Н. Е. Федорову, И. А. Рогову и А. В. Горбатову, а также канд. техн. наук А. П. Рысину за ценные замечания и советы, сделанные ими при рецензировании рукописи данной книги.

Процессы сушки широко применяются в промышленности и в сельском хозяйстве. Объектами сушки могут быть разнообразные материалы на различных стадиях их переработки (сырье, полуфабрикаты, готовые изделия).

Сушкой называется процесс удаления из материала любой жидкости, в результате чего в нем увеличивается относительное содержание сухой части. На практике при сушке влажных материалов, в том числе пищевых продуктов, удаляют главным образом воду, поэтому под сушкой понимают процесс обезвоживания материалов. Таким образом, хотя понятие сушка является более общим, практически термины «сушка» и «обезвоживание» являются идентичными.

Материалы сушатся с различной целью: для уменьшения массы (это удешевляет их транспортировку), увеличения прочности (керамические изделия, древесина), повышения теплоты сгорания (топливо), повышения стойкости при хранении и для консервирования (зерно, пищевые продукты, биопрепараты).

Сушка — сложный технологический процесс, который часто является решающим этапом производства. Принципы обезвоживания и методы сушки материалов различны. По энергетическому признаку можно выделить два основных принципа обезвоживания:

а) удаление влаги (воды) из материалов без изменения ее агрегатного состояния — в виде жидкости;

б) удаление влаги с изменением ее агрегатного состояния, т. е. при фазовом превращении жидкости (льда) в пар.

Первый принцип обезвоживания может быть осуществлен механическим способом (прессование, центрифугирование, фильтрация) или при непосредственном контакте влажного материала с веществами, имеющими более низкий потенциал переноса (контактный массообмен). Последний способ используется, например, при сушке влажного зерна при смешивании его с сухим зерном; при хранении высушенных зернистых материалов в смеси с гранулированным силикагелем, что повышает их стойкость, и для других целей.

Второй принцип сушки связан с затратой тепла на фазовое превращение влаги. В большинстве случаев эта теплота сообщает-

ся материалу извне известными способами — кондукцией, конвекцией, радиацией при прогреве материала от поверхности внутрь или за счет энергии электрического поля токов высокой частоты при прогреве материала в массе. Такая сушка называется тепловой.

Тепловая сушка твердых материалов обычно осуществляется путем испарения влаги на внешней (геометрической) поверхности тела и при углублении поверхности испарения внутрь тела; для капиллярно-пористых тел поверхность испарения превращается в зону испарения. При сушке в электрическом поле токов высокой частоты происходит выпаривание воды в массе материала. Осушение влажных газов может производиться путем охлаждения их до температуры ниже температуры точки росы, при которой пар, находящийся в газе, начинает конденсироваться.

Если влажные тела сушатся при значительном вакууме без подвода тепла извне, то теплота, необходимая для испарения влаги, отнимается от высушиваемого материала, температура которого становится ниже тройной точки, и оставшаяся в нем влага самозамораживается. В дальнейшем при подводе тепла извне происходит испарение льда — его возгонка (сублимация).

Применение отдельных принципов обезвоживания и методов сушки обусловлено энергией связи влаги с материалом. Очевидно, если агрегатное состояние влаги не изменяется, то может удаляться только влага, менее прочно связанная с материалом. При этом методе энергия затрачивается в основном на преодоление гидравлического сопротивления твердого скелета тела. При изменении агрегатного состояния влаги скорость сушки и расположение зоны испарения в большой мере зависят от прочности связи влаги с материалом. В этом случае энергия затрачивается как на преодоление силы этой связи, так и на теплоту парообразования.

Естественно, что механическое обезвоживание материала является более дешевым методом, чем тепловая сушка; поэтому при значительной влажности материала, когда требуется удалить менее прочно связанную влагу, целесообразно применить механическое обезвоживание. Повышение концентрации сухого вещества в очень влажных системах (например, в растворах) путем выпаривания при многократном использовании тепла в многокорпусной выпарной установке является также более экономичным, чем процесс сушки испарением. Поэтому обычно сушка испарением производится на конечном этапе технологического процесса обработки влажных материалов при необходимости удаления из них как свободной, так и более прочно связанной влаги.

Большинство пищевых продуктов по природе являются коллоидными, а по структуре — капиллярно-пористыми материалами, в которых влага сравнительно прочно связана с твердым скелетом. Эти продукты поступают на сушку с высокой влажностью, причем значительная часть влаги должна быть удалена в процессе сушки. Так, например, влажность уменьшается: при сушке овощей с 90

до 12—6%; при сушке пекарских дрожжей с 75 до 7%; при сушке хлеба с 49 до 10%; при сушке зерна с 20—25 до 14%.

Сушка является типичным нестационарным необратимым процессом, при котором влагосодержание материала меняется как в объеме, так и во времени, и сам процесс стремится к равновесию. Интенсивность сушки зависит от физико-химических свойств материала и движущей силы процесса X . Эта зависимость в общем виде может быть выражена линейным уравнением, которое описывает известные феноменологические законы и соответствует первому принципу термодинамики необратимых процессов:

$$i = LX,$$

где i — плотность потока;

L — кинетический коэффициент, зависящий от физико-химических свойств материала.

В самом общем случае энергия массы переносимого вещества (например, влаги) U выражается через химический потенциал μ в виде: $U = \int \mu dm$.

Движущая сила переноса влаги имеет вид:

$$X_m = - \nabla \frac{\mu}{T}.$$

где T — температура.

В отдельных случаях движущей силой переноса могут быть градиенты концентрации влаги (влагосодержания), температуры, осмотического давления, общего давления внутри тела и др. Процесс сушки может быть интенсифицирован за счет увеличения кинетических коэффициентов L и движущих сил X . Следует учесть, что эти факторы зависят от температуры и влажности тела, т. е. они изменяются в процессе сушки.

Если в увеличении движущих сил имеются определенные пределы, обусловленные свойствами материалов — их термоустойчивостью и влагуостойчивостью, то в отношении повышения кинетических коэффициентов (например, коэффициента диффузии влаги внутри материала) имеются значительные неиспользованные резервы.

Важное значение имеют новые методы энергоподвода в процессе сушки и изыскание дополнительных движущих сил, например, при наложении неоднородных акустического, электрического и магнитного полей.

Большой интерес приобретают импульсные методы обработки материалов при процессах сушки — осциллирующие режимы (нагрев — охлаждение, нагрев — «отлежка»), вибросушка, сушка в акустическом поле, обработка инфракрасными лучами при прерывистом облучении и др. При этих методах, часто различных по физической природе, достигается своеобразное воздействие на структуру

материала и на связь влаги с его сухим скелетом, способствующее ускорению процесса.

Наука о сушке включает три тесно связанные между собой дисциплины: **теория** сушки, в которой рассматриваются общие аналитические и экспериментальные закономерности этого процесса и вскрывается механизм его протекания; **техника** сушки, включающая общие методы проведения процессов сушки в сушильных установках разных типов, а также методы расчета и проектирования этих установок; **технология** сушки, посвященная изучению свойств материалов как объектов сушки; на этой основе можно научно обоснованно выбрать рациональный способ сушки и оптимальный режим его проведения для различных материалов и продуктов.

Развитие теории сушки неразрывно связано с общими достижениями науки в СССР. Большое народнохозяйственное значение процессов сушки обусловило выделение теории этих процессов в самостоятельную научную дисциплину, тесно связанную с такими разделами науки, как теория тепло- и массообмена, учение о формах связи влаги с материалом, термодинамика необратимых процессов, физико-химическая механика и реофизика*.

Истоки науки о сушке относятся к весьма давнему времени. Еще в 1740—1750 гг. Г. В. Рихман, соотечественник и друг М. В. Ломоносова, дал научное обоснование действию психрометра и сделал ряд важных обобщений, впоследствии развитых Дальтоном, установившим в 1803 г. закономерности испарения воды со свободной поверхности. Расчетная формула для определения влажности воздуха по показаниям психрометра была опубликована проф. Московского университета Зворыкиным в 1883 г. Известны работы Д. И. Менделеева по сушке и обезвоживанию торфа.

Наука о сушке развивалась по четырем основным направлениям, которые характеризуют четыре исторически сложившихся этапа.

Первый этап — создание основ гидродинамики и термодинамики влажного газа. В 1900—1911 гг. В. Е. Грум-Гржимайло создал теорию движения газов в печах и сушилках, которая базируется на законах естественного движения газов, открытых М. В. Ломоносовым. В дальнейшем эта теория была развита в известной монографии В. Е. Грум-Гржимайло «Пламенные печи», изданной в 1924 г., где была специальная часть, посвященная сушильным установкам с естественной циркуляцией газов.

В 1918 г. Л. К. Рамзин прочел в Русском политехническом обществе публичный доклад, в котором были изложены основы термодинамики влажного газа и впервые дан графо-аналитический метод расчета сушильных установок с использованием созданной им

* Лыков А. В. Прогноз развития науки о сушке капиллярно-пористых коллоидных тел. ИФЖ, 1970, т. VIII, № 4.

I - d -диаграммы. Аналогичная I - x -диаграмма была опубликована Молбе в 1923 г. Известны также в этой области работы Гирша, Гаусбранда и др.

Развитие метода сушки топочными газами дано в работах А. П. Ворошилова, М. Ю. Лурье и Н. М. Михайлова (Всесоюзный теплотехнический институт); этот метод находит в настоящее время широкое применение во многих отраслях народного хозяйства (например, сушка жомы, зерна и др.). Обобщение работ указанного направления дано в книге М. Ю. Лурье «Сушильное дело» (М., Госэнергоиздат, 1948).

Второй этап — исследование кинетики и динамики сушки и создание основ теории процесса. Основные закономерности сушки влажных почв и грунтов, установленные еще в 1904 г. П. С. Коссовичем (наличие двух периодов процесса сушки, обусловленные закономерностями связи влаги с капиллярно-пористыми телами), нашли развитие в работах зарубежных и советских исследователей, которые дали математический анализ кинетики процесса сушки. Наряду с работами Льюиса и Шервуда следует указать на исследование Г. К. Филоненко, Б. А. Поснова, И. М. Федорова, Я. М. Минювича, И. И. Палева, А. А. Шумилина и др.; эти исследователи расширили представления о переносе влаги в процессе сушки и показали, что этот процесс имеет сложный и комплексный характер (молекулярно-молярный перенос влаги), причем основной кинетический параметр — коэффициент влагопроводности — зависит от влагосодержания и температуры материала.

Основное значение в создании теории сушки имеют работы акад. АН БССР А. В. Лыкова и его школы. В 1932 г. А. В. Лыковым установлены основные закономерности процесса сушки и разработана теория углубления поверхности (зоны) испарения внутрь материала; в 1934 г. А. В. Лыковым было открыто и научно обосновано явление термического переноса влаги в твердых телах (термовлагопроводность), подобное термодиффузии в газах и жидкостях. Основы второго направления развития науки о сушке были изложены в монографии А. В. Лыкова «Кинетика и динамика процессов сушки и увлажнения» (М., Гизлегпром, 1938) и в монографии Г. К. Филоненко «Кинетика сушильного процесса» (М., Оборонгиз, 1939).

Сушка рассматривается как типичный нестационарный процесс, в основе которого лежат закономерности нестационарного тепло- и массообмена.

Важное значение имели исследования Н. Ф. Докучаева, А. В. Нестеренко, Б. М. Смольского и др., которые на основе тщательного изучения полей температуры и парциального давления пара в пограничном слое установили новые закономерности внешнего тепло- и массообмена в процессе сушки.

В развитии теории сушки важную роль сыграла теория подобия, созданная в СССР акад. М. В. Кирпичевым и А. А. Гухманом,

Третий этап развития науки о сушке связан с созданием научных основ технологии сушки, которая рассматривается как сложный технологический процесс.

Технология сушки базируется на фундаментальных работах акад. П. А. Ребиндера, акад. АН БССР С. М. Липатова, акад. АН УССР А. В. Думанского, Ю. Л. Кавказова, М. П. Воларовича и др. Исключительное значение для технологии сушки имеет учение П. А. Ребиндера о формах связи влаги с материалом, которое является основой научного объяснения механизма процесса сушки (работы Г. А. Максимова, Н. В. Чураева, Н. И. Гамаюнова, М. Ф. Казанского, В. П. Душенко и др.).

Биохимические основы технологии сушки пищевых продуктов и научные основы сушки зерновых культур разработаны акад. А. И. Опариным, В. Л. Кретовичем, Е. Д. Казаковым, Н. П. Козьминой, Л. А. Трисвятеким, Л. Н. Любарским, С. Д. Птициным, Н. И. Соседовым, А. П. Гержоем, В. Ф. Самочетовым и др.; научные основы сушки хлеба на сухари — А. В. Лыковым, Л. Я. Ауэрманом и др.; макаронных изделий — В. В. Лукьяновым, И. С. Мельниковой, И. М. Савиной и др.; дрожжей — Е. А. Плевако и др.; овошей — Г. К. Филоненко, М. А. Гришиным, Б. В. Зозулевичем, С. А. Гениным и др.; яиц и других жидких продуктов — В. А. Андреевым и др.; мясных и молочных продуктов — Н. Е. Федоровым, Э. И. Каухчешвили, Г. А. Куком, Н. Н. Липатовым, Э. И. Гуйго и др.; семян подсолнечника — В. М. Копейковским, Б. Н. Кириевским и др.; жомы — А. К. Найденовым; солода — В. И. Поповым и др.; сахара — И. Ф. Зеликманом, А. А. Рудзицким и др.

На четвертом этапе развития процесс сушки рассматривается как комплексный перенос энергии и вещества, причем для математического описания взаимообусловленных явлений переноса успешно применяются методы термодинамики необратимых процессов. А. В. Лыков и другие исследователи развивают теорию потенциалов массопереноса, причем значительные работы проводятся в области изучения движущих сил процесса и кинетических коэффициентов.

Развитие классических и операционных методов решения задач нестационарной тепло- и массопроводности дано в работах А. В. Лыкова, акад. Латвийской ССР Ю. А. Михайлова, Н. И. Гамаюнова, А. Г. Темкина, Т. Л. Перельмана, В. В. Красникова, М. С. Смирнова и др. Большое значение имеет, в частности, развитие методов решения сопряженных задач.

При интенсивном нагреве влажных материалов внутри тела возникает нерелаксируемый градиент давления, который оказывается важным фактором молярного переноса массы. Это явление было обнаружено П. Д. Лебедевым, а также в работе Г. А. Максимова при сушке в электрическом поле токов высокой частоты.

Аналитическое и экспериментальное исследования процессов сушки дисперсных и пастообразных материалов, а также жидкостей проведены П. Г. Романковым, Н. Б. Рашковской и др., а также М. В. Лыковым, Б. И. Леончиков, С. И. Шапиро, В. А. Андреевым и др. Кинетика высокоинтенсивных методов термической обработки и сушки влажных материалов (сушка в среде перегретого пара, выпечка, «сушка со сбросом давления», кондуктивная сушка и др.) изучена П. Д. Лебедевым, Н. И. Краснопецевым, Ю. А. Михайловым, В. В. Красниковым, А. А. Михелевым и др. Важные работы в области сушки химических продуктов выполнены П. Г. Романковым, А. Н. Плановским, Н. И. Гельпериним и их учениками.

В трудах Н. Е. Федорова разработаны и развиты методы аналитического расчета сушильных установок.

Значительные работы в области теории и техники процессов сушки проведены в Институте тепло- и массообмена АН БССР под руководством А. В. Лыкова, Б. М. Смольского и И. Л. Любошица (исследования Л. М. Никитиной, Г. Д. Рабиновича, И. Т. Эльперина, В. К. Щитникова, В. А. Шеймана, И. Ф. Пикуса, Л. С. Слободкина, П. С. Куца, П. А. Новикова, К. Б. Гисиной и др.).

Большой интерес и практическую ценность представляют работы, проведенные в Институте технической теплофизики АН УССР под руководством О. А. Кремнева (исследования А. А. Долинского, В. Р. Боровского и др.).

Исследования в области теории и техники сублимационной сушки проведены А. А. Гухманом, Э. И. Гуйго, Э. И. Каухчешвили, В. Г. Поповским, их учениками и др.

Систематические исследования в области сушки пищевых продуктов проводились в Московском технологическом институте пищевой промышленности и в родственных с ним институтах под руководством А. В. Лыкова, В. В. Красникова, автора (работы А. П. Порхаева, Г. И. Красовской, Е. И. Рыжовой, Н. Н. Бабьева, А. С. Шубина, Е. И. Сизяковой, И. С. Мельниковой, В. И. Сыредова, Н. С. Михеевой, И. М. Савиной, А. С. Васильевой, М. В. Подольского, В. А. Резникова, А. А. Улумиева, А. П. Рысина, В. А. Данилова, М. С. Козловой и др.).

Исследования процессов сушки пищевых продуктов при разных методах энергоподвода проведены в Воронежском технологическом институте под руководством В. И. Полова.

В работах четвертого этапа математический аппарат теории сушки развивается в следующем направлении: от применения простейших уравнений диффузии к сочетанию диффузии и термодиффузии (термовлагопроводность), к учету влияния общего давления (так называемая «конвективная» диффузия) и, наконец, к выявлению новых движущих сил переноса и, в частности, к учету влияния неоднородных и переменных магнитных и электрических полей.

Работы четвертого направления обобщены в монографиях и учебных пособиях А. В. Лыкова «Теория сушки» (М., Госэнергоиздат, 1950; М. «Энергия», 1968), А. С. Минзбурга «Сушка пищевых продуктов» (М., Пищепромиздат, 1960), П. Д. Лебедева «Расчет и проектирование сушильных установок» (М., Госэнергоиздат, 1963), Э. И. Гуйго, Н. К. Журавской, Э. И. Каухчешвили «Сублимационная сушка пищевых продуктов» (М., «Пищевая промышленность», 1966), Н. Е. Федорова «Аналитические расчеты сушильных установок» (М., «Пищевая промышленность», 1967), Ю. А. Михайлова «Сушка перегретым паром» (М., «Энергия», 1967), П. Г. Романкова и Н. Б. Рашковской «Сушка во взвешенном состоянии» (Л., «Химия», 1968), М. В. Лыкова «Сушка в химической промышленности» (М., «Химия», 1970), В. В. Красникова «Кондуктивная сушка» (М., «Энергия», 1973).

В монографии А. А. Гухмана «Применение теории подобия к исследованию процессов тепло- и массообмена» (М., «Высшая школа», 1967) даны анализ современного состояния проблемы тепло- и массообмена и дальнейшее развитие теории обобщенных переменных.

Из зарубежных работ следует отметить книгу О. Кришера «Научные основы техники сушки» (М., ИЛ, 1961) и монографию Д. Сполдинга «Конвективный массообмен», (М., «Энергия», 1965).

Термодинамика необратимых процессов, так же как и классическая термодинамика (возможности которой еще далеко не исчерпаны), призвана сыграть важную роль в развитии аналитических методов исследования и расчета процессов сушки. Большой интерес, в частности, представляют работы венгерского ученого Ш. Эндрени, который применял методы классической термодинамики к исследованию взаимосвязи статистики и кинетики процесса сушки, расширив возможности применения $I-x$ -диаграммы для расчета процесса.

Д. М. Левин произвел термодинамический анализ процесса, происходящего в сушильной камере; для анализа переноса влаги внутри материала он применил методы термодинамики необратимых процессов.

Для возможности использования этих методов при анализе процессов, происходящих в реальных гетерогенных системах (к которым относятся влажные капиллярно-пористые тела), обычно вводят так называемые приведенные характеристики и представляют потоки в виде произведений соответствующих кинетических коэффициентов на действующие силы (т. е. на градиенты соответствующих потенциалов переноса), как это показано выше.

В. П. Душенко с сотрудниками использовал указанные принципы при исследовании процесса электроосмотического осушения.

Исследования в области термодинамики влажного воздуха и развитие $I-d$ -диаграммы даны в работах И. В. Кречетова (СССР), В. Хойслера (ГДР), Я. Салина (Финляндия) и др.

Приведенный краткий исторический обзор развития теории сушки свидетельствует о значительных достижениях в этой области, причем ведущая роль в данной области знания принадлежит советской научной школе, возглавляемой А. В. Лыковым.

Важными задачами теории сушки являются научное обоснование и изыскание новых, более эффективных методов сушки и оказание помощи практике в дальнейшем развитии техники сушки, и в частности в создании современных высокопроизводительных автоматизированных сушильных установок. Эти задачи должны решаться в соответствии с основными принципами технологии сушки. Поэтому, приступая к изучению теории сушки, очень важно вначале познакомиться с физико-химическими основами процессов сушки.

Часть первая

ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПРОЦЕССОВ СУШКИ

Сушка — это сложный технологический (физико-химический) процесс, который должен обеспечить не только сохранение качественных показателей материала, но и в ряде случаев и улучшение этих показателей. Поэтому выбор методов и рациональных режимов процесса должен базироваться на научных основах технологии сушки: от изучения свойств продукта как объекта сушки — к выбору метода и обоснованию режимов процесса и на этой основе — к созданию рациональных конструкций сушильных установок. При этом следует учесть, что в процессе сушки свойства продукта могут изменяться.

Таким образом, физико-химические явления, протекающие в самом материале, являются главным фактором, определяющим механизм процесса сушки, и выявление сущности этих явлений и установление их закономерностей представляет собой одну из основных задач науки о сушке.

За последние годы эти общие представления получили дальнейшее развитие, и в данное время процесс сушки рассматривается в широком плане как гетерогенная реакция, обусловленная целым комплексом химических, физико-химических, биохимических и реологических процессов, кинетика которых наряду с кинетикой переноса энергии и вещества определяет механизм и скорость протекания процессов сушки (А. В. Лыков, Ю. Л. Кавказов, Н. В. Чураев, Н. И. Гамаюнов, В. П. Душенко, автор и др.).

Процесс тепловой сушки* заключается в переводе влаги, находящейся в теле, в парообразное состояние и в удалении образующейся пара во внешнюю, окружающую тело, среду. Поэтому, естественно, большое значение имеют изучение состояния влаги в теле и установление закономерностей ее взаимодействия с сухим скелетом тела. Под влагой мы понимаем любую жидкость, которая должна быть удалена в процессе сушки. Однако практически в большинстве случаев речь идет о воде, причем вначале для упрощения обычно рассматривается «чистая» вода без каких-либо растворимых в ней веществ. Фактически в воде, находящейся во влажном

* Место тепловой сушки* в схеме классификации различных методов обезвоживания см. далее (стр. 280).

материале, всегда содержатся растворенные вещества, «естественно» попавшие в нее, или специально введенные в процессе обработки материала; поэтому в дальнейшем следует проследить влияние этих веществ на явления массопереноса.

Исключительно большую роль играют учение о видах состояния влаги в материале и классификация форм связи влаги с сухим веществом материала. В связи с этим важное значение имеет рассмотрение поверхностных явлений, развивающихся на границе системы твердое тело — жидкость. При этом следует иметь в виду, что влажный материал состоит из трех фаз (компонентов) — твердой, жидкой и газообразной; соотношение между этими фазами может быть различным. В твердых телах одной из фаз является твердый скелет (кристаллическая решетка в истинно твердых телах или хаотический каркас в коагуляционных структурах), с которым влага связана более или менее прочно. Именно наличие скелета акад. П. А. Ребиндер считает основным признаком отличия твердого тела от жидкости, более характерным, чем вязкость или период релаксации*.

Дж. Бернал указывает, что в основе построения структуры твердых тел и жидкостей лежат разные принципы.

Энергия частиц при любом их расположении в каждом объеме жидкости почти одинакова, так как различия в количестве энергии весьма малы по сравнению с тепловыми флуктуациями. Однако при температурах, близких к точке кристаллизации, отличительные особенности жидкостей — отсутствие правильности расположения и ориентации атомов или молекул сглаживаются. Так, Я. И. Френкель указывает, что «...это различие является скорее различием в степени порядка, нежели качественным, так как жидкости при температурах, лежащих вблизи точки кристаллизации, обнаруживают значительную степень локального (ближнего) порядка в относительном расположении и организации их молекул того же типа, как и тот, который характеризует соответствующие кристаллы».

Большинство твердых материалов, подвергаемых сушке, являются капиллярно-пористыми телами, в порах которых находятся газы, — воздух и пар жидкости. Хотя объем, занимаемый газом, может быть значительным, однако масса газа по сравнению с массой твердого каркаса и жидкости весьма невелика. Поэтому в сушильной технике принимают, что влажное тело состоит из абсолютно сухого материала и влаги.

* Указанное отличие относится к обычной («свободной») воде. Как будет указано далее, структура мономолекулярного слоя адсорбционно связанной влаги близка к структуре кристаллической решетки льда, т. е., очевидно, процессы связывания и кристаллизации воды близки по своей физической природе. Так, характерно, что теплота гидратации равна примерно удельной теплоте плавления льда. В последнее время указанное обобщение распространяется вообще на структурную модель воды.

В связи с тем что сухой скелет капиллярно-пористого тела обладает лиофильными свойствами и стенки капилляров и пор могут связывать газы (пары), жиры и жидкости, причем эта связь может быть весьма прочной, механизм переноса влаги в процессе сушки значительно сложнее, чем фильтрация жидкости, рассматриваемая в классической гидравлике. Связь влаги с телом, а также присутствие в ней растворенных веществ могут существенно влиять на физические характеристики влаги и ее свойства и, в частности, на температуры кипения и замерзания (криоскопическая и криогидратная точки). Так, например, в капиллярно-пористых телах при температуре ниже 0° С имеется некоторое количество переохлажденной жидкой влаги*.

Характерно, что технологические свойства материалов могут описываться термодинамическими характеристиками — потенциалом влагопереноса, удельной влагоемкостью, энергией связи и др. — т. е. технология сушки непосредственно увязывается с термодинамикой массопереноса. Этим оправдывается целесообразность рассмотрения термодинамических характеристик влажного материала в увязке с физико-химическими особенностями процессов сушки, при которых указанные характеристики существенно изменяются. Таким образом, ставится задача о создании термодинамики влажного материала.

Изложенное выше приводит нас к заключению, что в основе изучения теории и техники сушки должны лежать физико-химические представления о состоянии влаги в материалах и о взаимодействии ее с сухим скелетом тела. Поэтому в первой части мы рассмотрим физико-химические основы процесса сушки.

ГЛАВА I ВЛАЖНЫЙ МАТЕРИАЛ

Большинство пищевых продуктов являются влажными телами, содержащими значительное количество воды. Вода входит в состав растительных и животных тканей и является необходимой составной частью пищи человека. Однако избыток воды снижает питательную ценность пищевых продуктов, значительно удорожает их транспортировку и может вызвать порчу продуктов вследствие жизнедеятельности различных микроорганизмов в водной среде. Поэтому

* В последних работах Б. В. Дерягина, Н. Н. Федякина, Н. В. Чураева и М. В. Талаева сообщается, что при исследовании замерзания влаги в кварцевых капиллярах обнаружены особые формы воды с аномальными свойствами. Эти работы в настоящее время подвергаются обсуждению. Явление переохлаждения воды в капиллярах может иметь практическое значение.

большинство пищевых продуктов подвергают сушке, в процессе которой их влажность значительно снижается.

Состояние влажного материала определяется его температурой и влажностью. Свойства влажных материалов характеризуются рядом известных теплофизических характеристик и физических параметров и, в частности, удельной теплоемкостью, коэффициентом теплопроводности и коэффициентом температуропроводности, которые, так же как и термодинамические характеристики, рассматриваются в первой части. Массообменные характеристики влажных материалов рассматриваются во второй части. Знание тепло- и массообменных характеристик влажных материалов необходимо для правильного понимания механизма процесса сушки и для его расчета.

В теории сушки влажность материала обычно рассчитывается по отношению к массе абсолютно сухого материала, которая в процессе сушки остается неизменной, что представляет большое удобство для расчетов.

Переход от влажности W^c , рассчитанной по отношению к массе сухого вещества материала, к влажности W^* , рассчитанной к общей массе материала, весьма прост.

Общая масса влажного материала (в кг)

$$G = G_{\text{вл}} + G_{\text{с. вещ.}}$$

где $G_{\text{вл}}$ — масса воды, кг;

$G_{\text{с. вещ.}}$ — масса абсолютно сухого вещества, кг.

Влажность материала по отношению к массе сухого вещества (в %)

$$W^c = \frac{G_{\text{вл}}}{G_{\text{с. вещ.}}} 100.$$

Влажность материала по отношению к общей массе (в %)

$$W = \frac{G_{\text{вл}}}{G} 100.$$

Формулы перехода (в %):

$$W = \frac{W^c}{100 + W^c} 100;$$

$$W^c = \frac{W}{100 - W} 100.$$

По формуле перехода составлена табл. I-1.

* Часто влажность W^c называют абсолютной влажностью материала, а W — относительной влажностью. Нетрудно видеть, что такое определение является неправильным, так как и та и другая влажность выражаются в процентах и являются по своему смыслу относительными величинами.

ТАБЛИЦА I-1

Переход от W к W^c

W , %	0,0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
	W^c , %									
4	4,2	4,3	4,4	4,5	4,6	4,7	4,8	4,0	5,0	5,2
5	5,27	5,4	5,5	5,6	5,7	5,8	5,9	6,0	6,2	6,3
6	6,38	6,5	6,6	6,7	6,8	7,0	7,1	7,2	7,3	7,4
7	7,53	7,6	7,8	7,9	8,0	8,1	8,2	8,3	8,5	8,6
8	8,70	8,8	8,9	9,1	9,2	9,3	9,4	9,5	9,6	9,8
9	9,88	10,0	10,1	10,3	10,4	10,5	10,6	10,7	10,9	11,0
10	11,1	11,2	11,4	11,5	11,6	11,7	11,9	12,0	12,1	12,2
11	12,35	12,5	12,6	12,7	12,9	13,0	13,1	13,3	13,4	13,5
12	13,65	13,8	13,9	14,0	14,2	14,3	14,4	14,5	14,7	14,8
13	14,95	15,1	15,2	15,3	15,5	15,6	15,7	15,9	16,0	16,1
14	16,3	16,4	16,6	16,7	16,8	17,0	17,1	17,2	17,4	17,5
15	17,65	17,8	17,9	18,1	18,2	18,3	18,5	18,6	18,8	18,9
16	19,05	19,2	19,3	19,5	19,6	19,8	19,9	20,0	20,2	20,3
17	20,5	20,6	20,8	20,9	21,1	21,2	21,4	21,5	21,7	21,8
18	21,95	22,1	22,2	22,4	22,5	22,7	22,9	23,0	23,2	23,3
19	23,50	23,6	23,8	23,9	24,1	24,2	24,4	24,5	24,7	24,8
20	25,0	25,2	25,3	25,5	25,6	25,8	25,9	26,1	26,3	26,4
21	26,6	26,7	26,9	27,1	27,2	27,4	27,6	27,7	27,9	28,0
22	28,2	28,4	28,5	28,7	28,9	29,0	29,2	29,4	29,5	29,7
23	29,9	30,0	30,2	30,4	30,5	30,7	30,9	31,1	31,2	31,4
24	31,6	31,8	31,9	32,1	32,3	32,5	32,6	32,8	33,0	33,2
25	33,3	33,5	33,7	33,9	34,1	34,2	34,4	34,6	34,8	35,0
26	35,1	35,3	35,5	35,7	35,9	36,1	36,2	36,4	36,6	36,8
27	37,0	37,2	37,4	37,6	37,7	37,9	38,1	38,3	38,5	38,7
28	38,9	39,1	39,3	39,5	39,7	39,9	40,1	40,3	40,4	40,6
29	40,8	41,0	41,2	41,4	41,6	41,8	42,0	42,2	42,5	42,7
30	42,8	43,1	43,3	43,5	43,7	43,9	44,1	44,3	44,5	44,7
31	44,95	45,1	45,4	45,6	45,8	46,0	46,2	46,4	46,6	46,8
32	47,1	47,3	47,5	47,7	47,9	48,2	48,4	48,6	48,8	49,0
33	49,3	49,5	49,7	49,9	50,2	50,4	50,6	50,8	51,1	51,3
34	51,5	51,8	52,0	52,2	52,4	52,7	52,9	53,1	53,4	53,6
35	53,8	54,1	54,3	54,6	54,8	55,0	55,3	55,5	55,8	56,0
36	56,3	56,5	56,7	57,0	57,2	57,5	57,7	58,0	58,2	58,5
37	58,8	59,0	59,2	59,5	59,7	60,0	60,3	60,5	60,8	61,0
38	61,3	61,6	61,8	62,1	62,3	62,6	62,9	63,1	63,4	63,7
39	63,8	64,2	64,5	64,7	65,0	65,3	65,6	65,8	66,1	66,4
40	66,6	66,9	67,2	67,5	67,8	68,1	68,4	68,6	68,9	69,2
41	69,5	69,8	70,1	70,4	70,7	70,9	71,2	71,5	71,8	72,1
42	72,4	72,7	73,0	73,3	73,6	73,9	74,2	74,5	74,8	75,1
43	75,4	75,8	76,1	76,4	76,7	77,0	77,3	77,6	77,9	78,3
44	78,6	78,9	79,2	79,5	79,9	80,2	80,5	80,8	81,2	81,5
45	81,8	82,2	82,5	82,8	83,2	83,5	83,8	84,2	84,5	84,8
46	85,2	85,5	85,9	86,2	86,6	86,9	87,3	87,6	88,0	88,3
47	88,7	89,0	89,4	89,8	90,1	90,5	90,8	91,2	91,6	92,0
48	92,3	92,7	93,1	93,4	93,8	94,2	94,6	94,9	95,3	95,7
49	96,1	96,5	96,9	97,2	97,6	98,0	98,4	98,8	99,2	99,6
50	100,0	100,4	100,8	101,2	101,6	102,0	102,4	102,8	103,3	103,7
51	104,1	104,5	104,9	105,3	105,8	106,2	106,6	107,0	107,5	107,9
52	108,3	108,8	109,2	109,6	110,1	110,5	111,0	111,4	111,9	112,3

Продолжение

В, %	0,0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
	W ^c , %									
53	112,5	113,2	113,7	114,1	114,6	115,1	115,5	116,0	116,5	116,9
54	117,5	117,9	118,3	118,8	119,3	119,8	120,3	120,8	121,2	121,7
55	122,2	122,7	123,2	123,7	124,2	124,7	125,2	125,7	126,2	126,8
56	127,2	127,8	128,3	128,8	129,4	129,9	130,4	131,0	131,5	132,0
57	132,5	133,1	133,6	134,2	134,8	135,3	135,9	136,4	137,0	137,5
58	138,0	138,7	139,2	139,8	140,4	141,0	141,6	142,1	142,7	143,3
59	143,5	144,5	145,1	145,7	146,3	146,9	147,5	148,1	148,8	149,4
60	150,0	150,6	151,3	151,9	152,5	153,2	153,8	154,5	155,1	155,8
61	156,4	157,1	157,7	158,4	159,1	159,7	160,4	161,1	161,8	162,5
62	163,2	163,9	164,6	165,3	166,0	166,7	167,4	168,1	168,8	169,5
63	170,3	171,0	171,7	172,5	173,2	174,0	174,7	175,5	176,2	177,0
64	177,8	178,6	179,3	180,1	180,9	181,7	182,5	183,3	184,1	184,9
65	185,7	186,5	187,4	188,2	189,0	189,9	190,7	191,6	192,4	193,3
66	194,1	195,0	195,9	196,7	197,6	198,5	199,4	200,3	201,2	202,1
67	203,0	204,0	204,9	205,8	206,8	207,7	208,6	209,6	210,6	211,5
68	212,5	213,5	214,5	215,5	216,5	217,5	218,5	219,5	220,5	221,5
69	222,6	223,6	224,7	225,7	226,8	227,9	229,0	230,1	231,1	232,2
70	233,3	234,5	235,6	236,7	237,8	239,0	240,1	241,3	242,5	243,6
71	244,8	246,0	247,2	248,4	249,7	250,9	252,1	253,4	254,6	255,9
72	257,1	258,4	259,7	261,0	262,3	263,6	265,0	266,3	267,7	269,0
73	270,4	271,8	273,1	274,5	275,9	277,4	278,8	280,2	281,7	283,1
74	284,6	286,1	287,6	289,1	290,6	292,2	293,7	295,3	296,8	298,4
75	300,0	301,6	303,2	304,9	306,5	308,2	309,8	311,5	313,2	314,9
76	316,7	318,4	320,2	321,9	323,7	325,5	327,4	329,2	331,0	332,9
77	334,8	336,7	338,6	340,5	342,5	344,5	346,4	348,4	350,5	352,5
78	354,6	356,6	358,7	360,8	363,0	365,1	367,3	369,5	371,7	373,9
79	376,2	378,5	380,8	383,1	385,4	387,8	390,2	392,6	395,1	397,5
80	400,0	402,5	405,1	407,6	410,2	412,8	415,5	418,1	420,8	423,6

Если влажность материала по отношению к массе сухого вещества выразить в кг/кг с. вещ., то получим вла г о с о д е р ж а н и е материала (удельное массосодержание).

$$W = \frac{G_{\text{вл}}}{G_{\text{с.вещ.}}}$$

Влагосодержание может характеризовать влажность не только всего объема материала, но и влажность в слое или в точке. Если влага распределена равномерно по сечению материала, то

$$W^c = 100u, \text{ или } u = \frac{W^c}{100}$$

Под концентрацией влаги в материале C понимают массу влаги, приходящейся на единицу объема материала (в кг/м³).

Зависимость между концентрацией влаги и влагосодержанием материала записывается так:

$$C = u\rho_0,$$

где ρ_0 — масса абсолютно сухого вещества в единице объема влажного материала, кг с. вещ./м³.

Если объемная усадка (уменьшение объема материала в процессе сушки) мала, то $\rho_0 \approx \rho_{\text{с.вещ.}}$, где $\rho_{\text{с.вещ.}}$ — плотность сухого вещества материала, кг с. вещ./м³ с. вещ.

ВЛАГА В МАТЕРИАЛЕ

Физико-химические характеристики воды

П. А. Ребиндер считает, что взаимодействие воды с различными веществами представляет большой научный интерес, так как характер такого взаимодействия обусловлен гидрофильными свойствами этих веществ. Наряду с этим, как было указано выше, при взаимодействии влаги с твердым телом могут изменяться и свойства самой воды.

Вначале целесообразно остановиться на известных физико-химических характеристиках так называемой «свободной» воды (в широком смысле этого слова); затем рассмотрим состояние и свойства воды во влажном материале. Вода (греческое название — гидро, латинское — аква) — окись водорода — представляет собой простейшее устойчивое соединение водорода (11, 19 масс. %) с кислородом (88,81 масс. %). Основные физические характеристики воды приведены в табл. 1—2 и 1—3.

В связи с наличием трех изотопов водорода и шести изотопов кислорода имеется 36 изотопных разновидностей воды*, десять из которых содержатся в природной воде. Особо следует отметить тяжелую воду, в которой водород заменен его тяжелым изотопом — дейтерием. По физическим свойствам тяжелая вода существенно отличается от обыкновенной воды: например, ее молекулярная масса 20,029 вместо 18,016; плотность при 25° С 1,004 г/см³ вместо 0,997 г/см³. Тяжелая вода находит широкое применение в ядерной технике, при научных исследованиях и др.

Для обыкновенной воды характерны некоторые аномалии физических свойств. Так, известна аномалия плотности, увеличивающейся при плавлении льда (от 0,91680 до 0,99987 г/см³ при 0° С) и повышении температуры от 0 до 3,98° С (принимают, что при температуре около 4° С плотность воды достигает 1,0 г/см³). Увеличение плотности воды при плавлении льда объясняется уменьшением рыхлости структуры льда, при котором наряду с уменьшением расстояний между молекулами межмолекулярные «пустоты» заполняются водой.

При температуре 3,98° С природная вода имеет наибольшую плотность; при повышении температуры (которая, как известно,

* По некоторым данным количество возможных соединений H₂O достигает 42.

Физические характеристики воды

ТАБЛИЦА 1-2

Показатели	Единицы измерения		Значения	
	система CGSE	СИ	система CGSE	СИ
Температура кипения	°C	K	100	373,16
Температура плавления	°C	K	0	273,16
Критическая температура	°C	K	374,15	647,31
Критическое давление	кгс/см ²	МПа	221,29	22,11
Критическая плотность	г/см ³	кг/м ³	0,325	325
Теплота плавления при 760 мм рт. ст. (~0,1 МПа)	кал/г	кДж/кг	79,4	332,422
Теплота сублимации льда при 0°C (273,16 K)	кал/г	кДж/кг	677,0	2834,464
Удельная теплоемкость льда при 0°C (273,16 K)	кал/(г·°C)	кДж/(кг·K)	0,487	2,039
Удельная теплопроводность льда	кал/(см·с·°C)	Вт/(м·K)	около 5,6·10 ⁻³	2,345
жидкости при 0°C (273,16K)			1,43·10 ⁻³	0,599
жидкости при 45°C (318,16K)			1,54·10 ⁻³	0,645
пара при 100°C (373,16K)			0,0551·10 ⁻³	0,023
Удельная электропроводность льда при 0°C (273,16K)	Ом ⁻¹ ·см ⁻¹	Ом ⁻¹ м ⁻¹	0,4·10 ⁻⁸	0,4·10 ⁻⁸
жидкости при 0°C (273,16K)			1,47·10 ⁻⁸	1,47·10 ⁻⁸
жидкости при 18°C (291,16 K)			4,41·10 ⁻⁸	4,41·10 ⁻⁸
жидкости при 50°C (323,16K)			18,9·10 ⁻⁸	18,9·10 ⁻⁸
Диэлектрическая проницаемость жидкости при 20°C (293,16K)	—	—	81,0	81,0
пара при 145°C и 760 мм рт. ст. (~0,1 МПа)	—	—	1,007	1,007
Энтальпия пара при 25°C и 0,1 МПа	кал/(моль·°C)	Дж/(моль·K)	45,105	188,719
Скорость распространения звука при 25°C (298,16K)	см/с	м/с	149,6	1,496
Коэффициент сжимаемости при 0,1—10 МПа при 0°C	—	—	51,1·10 ⁻⁶	51,1·10 ⁻⁶
при 60°C	—	—	45,5·10 ⁻⁶	45,5·10 ⁻⁶

ТАБЛИЦА 1-1

Зависимость физических характеристик воды и пара (на линии насыщения) от температуры

Температура		Плотность		Давление насыщенного пара		Удельная теплота испарения		Удельная теплоемкость жидкости при				Вязкость		Поверхностное натяжение на границе с воздухом	
°C	K	жидкости, кг/м ³	насыщенного пара, кг/м ³ ·10 ³	кгс/см ²	кПа	ккал/кг	кДж/кг	p=1 кгс/см ²		p=38,066 кПа		p=50 кгс/см ²		p=4903 кПа	
								кал/(г·°C)	Дж/(кг·K)	кал/(кг·°C)	Дж/(кг·K)	спз	Па·с·10 ³	эрг/см	Н/м·10 ³
0	273,16	999,87	4,85	0,00623	0,612	597,3	2500,3	1,0060	4211,9	1,004	4203,5	1,7921	1,792	75,62	75,62
10	283,16	999,73	9,40	0,01251	1,227	591,7	2476,9	—	—	—	—	1,3077	1,308	74,22	74,22
20	293,16	998,23	17,29	0,02383	2,337	586,0	2453,0	0,9986	4180,9	0,996	4170,0	1,0050	1,005	72,75	72,75
30	303,16	995,67	30,37	0,04325	4,245	580,4	2430,0	—	—	—	—	0,8007	0,801	71,15	71,15
40	313,16	992,24	51,15	0,07520	7,375	574,7	2405,7	0,9977	4177,2	0,994	4161,7	0,6560	0,656	69,55	69,55
60	333,16	983,24	130,20	0,20310	19,924	563,2	2358,0	1,0008	4220,3	0,995	4165,9	0,4688	0,469	66,17	66,17
80	353,16	971,83	293,4	0,42890	47,343	551,3	2307,7	1,0045	4205,6	0,999	4182,6	0,3565	0,356	62,61	62,61
100	373,16	958,38	597,7	1,0332	101,330	539,0	2256,3	0,487	2040,0	1,004	4203,5	0,2838	0,284	58,85	58,85
120	393,16	943,4	1121	2,0245	198,540	526,1	2202,7	0,480	2009,7	1,011	4232,8	0,232	0,232	54,89	54,89
150	423,16	917,1	2547	4,85	476,010	505,0	2114,3	0,472	1976,2	1,025	4291,5	0,184	0,184	—	—
200	473,16	864,9	7862	15,85	1555,000	463,5	1940,6	0,470	1967,8	1,071	4484,1	—	—	—	—
250	523,16	799,0	19980	40,53	3974,600	409,7	1715,3	0,473	1980	1,153	4827,4	—	—	—	—
300	573,16	—	46210	87,58	8591,600	335,4	1404,3	0,479	2005,5	Пар	Пар	—	—	—	—
350	623,16	—	113600	168,55	16528,900	213,3	893,04	0,486	2034,8	0,630	2637,7	—	—	—	—

является мерой средней кинетической энергии молекул) плотность воды начинает уменьшаться из-за усиленного движения молекул. Молекулы жидкостей, как и твердых тел, непрерывно находятся в сложном колебательном движении. Кроме того, в многоатомных телах возможно также колебание атомов одного относительно другого.

В любой момент времени энергия колебательного движения определяется суммой потенциальной и кинетической энергии молекул.

Когда молекула приходит в «нейтральное» положение, ее потенциальная энергия минимальна, а кинетическая энергия имеет максимальное значение; наоборот, в любом из крайних положений молекулы ее кинетическая энергия равна нулю, а потенциальная энергия имеет максимальное значение.

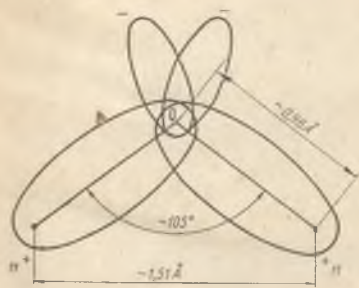


Рис. 1—14. Схема строения молекулы воды.

Молекула воды (рис. 1—1) содержит три ядра, которые в ее структуре образуют равнобедренный треугольник с двумя протонами в основании и ядром атома кислорода в вершине. При невозбужденном положении ядер молекула водяного пара имеет следующие характеристики: расстояние $OH=0,9584 \text{ \AA}$; $HH=1,5150 \text{ \AA}$; угол $HOH=105^{\circ}27'$; соответственно для нижнего колебательного уровня расстояние $OH=0,9568 \text{ \AA}$; $HH=1,5400 \text{ \AA}$; угол $HOH=105^{\circ}03'$.

По Паулингу вода характеризуется квазикристаллической структурой с тетраэдральными молекулами.

Наибольшее признание получила двухструктурная модель, для которой принимается, что молекулы воды могут находиться в двух состояниях: некоторые молекулы имеют льдоподобную структуру, другие характеризуются иной пространственной ориентацией. Так, в частности, в модели О. Я. Самойлова принимается тесная аналогия в ближайшей упорядоченности молекул в структурах воды и льда, а также, что пустоты в льдообразной тетраэдрической решетке заполнены молекулами воды.

Для льда воды межатомные расстояния несколько больше, чем в структуре жидкой влаги ($OH=0,99 \text{ \AA}$; $HH=1,62 \text{ \AA}$; угол $HOH=109,5^{\circ}$); межмолекулярное расстояние составляет для

* $1 \text{ \AA}=10^{-10} \text{ м}=0,1 \text{ нм}$.

льда $2,76 \text{ \AA}$, в соответствии с чем считают, что радиус молекулы воды равен $1,38 \text{ \AA}$.

Чистая вода обладает способностью легко переохлаждаться и перегреваться. С. Э. Вайсберг сообщает о том, что достигнуты переохлаждения воды до -33°C и перегрев до $+200^{\circ}\text{C}$ при $0,1 \text{ МПа}$.

И. М. Куприянов, рассматривая формы связи влаги в пищевых продуктах, подвергаемых сублимационной сушке, приходит к выводу, что даже чистая вода в капиллярах может переохлаждаться до -30°C и ниже и что этот эффект резко повышается в присутствии растворенных веществ и особенно коллоидных растворов. Как известно, тройная точка для воды достигается при давлении 611 Па ($4,58 \text{ мм рт. ст.}$) и температуре $0,0098^{\circ}\text{C}$. Важно отметить, что лед обладает полиформизмом, он существует в семи кристаллических модификациях. Плотность модификаций льда выше, чем обычного льда.

Для воды характерна ярко выраженная полярность: ее молекулы обнаруживают значительный дипольный момент ($1,86 \text{ Д}$), в связи с чем, как указывает П. А. Ребиндер, формы связи воды с различными веществами весьма многообразны.

Упоминание об особых функциях воды в «организованных» материалах (животные ткани и др.) имеется в классификации форм связи влаги в пищевых продуктах Тильмакса и Гирша. Однако до последнего времени мало внимания уделялось биологическим функциям воды в пищевых продуктах, что несомненно имеет важное значение для характеристики их свойств, изменяющихся в процессах гидротермической обработки.

В этом плане большой интерес представляет работа Е. Д. Казакова, который обобщил обширные материалы по структуре воды и ее физико-химическим функциям во влажных материалах. В частности им, согласно данным Дрост-Хансена, обращено внимание на характерные точки в зависимости структуры и свойств воды от температуры. Дрост-Хансен на основе обобщения данных многих исследователей пришел к выводу об изменении свойств воды при температурах 15°C ; 30°C ; 45°C и 60°C . В своих опытах по исследованию биологических процессов он обнаружил скачкообразное изменение вязкости воды при 15°C и 30°C . В. П. Душенко с сотрудниками при исследовании электроосмотических явлений обнаружил сингулярные точки на кривых зависимости коэффициента электроосмоса от температуры при 20°C ; 30°C ; 40°C и 45°C . Появление этих точек обусловлено, очевидно, изменением вязкости и удельной электропроводности водного раствора KCl при указанных температурах.

Е. Д. Казаковым особо выделяется влага, образующаяся в результате биологических процессов, и в частности биосинтеза. Так, например, проникновение воды в зерно интенсифицируется с повышением температуры за счет нарушения водородных связей воды и тканей зерна, обусловленного увеличением кинетической энергии и уменьшением размеров комплексов органических веществ.

Адсорбционные явления

Для характеристики состояния влаги в материале важное значение имеет изучение явлений, развивающихся на поверхности раздела фаз (жидкость — твердое тело), т. е. изучение поверхностных явлений. В результате этих явлений происходит достаточно прочное — адсорбционное связывание воды; нарушение этой связи в процессе сушки связано со значительными энергетическими затратами. Поэтому до рассмотрения форм связи влаги с материалом остановимся кратко на основных положениях теории адсорбционных явлений.

Обычно рассматривают физическую и химическую адсорбцию. Если адсорбируемая молекула (адсорбат) и решетка адсорбента рассматриваются как независимые системы, т. е. если в процессе адсорбции сохраняется индивидуальность адсорбированной молекулы и атомов, образующих поверхность адсорбента, имеет место физическая адсорбция*. Если же при адсорбции молекулы адсорбата отдают или получают от поверхности адсорбента электрон, то они, как указывает Я. де Бур, расщепляются на атомы или радикалы, которые взаимодействуют и связываются с атомами поверхности каждый в отдельности, — имеет место химическая адсорбция.

Естественно, что в результате химической адсорбции прочность связей значительно выше, чем при физической адсорбции, и обычно в процессе сушки эти связи не нарушаются. Характеристика форм влаги, адсорбционно (физико-химически) связанной с материалом, будет дана ниже, однако и здесь можно отметить, что и физическая адсорбция происходит неодинаково по толщине слоя воды: более прочно связывается первый мономолекулярный слой воды; прочность связи полимолекулярной адсорбции снижается по мере удаления влаги от поверхности адсорбента.

Мономолекулярная адсорбция протекает с очень большой скоростью. По данным де Бура, для покрытия 1 см^2 поверхности адсорбента достаточно около 10^{15} молекул воды, что примерно увязывается с представлениями Брунауэра о площади, занимаемой одной молекулой воды (порядка $11 \cdot 10^{-15} \text{ см}^2$).

Если для примера рассмотреть взаимодействие твердого тела с воздухом небольшой влажности ($\varphi = 10\%$), то число молекул, удаляющихся с 1 см^2 поверхности тела в 1 с, составит $8,5 \cdot 10^{20}$, что на 5—6 порядков больше указанного выше количества молекул. Однако следует учесть, что проникновение молекул воды внутрь ка-

* Строго говоря, как показано в работах А. В. Киселева, В. Ф. Киселева, Д. П. Пшкусиса и др., и при физической адсорбции, — в случае взаимодействия на малых расстояниях, — нельзя рассматривать адсорбат и адсорбент как независимые системы. Поэтому применение теории Ван-дер-Ваальса к расчету энергии физической адсорбции является условным.

пилляров пористого тела, имеющего развитую внутреннюю поверхность, происходит весьма медленно.

По представлениям Брунауэра (что принципиально соответствует взглядам Ленгмюра) обычно поверхность адсорбента энергетически неоднородна — различные участки поверхности обладают различными адсорбционными потенциалами; поэтому образование уплотненного мономолекулярного слоя вначале происходит на участках с большими значениями потенциала. Затем при увеличении давления пара (или иначе влагосодержания воздуха) участки мономолекулярного слоя растут наряду с адсорбцией на участках с меньшими значениями потенциала, что приводит к образованию единого мономолекулярного адсорбционно связанного слоя жидкости.

Ленгмюр получил с некоторыми допущениями уравнения адсорбции мономолекулярного слоя и пытался вывести уравнения для полимолекулярной адсорбции. Однако наиболее удачная попытка была сделана Брунауэром, Эмметом и Теллером в 1938 г. (метод БЭТ) при следующих допущениях: а) адсорбированные молекулы не оказывают влияния одна на другую; б) энергия адсорбции молекул каждого слоя одинакова. С этими допущениями авторы получили уравнения, которые хорошо подтверждаются экспериментальными данными.

И. М. Куприянов рекомендует установить для каждого продукта количество связанной влаги методом замораживания.

Остановимся на основных положениях физической адсорбции.

В молекулярно-кинетической теории строения тел уравнением состояния жидкости (точнее, уравнением состояния жидкой фазы вещества) является уравнение Ван-дер-Ваальса, представленное в виде:

$$\frac{a}{V^2} = \frac{RT}{V-b} \quad (1-1)$$

где V — объем, в котором происходит движение молекул тела (газа, жидкости);
 R — универсальная газовая постоянная;
 T — температура;
 $V-b$ — объем, доступный для свободного движения молекул, который меньше объема V на величину b вследствие взаимодействия — отталкивания молекул.

Уравнение (1-1) получено следующим образом.

В связи с действием молекулярных сил отталкивания давление в газе или в жидкости увеличивается в отношении $\frac{V}{V-b}$, и тогда известное уравнение состояния записывается в виде:

$$p = \frac{RT}{V} \cdot \frac{V}{V-b} = \frac{RT}{V-b} \quad (1-2)$$

Для молекул, находящихся в так называемом поверхностном слое толщиной порядка радиуса сферы притяжения молекул (на-

пример, в слое, прилегающем к стенке сосуда, в котором рассматривают состояние газа), Ван-дер-Ваальсом введена поправка на уменьшение давления за счет сил притяжения, направленных внутрь газа (жидкости):

$$p = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V^2} \quad (1-3)$$

где a — некоторая величина, пропорциональная давлению и обусловленная числом молекул n в единице объема V ; число молекул в поверхностном слое пропорционально n , а сила, приходящаяся на единицу площади поверхностного слоя, пропорциональна n^2 и обратно пропорциональна V^2 .

Для жидкости, находящейся под давлением собственных паров, при температуре, намного меньшей критической, давлением паров p можно пренебречь по сравнению с давлением притяжения молекул, т. е. $p \approx 0$. Тогда из уравнения (1-3) получим уравнение состояния (1-1).

Чтобы переместить молекулу из объема жидкости на ее поверхность, надо преодолеть силы притяжения, т. е. совершить работу; за счет этой работы увеличивается потенциальная энергия поверхностного слоя.

Как известно, в соответствии со вторым законом термодинамики при приближении к равновесному состоянию потенциальная энергия системы стремится к минимуму, т. е., иначе говоря, на поверхности жидкости должна действовать сила, стремящаяся уменьшить ее площадь. Эта сила и является поверхностным натяжением σ , относящимся к единице длины по касательной к поверхности (дин/см, или Н/м).

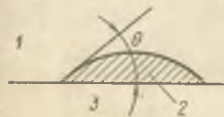


Рис. 1—2. Форма капли жидкости на границах раздела трех фаз при $0 < \theta < 90^\circ$: 1, 2 и 3 — газообразная, жидкая и твердая фазы.

Поверхностное натяжение σ численно равно свободной энергии поверхностного слоя, приходящейся на единицу площади (дин·см/см², т. е. эрг/см² или Н·м/м², т. е. Дж/м²), или, иначе говоря, σ равно плотности свободной энергии поверхностной пленки. Для воды при 0°C $\sigma \approx 75,7 \text{ дин/см} \approx 75,7 \text{ эрг/см}^2 \approx 0,0757 \text{ Н/м}$, или $0,0757 \text{ Дж/м}^2$.

За счет избытка свободной энергии на внешней и внутренней поверхности твердого скелета коллоидного капиллярно-пористого тела происходит прочное — адсорбционное связывание влаги при соответствующем уменьшении свободной энергии на поверхности раздела.

Рассмотрим взаимодействие жидкости с поверхностью твердого тела (твердой стенкой). В этом случае молекулы поверхности твердого тела будут действовать с определенной силой $F_{\text{пр}}$ на молекулы пограничного слоя жидкости, на который со стороны самой

жидкости действует сила $F_{\text{ж}}$. Можно представить следующие схемы взаимодействия жидкости с твердым телом, учитывая, что обычно всегда имеет место третья газовая фаза.

При отсутствии воздействия посторонних сил капля жидкости за счет поверхностного натяжения принимает сферическую форму. На твердой поверхности в воздушной среде капля жидкости принимает форму, обусловленную соотношением поверхностных натяжений σ на границах раздела газообразной 1, жидкой 2 и твердой 3 фаз (рис. 1—2). Форма капли зависит от соотношения σ и краевого угла θ , косинус которого является мерой смачивания жидкостью твердой поверхности. Возможны три следующих случая.

$$\text{I. } \sigma_{1-3} > \sigma_{2-3} + \sigma_{1-2} \cos \theta, \quad (1-4)$$

где σ_{1-3} , σ_{2-3} и σ_{1-2} — поверхностное натяжение на границе газ — твердое тело; жидкость — твердое тело; газ — жидкость; θ — краевой угол, образованный касательной к контуру капли.

В этом случае капля жидкости будет расплываться на поверхности твердого тела.

$$\text{II. } \sigma_{1-3} < \sigma_{2-3} + \sigma_{1-2} \cos \theta, \quad (1-5)$$

При таком соотношении капля будет сжиматься и примет форму эллипсона.

$$\text{III. } \sigma_{1-3} = \sigma_{2-3} + \sigma_{1-2} \cos \theta. \quad (1-6)$$

В этом случае

$$\cos \theta = \frac{\sigma_{1-3} - \sigma_{2-3}}{\sigma_{1-2}}. \quad (1-7)$$

Очевидно, в первом случае $0 < \cos \theta < 1$, а краевой угол $0 < \theta < 90^\circ$ (см. рис. 1—2); при этом поверхность смачивается данной жидкостью и она называется лиофильной ($\sigma_{1-3} > \sigma_{2-3}$), а взаимодействие жидкости с телом характеризуется слабой адгезией.

Если разность $\sigma_{1-3} - \sigma_{2-3}$ равна σ_{1-2} , то согласно формуле (1-7) $\cos \theta = 1$ и $\theta = 0$, т. е. жидкость полностью растекается на твердой поверхности, краевого угла не образуется и поверхностное натяжение характеризует избыток свободной энергии поверхностного слоя, — иначе говоря, имеет место очень сильная адгезия и происходит полное смачивание. В зависимости от температуры t поверхностное натяжение воды может быть определено по формуле (в эрг/см²):

$$\sigma_t = 75,7 (1 - 0,002t). \quad (1-8)$$

Во втором случае $-1 < \cos \theta < 0$; $90^\circ < \theta < 180^\circ$ (рис. 1—3); при этом поверхность не смачивается данной жидкостью и называется лиофобной ($\sigma_{1-3} < \sigma_{2-3}$), — имеет место слабая адгезия. И, наконец, если $\cos \theta = -1$, имеет место полное не-смачивание, — адгезия отсутствует.

Явление смачивания вызывает искривление поверхности жидкости в капилляре. В открытой капиллярной трубке, погруженной одним концом в жидкость, смачивающую стенки трубки, образуется мениск (вогнутая поверхность, рис. 1—4) и за счет направленных вверх сил поверхностного натяжения σ_{2-3} жидкость поднимается вверх на высоту h . Если жидкость не смачивает стенки трубки, то ее уровень в капилляре опускается. Столб жидкости с плотностью $\rho_{ж}$, поднятый на высоту h , уравнивает сумму сил, действующих по периметру капилляра радиусом r_0 :

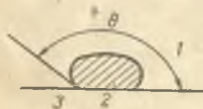


Рис. 1—3. Форма капли жидкости на границах раздела трех фаз при $90^\circ < \theta < 180^\circ$.

$$\pi r_0 h \rho_{ж} g = 2\pi r_0 \sigma \cos \theta,$$

отсюда высота, на которую поднимается жидкость,

$$h = \frac{2\sigma \cos \theta}{r_0 \rho_{ж} g} \quad (1-9)$$

где g — ускорение свободного падения.

* Для воды при полном смачивании ($\theta = 0$ и $\cos \theta = 1$) радиус мениска

$$r = \frac{r_0}{\cos \theta} = r_0.$$

При $t = 20^\circ \text{C}$ $\sigma \approx 73 \text{ эрг/см}^2$ и

$$h = \frac{0,15}{r_0} \text{ см.} \quad (1-10)$$

Рис. 1—4. Кривизна мениска в капилляре.

В капиллярах с радиусом $r_0 = 10^{-5}$ см высота капиллярного подъема воды составит $h = 0,15 \cdot 10^5 \text{ см} = 150 \text{ м}$ и давление такого столба воды равно примерно 1,5 МПа.

Если высота капилляра меньше h и соответствует его r_0 , то стремление вогнутого мениска уменьшить свою поверхность создает отрицательное давление; вследствие этого плотность жидкости уменьшается и под действием сил, сжимающих стенки капилляра, происходит деформация скелета эластичного тела. Таким образом, в отличие от адсорбционно связанной воды, которая находится в сжатом состоянии и может иметь поэтому несколько повышенную плотность*, капиллярная влага испытывает напряжение растяжения и имеет пониженную плотность.

Капиллярное давление обуславливает понижение давления насыщенного пара над вогнутой поверхностью и повышение его

* Вопрос о плотности адсорбционно связанной воды в последнее время подвергается дискуссии (см. стр. 34).

давления над выпуклой поверхностью по сравнению с давлением над плоской поверхностью жидкости.

Согласно закону Кельвина (Томсона) относительная упругость пара

$$\varphi = \frac{p_r}{p_0} = \exp\left(-\frac{2\sigma_{2-3}}{r_0 \rho_{ж} g}\right), \quad (1-11)$$

где p_r и p_0 — давление насыщенного пара над искривленной и плоской поверхностью.

В табл. 1—4 приведены данные, приближенно характеризующие зависимость φ от $r_0 = r$ (при полном смачивании).

ТАБЛИЦА 1—4
Зависимость между относительной упругостью водяного пара над мениском воды при полном смачивании φ и радиусом r_0 капилляра

φ	$r_0 \cdot 10^7 \text{ см}$	φ	$r_0 \cdot 10^7 \text{ см}$	φ	$r_0 \cdot 10^7 \text{ см}$
0,05	0,36	0,50	1,56	0,95	21,9
0,10	0,46	0,55	1,80	0,96	26,3
0,15	0,57	0,60	2,11	0,97	35,3
0,20	0,67	0,65	2,50	0,98	53,3
0,25	0,78	0,70	3,01	0,99	107,5
0,30	0,89	0,75	3,73	0,999	1077,0
0,35	1,02	0,80	4,83	0,9999	10770,0
0,40	1,17	0,85	6,61	1,0000	∞
0,45	1,34	0,90	10,25		

Из табл. 1—4 видно, что при $r_0 = 107,5 \cdot 10^{-7} \text{ см} = 1,07 \cdot 10^{-5} \text{ см}$ $\varphi \approx 1$ и давление насыщенного пара над мениском практически равно давлению насыщенного пара над плоской поверхностью жидкости. Это явилось основанием для деления капилляров на микрокапилляры ($r_0 < 10^{-5} \text{ см}$) и макрокапилляры ($r_0 > 10^{-5} \text{ см}$)*.

Как указано выше, поверхностные явления, развивающиеся при взаимодействии жидкости (воды) с твердым телом, по существу связаны не только с физическими, но и с химическими взаимодействиями. Совместное рассмотрение таких сложных явлений представляет значительные трудности, особенно в отношении получения количественных характеристик; в этом плане весьма перспективно применение методов современной квантовой механики.

Некоторые результаты по характеристике свойств адсорбционно связанной воды получены при экспериментальных исследованиях; одной из интересных работ этого направления является исследование П. П. Олодовского.

* Деление на макро- и микрокапилляры увязывается также с соотношением между размерами капилляра и длиной свободного пробега молекул водяного пара.

Учитывая, что поверхности твердых тел, на которых происходит адсорбционное связывание воды, энергетически неоднородны, для определения плотности адсорбционно связанной воды П. П. Олодовский использует так называемые пикнометрические жидкости (толуол, ксилол, бензин), поверхность — менее активные, чем вода; эти жидкости связываются с поверхностью адсорбента слабее, чем вода, и не проникают в пустоты внутри «роев» молекул.

Следует отметить, что абсолютные значения плотности адсорбционно связанной воды, полученные П. П. Олодовским, являются завышенными, что, очевидно, связано с выбором пикнометрических жидкостей; однако данные о некотором повышении плотности мономолекулярного слоя адсорбционно связанной влаги приводятся и другими авторами. Плотность воды, адсорбированной мукой с низким содержанием протеина (7,0%), исследована Гур-Арие, Нельсоном и Стейнбергом (отделение пищевых исследований Иллинойского университета).

Авторы применили также пикнометрический метод определения плотности воды, используя в качестве пикнометрической жидкости бензол. Образцы муки, полученной из твердой пшеницы (зольность 0,34%, рН 5,1), отличались размерами частиц (от 13,6 до 10,2 мкм) и влажностью, которая достигалась в эксикаторе с водой под вакуумом, куда помещались образцы, предварительно высушенные методом сублимации до влажности 1,5%.

В результате исследования авторы пришли к выводу, что в интервалах влажности муки от 0 до 26% имеются две характерные точки изменения плотности адсорбционно связанной воды: при влажности до 7% примерно соответствующей мономолекулярному слою влаги (определено по методике БЭТ) плотность ее равна плотности сухого вещества муки и достигает 1,48 г/см³. Затем в пределах влажности муки от 7 до 14% плотность воды снижается до 1,11 г/см³, и при влажности муки около 14% плотность воды уменьшается до 0,97 г/см³, оставаясь на этом уровне до максимальной влажности исследованных образцов, равной 26%.

Характерно, что количество адсорбционно связанной влаги, соответствующее мономолекулярному слою, и ее плотность не зависят от размеров частиц муки; это свидетельствует о том, что адсорбция очевидно происходит не на всей поверхности частиц, имеющих различные размеры, а на некоторых активных участках их поверхности, площадь которых не зависит от размеров частиц. Авторы считают, что влажность муки 14% соответствует образованию второго слоя молекул адсорбционно связанной влаги в системе мука—вода, а снижение плотности воды при влажности, превышающей 14%, они объясняют набуханием муки с последующим тестообразованием.

Г. А. Егоров рассчитал плотность воды, адсорбционно связанной с зерном, ρ' , исходя из представлений о взаимосвязи плотности воды и плотности самого зерна с учетом его контракции при увлажнении. По его данным ρ' изменяется в пределах 1,16—0,93 г/см³, что согласуется с приведенными выше данными для муки.

Измерения, проведенные И. В. Жиленковым с применением гелиевого объемного метода, показали, что плотность сорбированной воды не отличается от единицы. Каналогичному заключению приходит и акад. М. М. Дубинин. В соответствии с этим известно, что даже при предельных изменениях структуры воды (замораживание или плавление) плотность воды изменяется только в пределах 10%.

За последние годы повысился интерес к свойствам сорбционно связанной воды, или, как ее называют, сорбционно структурированной воды. Несомненно, что в ближайшее время в этой области надо ожидать значительного прогресса, причем основой развития является теория поверхностных явлений, рассматривающая взаи-

действие адсорбатов с поверхностью твердого тела на молекулярном уровне. При этом рассматривается взаимодействие молекул адсорбата с поверхностью адсорбента*, а также взаимодействие между адсорбированными молекулами. Этой проблеме был посвящен ряд докладов на Первой Всесоюзной конференции по теоретическим вопросам адсорбции (Москва, 1967 г.**). В обобщенном докладе Д. П. Пошкус отмечает, что «только молекулярная теория адсорбции способна установить те физико-химические свойства адсорбата и адсорбента, которые определяют адсорбцию, а также дать уравнения, связывающие термодинамические характеристики с этими физико-химическими свойствами». Несомненно, что эти положения должны явиться основой дальнейшего развития учения о формах связи влаги в материале.

Применение новых методов исследования (инфракрасная спектроскопия, магнитные методы — определение магнитной восприимчивости системы адсорбат—адсорбент, изучение спектров ядерного магнитного резонанса и др.) не только расширяет представление о свойствах адсорбционно связанной воды, но имеет непосредственное значение при изучении процессов сушки при различных методах энергоподвода.

К таким исследованиям относится работа И. В. Жиленкова о диэлектрических свойствах сорбционно связанной воды. Полученные им данные могут быть использованы при изучении процесса сублимационной сушки в электрическом поле токов высокой и сверхвысокой частоты.

Исходя из того, что в ряде исследований по адсорбции воды показана основная роль водородной связи в образовании сорбционной структуры и что молекулам воды свойственна известная ассоциация (для жидкой влаги — ограниченная ближним порядком, а для льда — распространяющаяся на весь кристалл), И. В. Жиленков проводит экспериментальное изучение диэлектрических свойств воды, адсорбированной в различном агрегатном состоянии на поверхности силикагеля. Как сорбент силикагель обладает рядом достоинств — его собственные диэлектрические потери ничтожны по сравнению с сорбированной водой и льдом; его большая адсорбционная емкость не изменяется при нагревании и дегидратации.

В результате исследования установлены следующие особенности диэлектрических характеристик адсорбционно связанной воды: 1) поляризация адсорбированной воды уменьшается при увеличении степени адсорбции, что обусловлено развитием особо связанной структуры; 2) частота диэлектрической релаксации адсорбированной воды находится между значениями частот для обычной (свободной) воды и льда; 3) для воды, адсорбированной

* Как было указано, в современной молекулярной теории адсорбции адсорбент (поверхность твердого тела) принимается инертным, т. е. полагают, что его термодинамические свойства при взаимодействии с адсорбатом остаются неизменными. Строго говоря, при адсорбционно связывании влаги свойства сухого скелета тела могут изменяться, особенно если иметь в виду биологически активные вещества.

** Труды конференции «Основные проблемы теории физической адсорбции» изданы в 1970 г. (М., «Наука») под редакцией М. М. Дубинина и В. В. Серпинского.

на силикагеле, характерно, что структурирование сопровождается увеличением энергии активации процесса поляризации в процессе адсорбции (табл. 1—5).

ТАБЛИЦА 1—5

Энергия активации процесса поляризации

Состояние воды	Энергия активации	
	ккал/моль	кДж/моль
Жидкая вода	4,0	16,8
Лед	11,4	47,8
Вода, сорбированная на силикагеле	14,5—16,7	60,8—70

В работах И. В. Жиленкова получены следующие значения эффективной диэлектрической проницаемости воды, сорбированной на силикагеле КСК-2 (при -20°C): мономолекулярный слой 77, *полное заполнение пор 11 (для крупнопористого образца) и 25 (для мелкопористого образца)*.

Приведенные выше данные о механизме поверхностных явлений, развивающихся на границе систем твердое тело — влага, свидетельствуют о весьма сложном характере этих явлений и о том значительном влиянии, которое они могут оказывать на механизм процесса сушки. Следует отметить, что ряд вопросов в указанной области еще не решен и они являются предметом научных дискуссий; однако результаты проведенных исследований в увязке с практическим опытом дают возможность не только вскрыть основные закономерности явлений, но и обосновать методы интенсификации процесса удаления влаги и управления его механизмом. Так, например, работы по предварительной обработке продуктов перед сушкой поверхностно-активными веществами (ПАВ) обеспечивают интенсификацию процесса сушки**.

Вместе с тем указанные данные положены в основу современной классификации форм связи влаги в материалах.

Классификация форм связи влаги в материалах

Пищевые продукты являются такими системами, в которых влага имеет различные формы связи с твердым скелетом. Ряд исследователей упрощает классификацию форм связи воды и предлагает различать две основные группы: свободную и связанную воду.

* Эти данные согласуются с исследованием Э. Я. Зафрина по сублимационной сушке в электрическом поле СВЧ.

Адсорбционно связанная вода не замерзает при -20°C и обладает диэлектрической проницаемостью ϵ , значительно превышающей ϵ льда (ϵ льда ≈ 3); она является объектом воздействия поля СВЧ и обеспечивает соответствующую генерацию энергии в массе тела (см. часть третью).

** См. часть вторую.

В коллоидных системах свободная вода соответствует первому механизму взаимодействия воды с коллоидом и представляет «межмицеллярную» жидкость, обладающую известными свойствами воды. Связанная вода, особо прочно адсорбированная на поверхности «мицелл», соответствует второй и третьей фазам указанного процесса и отличается рядом особенностей: она труднее испаряется, является плохим растворителем и может находиться под повышенным давлением, обусловленным молекулярным силовым полем; поэтому, как было указано выше, плотность адсорбционно связанной воды может несколько увеличиться. Прочное связывание воды иногда увязывают с теорией образования «твердого раствора» при «внутримицеллярном» взаимодействии.

Указанная выше упрощенная классификация исходит главным образом из физико-химических свойств различных форм связи воды, но не отражает природы их образования.

Классификация форм связи влаги в коллоидных капиллярно-пористых материалах, предложенная П. А. Ребиндером, учитывает как природу образования различных форм, так и энергию связи их с материалами. Согласно классификации П. А. Ребиндера, широко принятой в сушильной технике, все формы связи влаги делятся на три большие группы: 1) химическая связь; 2) физико-химическая связь; 3) физико-механическая связь.

1. Химическая связь влаги в точных количественных соотношениях. Химически связанная вода исключительно прочно связана с материалами и может быть удалена из него только при химическом взаимодействии или при особой интенсивной тепловой обработке (прокаливании). Обычно при сушке химически связанная вода не удаляется.

2. Физико-химическая связь влаги в различных, не строго определенных соотношениях. Этой форме соответствуют различные виды связи влаги, которые рассматриваются ниже.

а) Адсорбционно связанная влага. Такая влага представляет собой жидкость, удерживаемую силовым полем на внешней и внутренней поверхности «мицелл» — коллоидных частиц с сольватным слоем, а иногда и с двойным слоем ионов, строение которого определяет заряд «мицеллы». Коллоидные материалы (тела) характеризуются весьма значительной дисперсностью частиц, условный радиус которых составляет 0,1—0,001 мкм.

Вследствие такой дисперсности коллоидные тела обладают огромной внутренней поверхностью, а следовательно, и значительной свободной поверхностной энергией, за счет которой происходит адсорбционное связывание воды. Мы уже знаем, что мерой свободной поверхностной энергии является поверхностное натяжение. Чтобы из молекул объема тела образовать 1 см² поверхности, необходимо затратить работу; вся эта работа превращается в избыток свободной поверхностной энергии, которая характеризуется поверхностным натяжением σ .

На рис. 1—5 показана упрощенная схема взаимодействия двух фаз на границе раздела (например, жидкость — пар). Из рис. 1—5 видно, что молекулы, находящиеся внутри тела, испытывают одинаковое притяжение со стороны всех окружающих молекул и равнодействующая сил притяжения равна нулю. В то же время молекулы, находящиеся на поверхности тела, в большей или меньшей мере не уравновешены и обладают свободной энергией; за счет этой энергии



Рис. 1—5. Упрощенная схема взаимодействия двух фаз (жидкость — пар) на границе раздела.

притягиваются молекулы другой фазы (границной среды), у которой связь между молекулами меньше, чем у рассматриваемого тела. При поглощении воды коллоидным телом выделяется теплота набухания (гидратации) и происходит сжатие системы коллоидное тело — вода. Наибольшее количество тепла выделяется при присоединении первого мономолекулярного слоя, который связан наиболее прочно и может находиться под повышенным давлением (в связи с этим происходит сжатие системы). С. М. Липатов доказал термодинамическую аналогию процессов набухания и растворения. Удаление прочно связанной с телом адсорбционной влаги связано с соответствующей затратой энергии. А. В. Лыков указывает, что для удаления адсорбционной влаги она должна быть превращена в пар, после чего начинается перемещение ее к наружной поверхности тела.

б) Осмотически удержанная влага (влага набухания и структурная влага). К этим видам относится влага, находящаяся в замкнутых ячейках, как поглощенная осмотически сложно построенной мицеллой (теория С. М. Липатова), так и иммобилизационная — структурная влага (теория П. А. Ребиндера), захваченная при формировании геля (застудневании). Эта влага является свободной в том смысле, что ей соответствует весьма малая энергия связи.

По С. М. Липатову, высокомолекулярные соединения состоят из смеси фракций различной молекулярной массы, которые по-разному взаимодействуют с водой: высокомолекулярные фракции нерастворимы в воде, низкомолекулярные — растворимы.

При формировании геля образуется скелет из замкнутых клеток, стенки которых состоят из нерастворимых фракций. Растворимая фракция при этом частично попадает внутрь клеток, а частично находится на их внешней поверхности. Так как внутри клеток кон-

центрация растворимой фракции больше, чем вне клеток, то вода проникает внутрь скелета путем осмоса, через стенку клеток. Часть влаги попадает внутрь клеток непосредственно при формировании геля.

Поглощение влаги набухания (в узком смысле этого слова) происходит без выделения тепла и без сжатия системы. Осмотически удержанная влага диффундирует внутри тела в виде жидкости через стенки клеток благодаря разности концентраций внутри и вне клеток.

В изложенной выше упрощенной классификации влага набухания, как и адсорбционная влага, называется коллоидно связанной влагой. Между тем осмотически удержанная влага по своим свойствам не отличается от обычной воды. Причиной того, что осмотически удержанная вода не растворяет легко растворимые вещества (например, сахар), является невозможность диффузии вещества внутрь замкнутой клетки, в которой находится вода.

3. Физико-механическая связь — удержание воды в неопределенных количествах. Этой связи соответствуют следующие виды влаги.

а) Влага макрокапилляров. Эта часть воды находится в капиллярах (порах), средний радиус которых больше 10^{-5} см. Давление пара воды над мениском макрокапилляра почти (с точностью до 1%) не отличается от давления насыщенного пара над свободной поверхностью воды (см. табл. 1—4). Вода заполняет сквозные макрокапилляры только при непосредственном соприкосновении с ними.

б) Влага микрокапилляров. Эта влага заполняет узкие поры, средний радиус которых меньше 10^{-5} см. Жидкость заполняет любые микрокапилляры не только при непосредственном соприкосновении, но и путем сорбции из влажного воздуха. Капиллярная влага представляет собой свободную влагу в том понятии, как это указано выше. Она перемещается в теле как в виде жидкости (обычно из центральных слоев тела до зоны испарения), так и в виде пара (от зоны испарения через сухой слой наружу).

Основываясь на исследованиях Н. Н. Федякина и других о зависимости давления пара в микрокапиллярах от их радиуса, А. В. Лыков в согласии с Ю. Л. Кавказовым в качестве основного критерия для классификации капилляров предлагает принять механизм переноса газообразного вещества при нормальном давлении, когда средняя длина свободного пробега молекулы водяного пара имеет порядок $\lambda_f \approx 10^{-5}$ см. При этом в микрокапиллярах ($r_0 < 10^{-5}$ см, т. е. $r_0 < \lambda_f$) перенос газа в основном происходит в виде эффузии (направленное движение одиночных молекул в капиллярах, так называемое кнудсеновское молекулярное течение); в макрокапиллярах ($r_0 > 10^{-5}$ см, т. е. $r_0 > \lambda_f$) при такой длине свободного пробега молекулы перенос газообразного вещества происходит в виде обычной диффузии (хаотическое движение молекул).

До последнего времени считали, что испарение влаги происходит только с поверхности менисков в капиллярах и что адсорбционные полимолекулярные пленки на стенках капилляров малоподвижны; поэтому течение их не влияет на процесс испарения в дисперсных системах. Н. В. Чураев на основании изучения испарения воды из кварцевых капилляров приходит к выводу, что свойства полимолекулярных слоев воды в тонких капиллярах отличаются от свойств воды в объеме и изотермы адсорбции в кварцевых капиллярах также имеют характерные отличия от изотерм для пленок, находящихся на плоской поверхности стекла. Поэтому ряд исследователей (Б. В. Дерягин, Н. В. Чураев, С. В. Нерпин и др.) считают, что пленочное течение интенсифицирует массообмен, который протекает не только в газовой (паровой) фазе над поверхностью мениска жидкости, но и в жидкой пленке, которая по мере углубления мениска в процессе испарения остается на поверхности стенок капилляра. При этом роль пленочного переноса возрастает при приближении $\frac{p_u}{p_n}$ к 1 (p_n — давление пара над мениском; p_n — давление насыщенного пара).

Очевидно, указанное явление может играть роль, если глубина расположения зоны испарения будет больше диаметра капилляра; кроме того, следует учесть, что в процессе сушки происходит усадка тела и изменение профиля капилляров.

Энергия связи влаги с материалом

П. А. Ребиндер, пользуясь основными термодинамическими соотношениями, дает количественную характеристику энергии связи влаги с материалом и в качестве единственного критерия для классификации форм связи влаги с материалом принимает величину свободной энергии изотермического обезвоживания. За счет связывания воды с материалом снижается давление пара воды над его поверхностью, поэтому свободная энергия соответственно уменьшается.

Уменьшение свободной энергии ΔF при постоянной температуре T или энергию связи, выраженную работой L , которую необходимо затратить для отрыва 1 моля воды от материала (без изменения состава), можно определить по формуле (в эрг/моль):

$$-\Delta F = L = RT \ln \frac{p_u}{p_n} = -RT \ln \varphi, \quad (1-12)$$

где R — газовая постоянная;

p_n — давление насыщенного пара свободной воды;

p_u — парциальное давление равновесного пара воды над материалом с влажностью u в любой среде — воздухе, в инертном газе

или в вакууме; очевидно $\varphi = \frac{p_u}{p_n}$.

Чем прочнее связана вода с материалом, тем меньше величина p_u , и, наоборот, для свободной воды p_u достигает значения p_n , φ становится равным 1 и энергия связи L равна 0:

$$L = RT \ln 1 = 0. \quad (1-13)$$

При обезвоживании материала величина L , отнесенная к молю воды, постепенно увеличивается, так как с уменьшением влажности материала увеличивается доля удаляемой влаги, которая связана адсорбционно; когда начинает удаляться химическая влага, величина L резко возрастает.

Только мономолекулярный слой воды, т. е. слой воды толщиной в одну молекулу (диаметр молекулы воды примерно равен $3 \cdot 10^{-8}$ см), является адсорбционно связанным с заметной энергией молекулярной связи; связь же последующих слоев воды резко убывает с увеличением расстояния от них до адсорбирующей поверхности в соответствии с законом молекулярных сил. Поэтому количество адсорбционно связанной воды в материале зависит от его дисперсности, т. е. от суммарной внутренней поверхности частиц, и может обычно составлять (по объему) 1—5% от общего объема тела. При диаметре частиц 10^{-6} см адсорбционной воды может оказаться до 18% и более, если диаметр частиц будет еще меньше.

Тепловой эффект связывания воды

$$Q = Q_u - Q_n, \text{ или } \Delta r = r_u - r_n, \quad (1-14)$$

где Q_u — теплота испарения воды, связанной с материалом определенной влажности (r_u);

Q_n — теплота испарения свободной воды (r_n).

По уравнению Гиббса—Гельмгольца изменение внутренней энергии или энтальпии в изохорно-изобарно-изотермическом процессе, т. е. теплота диссоциации (отрыва) связанной воды представляется разностью:

$$\Delta I = \Delta F - T \frac{\partial \Delta F}{\partial T}, \quad (1-15)$$

отсюда и из (1-12)

$$Q_u = RT^2 \frac{\partial \ln p_u}{\partial T}; \quad Q_n = RT^2 \frac{\partial \ln p_n}{\partial T}; \quad (1-16)$$

тогда

$$Q = RT^2 \left(\frac{\partial \ln p_u}{\partial T} - \frac{\partial \ln p_n}{\partial T} \right) = RT^2 \frac{\partial \ln \varphi}{\partial T}. \quad (1-17)$$

Так как $Q_u > Q_n$ и $p_u < p_n$,

$$\text{то } \frac{\partial \ln p_u}{\partial T} > \frac{\partial \ln p_n}{\partial T}.$$

Это неравенство иллюстрируется кривыми (рис. 1-6), представляющими зависимость между p и T в полулогарифмическом мас-

штабе. Из рис. 1—6 видно, что для кривой $\ln p_u = f(T)$ тангенс угла наклона касательной больше, чем для кривой $\ln p_n = f(T)$. Если принять для небольшого интервала температур

$$Q = RT^2 \frac{\partial \ln \Phi}{\partial T} \approx \text{const} \text{ и } \frac{\partial Q}{\partial T} = 0,$$

то получим выражение для давления пара над связанной водой:

$$p_u = p_n \exp \left(-\frac{Q}{RT} \right). \quad (1-18)$$

Исходя из изложенных термодинамических предпосылок, характеризующих величину энергии связи, П. А. Ребиндер предлагает учитывать следующие виды связи воды с дисперсными материалами, подвергающимися сушке.

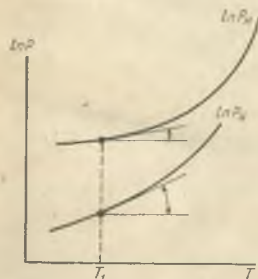


Рис. 1—6. Схема зависимости между p и T в полулогарифмическом масштабе.

1. **Химически связанная вода.** Для этой воды энергия связи L достигает наибольшего значения. Так, например, для кристаллогидратов сульфата меди $\text{CuSO}_4 \cdot 1 \text{ aq}$ при 25°C $p_u = 0,11$, $p_n = 3,2$ кПа и $L = 8,4 \cdot 10^3$ Дж/моль.

Большой энергией обладает химически связанная влага в виде гидроксильных ионов за счет сил главных валентностей, когда молекула воды исчезает как таковая.

2. **Адсорбционно связанная вода.** В основном эта вода соот-

ветствует мономолекулярному слою на внешних и внутренних поверхностях дисперсного материала. Для адсорбционно связанной воды зависимость давления пара от влажности материала может быть получена по так называемой изотерме адсорбции. Эта форма связи влаги характерна для весьма малой влажности материала, т. е. для незначительной величины $\Phi = \frac{p_u}{p_n}$, которой соответствует значительная энергия связи. Так, например, при $\Phi = 0,25$ $L = -RT \ln 4 = 3,47 \cdot 10^3$ Дж/моль. При меньшем значении Φ L значительно увеличивается.

3. **Капиллярно связанная вода.** Энергия связи для этой воды обусловлена адсорбционной связью мономолекулярного слоя у стенок капилляра и снижением давления пара над вогнутым мениском в капилляре (положительное смачивание) по сравнению с давлением пара над плоской поверхностью свободной воды.

В остальной вода, находящаяся внутри капилляров и ограниченная свободными менисками, ничем не отличается от свободной воды. Поэтому энергия связи влаги макрокапилляров невелика и она приближается к энергии свободной влаги. Если давление пара над поверхностью вогнутого мениска воды приближенно определить по закону Кельвина

$$p_r = p_n \exp \left(-\frac{2\sigma}{r} \cdot \frac{V_0}{RT} \right). \quad (1-19)$$

то энергию связи L_r можно определить по формуле (1—12), заменив p_u на p_r :

$$L_r = \frac{2\sigma}{r} V_0.$$

При небольшом диаметре капилляра L достигает большой величины. Так, например, при $2r = 10^{-6}$ см $L = 5,3 \cdot 10^3$ Дж/моль.

4. **Осмотически удержанная вода.** Примером может служить связь воды в разбавленных растворах, где главная масса ее связана весьма слабо — осмотически, т. е. энтропийно. Природа этой связи выражается в том, что давление пара p_u над раствором меньше давления пара p_n над водой. Из уравнения Гиббса—Гельмгольца следует, что

$$-\Delta F = -\Delta I + T\Delta S, \quad (1-20)$$

где $-\Delta I$ — уменьшение внутренней энергии (или энтальпии в изохорно-изобарном процессе) за счет связывания воды при молекулярном взаимодействии;

ΔS — увеличение энтропии в изотермическом процессе.

Осмотическая связь становится заметной, когда отсутствуют другие более прочные связи, т. е. когда $\Delta I \rightarrow 0$.

Тогда $-\Delta F = T\Delta S = -RT \ln n_0$, где n_0 — молярная доля воды в растворе;

$$n_0 = \frac{p_u}{p_n}.$$

5. **Вода, свободно удерживаемая в тончайшем объемном каркасе тела, захваченная (иммобилизационная) при формировании тела в процессе его увлажнения.** Эта вода удаляется механическим путем, причем процесс обезвоживания лимитируется только гидравлическим сопротивлением каркаса тела, как, например, сопротивление фильтрующей перегородки и осадка при фильтрации.

Увязка классификации форм связи влаги с изменением свойств влажных материалов при их обработке

Для технологических процессов переработки влажных материалов особую роль играет изменение технологических свойств этих материалов в зависимости от влажности в условиях определенного гигротермического режима. Под технологическими свойствами понимают самые различные свойства (структурно-ме-

ханические, биологические, физико-химические, теплофизические и др.), специфические для каждого материала в определенных условиях (режимах) его обработки. В процессе сушки многих пищевых продуктов важную роль играют их термостойкость (термостойкость), определяющая сохранение первоначальных достоинств продуктов, а также структурно-механические свойства, определяющие сохранение формы и структуры изделий, и т. д. Поэтому в технологии часто упрощают классификацию форм связи влаги и рассматривают интервалы влажности, при которых для данного материала основную роль играют те или иные его свойства.

Я. Н. Куприц установил, что для зерна пшеницы характерной точкой является влажность около 17%. По данным А. В. Лыкова и Л. Я. Ауэрмана, для хлеба характерной точкой является влажность около 20%; по данным И. С. Мельниковой, для макаронных изделий характерной точкой является влажность 30%.

Как было указано, И. М. Куприянов на основании своих исследований, а также на основании работ Л. Риделя, считает, что к «связанной» воде следует отнести воду продукта, незамерзающую при весьма низких температурах (до -50 или -70°C). По его данным, метод замораживания дает наиболее надежные и воспроизводимые результаты. По данным М. Дойтерс и Д. Клинт, для целого зерна влажностью 33,8% количество незамерзающей воды при температуре -20°C составило 2,2 г/г белка.

Немитц, основываясь на анализе изотерм сорбции яичного белка, согласно которым давление пара над белком из-за присутствия солей (при 20°C) снижается на 10, 20 и 40% (при влажности белка соответственно 25; 10 и 1—5%), считает, что количество «межмолекулярно-связанной» (незамерзающей) воды составляет: для натурального белка $\sim 28,5\%$ и для белка, обессоленного экстрагированием, $\sim 20\%$. По его данным, дополнительная удельная теплота связанной воды (при весьма малом ее содержании, стремящемся к нулю) может достигать 1676 кДж/кг (400 ккал/кг). Вода, «способная» замерзнуть, замораживается в обессоленном белке при температуре $-25 \div -30^{\circ}\text{C}$, хотя криогидратная точка самого яичного белка значительно ниже (порядка -55°C).

Очевидно, такой принцип классификации имеет практическое значение для процессов, связанных с обработкой продуктов при низких температурах и, в частности, при замораживании и сушке сублимацией. При этом следует иметь в виду, что количество замороженной связанной воды зависит не только от влажности тела и температуры, но и от присутствия в воде растворенных веществ, а также от капиллярно-пористой структуры тела.

Для процесса сушки очень важно увязать классификацию форм связи воды с состоянием материала непосредственно в процессе сушки. Поэтому большой интерес представляет термографический метод анализа видов связи влаги с материалом, предложенный М. Ф. Казанским. Согласно этому методу производится анализ

термограмм, записанных при помощи электронного потенциометра и характеризующих изменение температуры тонкого (1—2 мм) образца материала в процессе медленной изотермической* сушки (рис. 1—7). В условиях таких опытов температурное поле и поле влажности в образце близки к равномерным.

На рис. 1—7 показана примерная термограмма, полученная М. Ф. Казанским при сушке мелкопористого силикагеля. На термограмме имеются характерные точки, появление которых обусловлено началом удаления влаги, различия связанной с материалом в разных стадиях процесса сушки (см. далее рис. 1—62).

Так, на термограмме можно наметить следующие наиболее характерные участки: на участке A_0A при постоянной температуре тела удаляется капиллярная влага из пор $sr > 10^{-8}$ см; начиная с точки C , удаляется влага полимолекулярной адсорбции; на участке DO (в конце сушки) удаляется мономолекулярный слой адсорбционно связанной влаги; на участке CD температура тела растет по линейному закону, на участке DO — по закону экспоненты.

Метод М. Ф. Казанского дает наиболее общую увязку классификации видов влаги в материале с кинетикой процесса ее удаления, что имеет непосредственное отношение к процессу сушки. Для картофельного нативного крахмала, например, отмечены две характерные точки: при $W = 34\%$ имеет место «заметная» связь влаги, соответствующая полимолекулярной адсорбции; при $W = 18\%$ — более прочная связь влаги со скелетом, характерная для мономолекулярной адсорбции. Аналогичные данные, полученные В. П. Душеном и др. термографическим методом, приведены в табл. 1—6.

Резюмируя изложенное выше о формах (видах) связи влаги с материалом, следует отметить, что эта важная проблема является весьма сложной, и, очевидно, в дальнейшем методы ее разрешения будут непрерывно совершенствоваться. Бесспорно, что на связь влаги с материалом решающее влияние оказывают дисперсность ма-

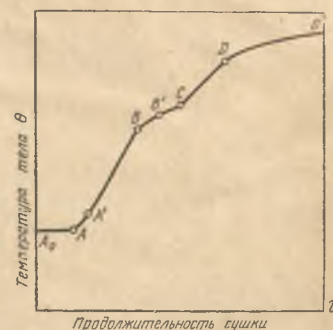


Рис. 1—7. Термограмма М. Ф. Казанского.

* Под изотермической сушкой здесь понимают сушку при строго постоянной температуре среды.

ТАБЛИЦА 1-6

Характеристика состояния влаги в некоторых пищевых продуктах

Материал	Температура, °C	Максимальная влагоемкость по первой характерной точке термодинамического процесса (см. рис. 1-7, точка A ₀)	Максимальное количество связанной воды по второй точке термодинамического процесса (точка C)	Влага слоя мономолекулярной адсорбции по третьей точке термодинамического процесса (точка D)
		W ^c % к массе сухого вещества		
Крахмал				
картофельный	40	60,1	31,8	18,2
пшеничный	40	57,8	27,4	16,0
Мука				
пшеничная				
высшего сорта	40	85,1	38,4	21,3
I сорта	40	87,4	38,6	22,0
ржаная обойная	—	127,6	26,9	12,9
соевая	50	119,5	44,7	24,6
Какао-порошок	50	97,5	35,9	18,0

материала и его физико-химические свойства. Чем больше дисперсность материала, тем больше в нем прочно связанной влаги. Вместе с тем для пористых материалов большое значение имеет и величина (радиус) капилляров. Чем меньше радиус капилляров, тем меньше давление пара над мениском жидкости и тем больше энергии необходимо затратить на удаление воды из капилляров.

По коллоидно-физическим свойствам А. В. Лыков предложил все твердые влажные материалы разделить на три группы: капиллярно-пористые, коллоидные и капиллярно-пористые коллоидные. Эта классификация влажных материалов для процесса сушки не является абсолютно строгой, но она имеет большое практическое значение при обобщении результатов исследования процесса сушки различных материалов.

Капиллярно-пористым телам относятся материалы, в которых жидкость в основном связана капиллярными силами (например, влажный кварцевый песок, некоторые строительные материалы, древесный уголь и т. п.). При обезвоживании капиллярно-пористые тела становятся хрупкими и в высушенном состоянии могут быть превращены в порошок; они мало сжимаются и впитывают любую смачивающую жидкость. Для таких тел капиллярные силы значительно превышают силы тяжести, поэтому они полностью определяют распределение жидкости в теле. Если потенциал поля тяжести (так называемый гравитационный потенциал) сравним с капиллярным потенциалом в теле, то такие тела называются пористыми.

К коллоидным телам относятся материалы, в которых преобладает адсорбционно связанная и осмотически удержанная влага, например, желатин, агар-агар, прессованное мучное тесто*. При высушивании коллоидные тела значительно сжимаются, сохраняя свою эластичность; при увлажнении они впитывают наиболее близкие по полярности жидкости. Коллоидные тела рассматриваются как квазикапиллярно-пористые, у которых размеры молекул сравнимы с размерами микрокапилляров.

Капиллярно-пористым коллоидным телам относятся материалы, в которых жидкость имеет различные формы связи, присущие как капиллярно-пористым, так и коллоидным телам. Примером таких тел являются торф, древесина, кожа, зерно и многие пищевые продукты, которые по структуре являются капиллярно-пористыми телами, а по природе коллоидами. Для этих тел характерны свойства первых двух видов, стенки их капилляров эластичны и при поглощении жидкости набухают, а при высушивании дают усадку. Большинство этих материалов в сухом состоянии становятся хрупкими (хлеб, овощи и др.).

Из рассмотрения свойств коллоидных капиллярно-пористых материалов следует, что практически трудно провести резкую границу между отдельными видами связи влаги с твердым скелетом тела.

Пищевые продукты представляют собой настолько сложные системы как по своей природе, так и по структуре, что в них имеют место различные виды связи влаги. Очевидно, на различных этапах обезвоживания пищевых продуктов основную (превалирующую) роль играет тот или другой вид связи влаги.

Важно, что природа образования различных видов связи влаги обуславливает механизм удаления ее при сушке. Так, для удаления адсорбционно связанной воды ее нужно внутри материала превратить в пар, после чего она перемещается внутри материала в виде пара; для этого требуется затратить тепло. Влага набухания большей частью перемещается внутри материала в виде жидкости путем диффузии через стенки клеток, т. е. таким же путем, как она проникла в материал. В зависимости от режима процесса капиллярная влага перемещается как в виде жидкости (за счет капиллярных сил), так и в виде пара (за счет разности давлений).

В приведенной классификации не учитываются твердые кристаллические материалы, например сахар-песок, в котором небольшое количество содержащейся влаги является, очевидно, только поверхностной, частично связанной с материалом в виде насыщенного раствора. Давление пара над поверхностью раствора ниже, чем над свободной поверхностью воды; поэтому имеет место температурная

* Термин «коллоидное тело» носит здесь условный характер, отличающийся от известного определения «коллоид» в химической науке. По своему смыслу коллоидное состояние характеризует природу материалов (тел), которые образуют коллоидные растворы и отличаются гетерогенностью студней.

депрессия (температура кипения раствора выше температуры кипения чистого растворителя) и разность парциальных давлений пара над поверхностью материала и в окружающем воздухе меньше, чем соответствующая разность при испарении воды со свободной поверхности.

ТЕРМОДИНАМИЧЕСКИЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ВЛАЖНОГО МАТЕРИАЛА (ВВЕДЕНИЕ В ТЕРМОДИНАМИКУ ВЛАЖНОГО МАТЕРИАЛА)

Как было указано выше, технологические свойства материалов могут быть описаны термодинамическими характеристиками. Если рассматривать материал и находящуюся в нем влагу как термодинамическую систему, то для влажного материала можно применить известные термодинамические характеристики. К этим характеристикам относятся потенциал переноса массы (влаги), удельная массемкость, энергия связи влаги с материалом и др.

Следует напомнить, что технологические свойства материала обуславливают механизм переноса тепла и влаги в нем, причем при процессах переноса эти свойства могут сами изменяться.

Современная классификация форм связи влаги изложена выше, здесь остановимся на таких характеристиках, как потенциал массопереноса и массемкость*.

Применение термодинамических методов, основанных на характеристике макроскопических свойств тел или систем тел в процессе их взаимодействия (т. е., по существу, описывающих конечные результаты взаимодействия), не исключает использования молекулярно-кинетического метода, вскрывающего микроскопическую картину, т. е. механизм явлений.

ПОТЕНЦИАЛ МАССОПЕРЕНОСА

Перемещение влаги в коллоидных капиллярно-пористых материалах обусловлено наличием в них градиента потенциала переноса. Понятие «потенциал переноса» наиболее полно охватывает явления переноса тепла и перемещения влаги во влажных материалах, причем величина потенциала непосредственно увязывается с энергией связи влаги с материалом. Впервые данные о величине энергии связи влаги с сухим веществом влажного материала были получены Поляни, который применил понятие «адсорбционный потенциал» (ϵ).

Адсорбционный потенциал поля адсорбента характеризуется работой перемещения молекулы адсорбата из точки бесконечно удаленной от поверхности адсорбента в данную точку поля. Естественно, что наибольшее значение адсорбционного потенциала соответствует поверхности адсорбента.

* Остальные характеристики даны во второй части, где рассматриваются закономерности массопереноса.

А. В. Лыков применил к переносу вещества методы и систему понятий, которые применяются в явлениях переноса тепла, и тем самым заложил основы общей термодинамики переноса. Такая постановка вопроса весьма плодотворна, так как она позволяет явления переноса тепла и вещества изучать, исходя из одних понятий, рассматривая эти явления в их неразрывной связи, т. е. так, как они протекают в действительности.

Влажный материал в процессе сушки является открытой системой, обменивающейся с окружающей средой теплом (энергией) и массой.

Из химической термодинамики известно, что состояние системы определяется совокупностью ее экстенсивных и интенсивных свойств, причем экстенсивные свойства количественно пропорциональны массе системы; числовое значение интенсивных свойств от массы не зависит (табл. 1—7).

ТАБЛИЦА 1—7

Свойства системы, обуславливающие ее энергию

Вид энергии	Интенсивные свойства	Экстенсивные свойства
Механическая	Сила	Путь
Электрическая	Э.д.с.	Количество переносимого электричества
Магнитная	Индукция	Намагниченность
«Объемная»	Давление	Изменение объема
Поверхностная	Поверхностное натяжение	Площадь поверхности
Потенциальная	Сила	Высота подъема
Кинетическая	Скорость	Масса
Химическая	Химический потенциал	Изменение числа молей вещества
Тепловая	Температура	Изменение энтропии (фактор емкости)

Совокупность интенсивных свойств определяет термодинамические параметры системы. Обычно в качестве потенциалов переноса выбирают соответствующие термодинамические параметры. Так, потенциал переноса вещества, поглощенного материалом (например, потенциал переноса влаги во влажном материале), является характеристикой (параметром), аналогичной температуре, которая является потенциалом переноса тепла. Таким общим параметром является, например, химический потенциал μ для пара и приближенно — для жидкости в области гигроскопического состояния* (см. ниже).

* Строго говоря, использование химического потенциала связано с переносом химической энергии (см. табл. 1—7), однако при рассмотрении явлений переноса при сушке в самом общем виде к ним применяют понятие химического потенциала. Действительно, далее показано, что в гигроскопической области химический потенциал $\mu = F$, где F — энергия связи.

Перенос вещества в материале, или внутренний массоперенос, обуславливается состоянием, в котором находится поглощенное вещество. Адсорбционно связанная влага перемещается в материале в виде пара (диффузионный — молекулярный перенос), и потенциалом переноса является парциальное давление пара, или, иначе говоря, средняя кинетическая энергия молекул пара, находящегося в единице объема тела.

Капиллярная влага перемещается в виде жидкости (молекулярный перенос) или в виде пара (при углублении поверхности испарения). В первом случае потенциалом переноса будет капиллярный потенциал ψ , во втором — парциальное давление пара. Осмотическая удержанная вода (влага набухания) перемещается преимущественно в виде жидкости (диффузионный перенос), и потенциалом переноса является осмотическое давление.

Мы уже упоминали, что перенос вещества и тепла в капиллярно-пористых телах зависит от радиуса капилляров. Если средняя длина свободного пробега молекулы [при барометрическом давлении 0,1 МПа (760 мм рт. ст.) и температуре 288К для воздуха $\lambda_i = 0,64 \cdot 10^{-5}$ см, а для пара $\lambda_i = 0,42 \cdot 10^{-5}$ см] соизмерима с радиусом капилляра r_0 , то молекулы газа будут проходить через микрокапилляр ($r_0 < 10^{-5}$ см) независимо одна от другой в виде молекулярного пучка (эффузия). При неизотермических условиях потенциалом переноса при эффузии пара будет $\frac{p_m}{T}$ (p_m — давление пара в материале; T — его абсолютная температура). При малых перепадах температур изменение $\sqrt{T}$ незначительно и за потенциал переноса принимается величина p_m .

Обоснование понятия потенциала массопереноса и химический потенциал переноса адсорбционно связанной влаги

Остановимся более подробно на термодинамическом методе обоснования понятия потенциала массопереноса.

В состоянии термодинамического равновесия самого тела или системы тело — окружающая среда потенциалы тела в различных его зонах или всей системы одинаковы и перенос отсутствует; следовательно, обязательным условием переноса является возникновение градиента потенциала переноса. Если рассматривать явления переноса тепла и массы вещества как перенос некоторого количества энергии, то следуя А. В. Лыкову, потенциал переноса Π можно представить в общем виде как частную производную от соответствующей характеристической функции ψ по обобщенной координате K :

$$\Pi = \left(\frac{\partial \psi}{\partial K} \right)_{i,j}, \quad (1-21)$$

где индексы i и j отражают условия сопряжения тела с окружающей средой или отдельных зон тела между собой. Под характерис-

тическими функциями понимаются функции состояния, посредством которых могут быть явно выражены все термодинамические свойства системы.

Для процесса переноса тепла потенциалом переноса является температура T , обобщенной координатой — энтропия S , а характеристической функцией — количество теплоты Q :

$$T = \frac{dQ}{dS}$$

т. е., как известно, $dQ = TdS$.

В качестве характеристической функции можно также принять внутреннюю энергию U или энтальпию I и представить потенциал переноса тепла в виде:

$$T = \left(\frac{dU}{dS} \right)_V \text{ при } V = \text{const или}$$

$$T = \left(\frac{dI}{dS} \right)_p \text{ при } p = \text{const.}$$

Как известно, для открытой системы*, т. е. для тела, находящегося во взаимодействии с окружающей средой, в результате чего между ними происходит обмен массой, первый и второй законы термодинамики можно математически описать уравнением Гиббса:

$$TdS = dU + pdV - \sum_{i=1}^n \mu_i dm_i, \quad (1-22)$$

где μ_i — химический потенциал i -го компонента (парциальная удельная функция Гиббса);
 dm_i — изменение массы i -го компонента системы.

Как было указано ранее, химический потенциал является общим потенциалом массопереноса, а масса вещества m_i может рассматриваться как обобщенная координата. Если считать, что рассматриваемая система находится в равновесии с окружающей средой, т. е., что $d\Pi_i = 0$ и $dK_i = 0$, то для массопереноса дифференциал характеристической функции

$$d\psi = \sum_{i=1}^n \mu_i dm_i$$

и в состоянии равновесия $d\psi = 0$, т. е. $\psi = \text{const}$.

* Как было указано выше, в процессе сушки тепло- и массообмен между телом и средой протекает как в открытых системах, т. е. в системах, которые обмениваются с внешней средой энергией (теплотой, работой) и массой в отличие от закрытых систем, обменивающихся только энергией, и тем более в отличие от изолированных систем, совершенно не обменивающихся с внешней средой.

Внутренний перенос массы происходит в направлении уменьшения характеристической функции, т. е. при этом $d\psi_n < 0$; $\sum_{i=1}^n dm_i < 0$.

Химический потенциал нельзя измерить непосредственно как другие факторы интенсивности, и его обычно определяют через соответствующие термодинамические потенциалы. В общем виде химический потенциал μ_i какого-либо вещества равен частной производной от любой характеристической функции системы по числу молей данного вещества, определяющему его массу:

$$\mu_i = \left(\frac{\partial U}{\partial m_i} \right)_{V, S, m_j}; \quad \mu_i = \left(\frac{\partial I}{\partial m_i} \right)_{p, T, m_j}; \quad (1-21')$$

$$\mu_i = \left(\frac{\partial F}{\partial m_i} \right)_{V, T, m_j}$$

где m_i — условие постоянства массы (т. е. числа молей) всех веществ, входящих в систему, кроме рассматриваемого вещества i , масса которого $m_i = \text{var}$;

F — свободная энергия системы; согласно Гельмгольцу при $V = \text{const}$ и $T = \text{const}$ $dF = dU - TdS$; при $p = \text{const}$ и $T = \text{const}$, согласно Гиббсу $dF_1 = dI - TdS$ [аналогично уравнению (1-20)].

В соответствии с (1-21') химический потенциал — это приращение внутренней энергии U данного вещества в системе при увеличении его массы на единицу, если объем, энтропия и массы всех остальных веществ, составляющих систему, остаются постоянными, или изменение свободной энергии, если $V = \text{const}$ и $T = \text{const}$.

Выше мы рассмотрели, в какой конкретной форме выражается потенциал переноса различных видов влаги. Здесь можно сделать некоторые обобщения. Химический потенциал, являющийся потенциалом переноса пара во влажном воздухе, зависит от абсолютной температуры T и парциального давления пара: $\mu_1 = f(p_1, T)$. По аналогии для переноса влаги внутри тела в области гигроскопического состояния химический потенциал влаги, перемещающейся в виде пара, может быть представлен как функция влагосодержания и температуры тела, т. е. $\mu_1 = f(u, T)$.

Для переноса влаги в виде жидкости в области гигроскопического состояния (при влагосодержании $u < u_r$, соответствующем $\phi = 1$) также в первом приближении можно принять, что химический потенциал

$$\mu_2 = f(u, T).$$

В термодинамике необратимых процессов термодинамической движущей силой переноса массы вещества является величина X_m :

$$X_m = -T \nabla \left(\frac{\mu}{T} \right).$$

где $\nabla \left(\frac{\mu}{T} \right)$ — градиент отношения химического потенциала μ к температуре T .

Применяя приближенно к влажному воздуху законы идеального газа, можно для перегретого пара, находящегося во влажном воздухе, написать:

$$\mu_1 = \mu_0(T) + RT \ln \frac{p_1}{p},$$

где p_1 — парциальное давление водяного пара;
 p — общее (барометрическое) давление влажного воздуха;
 $\mu_0(T)$ — часть химического потенциала, зависящая от T и природы вещества.

Если подставить значение μ_1 в выражение для X_m , то получим:

$$X_{m_1} = -T \nabla \left[\frac{\mu_0(T)}{T} + R \ln \frac{p_1}{p} \right] = -T \frac{d \left(\frac{\mu_0(T)}{T} \right)}{dT} \nabla T - RT \nabla \ln p_1. \quad (1-23)$$

Согласно уравнению Клапейрона—Клаузиуса

$$\frac{d \ln p_1}{d \left(\frac{1}{T} \right)} = - \frac{r(T)}{R},$$

где p_1 — давление насыщенного пара;
 r — удельная теплота парообразования.

Отсюда

$$\nabla T = \frac{RT^2}{r(T)} \nabla \ln p_1. \quad (1-24)$$

Если подставить (1-24) в (1-23), то получим:

$$X_{m_1} = -ART \nabla \ln p_1 - RT \nabla \ln p_1, \quad (1-25)$$

$$A = \frac{T^2}{r(T)} \cdot \frac{d \left(\frac{\mu_0(T)}{T} \right)}{dT}.$$

Исходя из общего определения химического потенциала, можно для перегретого водяного пара написать (при $p = \text{const}$):

$$\mu_1 = I - TS;$$

тогда

$$\left(\frac{d \left(\frac{\mu_1}{T} \right)}{dT} \right)_p = - \frac{I}{T^2}.$$

Это выражение при $p = \text{const}$ представляет собой часть химического потенциала, зависящую от T и природы вещества, тогда

$$A = - \frac{T^2}{r(T)} \cdot \frac{1}{T^2} = - \frac{1}{r(T)}.$$

По данным Л. М. Никитиной, значение A для $T = 237-373$ К колеблется в пределах от -1 до $-1,19$ и может быть принято равным примерно -1 , тогда согласно (1-25) получим:

$$X_{m_1} = RT \nabla \ln p_n - RT \nabla \ln p_n = -RT \ln \varphi,$$

где $\varphi = \frac{p_n}{p_n}$.

Так как $X_{m_1} = f(\nabla \mu) = f_1(\Theta_m)$ (где Θ_m — потенциал массопереноса), то, очевидно, по абсолютным значениям

$$|\mu| = |\Theta_m| = RT \ln \varphi. \quad (1-26)$$

Как было показано выше, по такому же выражению определяется энергия связи влаги с материалом L , т. е. в области гигроскопического состояния материала потенциалом переноса влаги во влажном материале является величина $L = -\Delta F$. Принципиально это следует, кстати, из условия изохорно-изотермического сопряжения, т. е. при $V = \text{const}$ и $T = \text{const}$ $\mu = \frac{\partial F}{\partial m} = L$ [выражение (1-21')].

Пользуясь выражением (1-26) и зная соотношение между влагосодержанием материала u и величиной φ , на основе изотерм сорбции и десорбции* можно определить числовые значения потенциала переноса $\mu = f(u, T)$, равные величине энергии связи L . Указанные исследования и соответствующие расчеты проведены Л. М. Никитиной и другими авторами**.

При расчетах потенциалов переноса обычно внутри тела выбирают значение потенциала переноса в какой-либо определенной точке тела в качестве нулевого, от которого и производят отсчет значений потенциала в любой точке. В области гигроскопического состояния материала при изотермических условиях в качестве нулевого значения принимают химический потенциал массопереноса при $\varphi = 1$. Тогда в любой точке влажного материала при любой φ' химический потенциал $\mu = -RT \ln \varphi' + \mu_{\varphi=1}$.

* Изотермы сорбции для ряда пищевых продуктов и соответствующие данные приведены далее.

** Приводимые формулы классической термодинамики описывают состояние внутреннего равновесия тела (системы), поэтому применение их для расчета процессов сушки носит приближенный характер. Более строгое их рассмотрение возможно методами термодинамики необратимых процессов, которая учитывает скорость возникновения энтропии (см. часть вторую).

Химический потенциал переноса осмотически удержанной влаги

Замкнутые клетки коллоидного тела представляют собой осмотические ячейки, через стенки которых происходит диффузия воды, обусловленная разностью осмотических давлений растворимых фракций внутри клетки и вне ее. Поэтому к осмотически удержанной воде в коллоидном теле применяют термодинамические закономерности, установленные для разбавленных растворов (правило Рауля, правило Бабо и др.).

При набухании коллоидного тела, т. е. в области влажного состояния материала, давление насыщенного пара над раствором p будет приближаться к давлению насыщенного пара чистой воды p_n . В этой области (при $\varphi \rightarrow 1$, где $\varphi = \frac{p}{p_n}$) химический потенциал рассматривается как функция температуры и влагосодержания материала: $\mu = f(T, u_0)$.

При этом, как было указано, для характеристики макроскопических свойств коллоидное тело рассматривается как однофазный молекулярно-коллоидный раствор. Среднее влагосодержание тела u_0 характеризует концентрацию растворителя (воды).

Аналогично понятию потенциала адсорбционно связанной влаги химический потенциал осмотически удержанной влаги в коллоидном теле (для которой, как для разбавленного раствора, условно применяются законы идеальных газов)

$$\mu_1 = \mu_0(T) + RT \ln u_0,$$

где $\mu_0(T)$ — зависит только от температуры и природы вещества.

Химический потенциал переноса капиллярно связанной влаги

Так как связь влаги в капиллярах имеет характер механической связи*, к капиллярной влаге применяют термодинамические соотношения макроскопических объемных фаз, однако при этом необходимо учесть также влияние поверхностного натяжения (особенно для мелкопористых тел).

При рассмотрении модели капиллярно-пористого тела в виде макрокапилляра с радиусом r_0 , соответствующим радиусу поры с наибольшим дифференциальным объемом, считают, что жидкость и ее пар находятся в равновесии.

В условиях термодинамического равновесия между жидкостью и ее насыщенным паром температуры фаз равны и давления также равны (для плоской поверхности жидкости) или в общем случае описываются формулой Лапласа:

$$p_{ж} - p_n = \pm \frac{2\sigma_{л.з}}{r}$$

* Здесь не учитывается, что мономолекулярный слой на стенках капилляра может быть связан адсорбционно.

где p_k и p_n — давления в жидкости и насыщенного пара;
 σ_{1-2} — поверхностное натяжение на границе раздела жидкость — пар; знак
 плюс относится к несмачивающей жидкости, а минус — к смачива-
 ющей (в частности, к воде).

Для жидкости Л. М. Никитиной получено уравнение для хими-
 ческого потенциала переноса капиллярно связанной влаги:

$$\mu_k = \mu_{k\infty} - \frac{2\sigma_{1-2}}{r_m \rho_k} \quad (1-27)$$

где $\mu_{k\infty}$ — химический потенциал свободной жидкости без учета взаимо-
 действия фаз (над плоской поверхностью или на бесконечно
 большом расстоянии от поверхности раздела);

σ_{1-2} — поверхностное натяжение на границе раздела фаз (жидкость —
 пар)*;

r_m — радиус мениска жидкости в капилляре, заполняющей его до
 высоты капиллярного подъема; мы уже знаем, что для воды
 при полном смачивании r_m равен радиусу капилляра r_0 (краевой
 угол $\theta = 0$);

ρ_k — плотность жидкости ($\rho_k = \frac{1}{V_k}$).

Уравнение Л. М. Никитиной для μ жидкости в единичном капил-
 ларе обобщено Я. Валхаржем для поликапиллярной системы путем
 замены такой системы капилляров полидисперсной системой сфери-
 ческих частиц жидкости с радиусом, равным радиусу мениска r_m :

$$\mu_k = \mu_{k\infty} - \frac{2\sigma_{1-2}}{\rho_k} \int_{r_{m, \min}}^{r_{m, \max}} \frac{f_V(r_m)}{r_m} dr_m \quad (1-28)$$

Иначе говоря, в обобщении Валхаржа учитывается структура
 поликапиллярно-пористого тела с капиллярами различного ра-
 диуса, в которых мениски имеют соответственно различные радиу-
 сы от $r_{m, \min}$ до $r_{m, \max}$. В уравнении (1-28) $f_V(r_m)$ — объемная функ-
 ция распределения сферических частиц, заменяющих систему
 капилляров. В целом второй член в выражении для химического
 потенциала (1-28) представляет собой удельную свободную эн-
 тальпию (или энергию) поверхности раздела фаз в капиллярной
 системе влажного материала.

Так как капиллярное давление в единичном капилляре

$$p_k = \frac{2\sigma_{1-2}}{r_m}$$

* Как указывает Брейер, анализ поверхностных явлений, развивающих-
 ся в системе твердый скелет — жидкость — пар, показал, что явления на
 поверхностях раздела жидкость — твердый скелет и пар — скелет играют
 значительно меньшую роль по сравнению с явлениями на границе раздела
 жидкость — пар.

то второй член выражения (1-28) может быть представлен так:

$$\frac{p_k}{\rho_k}$$

где $\bar{p}_k$ — среднее статистическое капиллярное давление в поликапиллярной
 системе.

К аналогичному решению пришли Брейер и Хансен, исходя из
 чисто феноменологических представлений. Я. Валхарж указывает,
 что химический потенциал может быть рассчитан по уравнению
 (1-28) по параметрам, определяемым по термодинамическим таб-
 личам или экспериментально, но без применения эталонного мате-
 риала.

Об едином потенциале переноса влаги

В области влажного состояния тела ($u > u_r$) химический потен-
 циал, отнесенный к единице массы поглощенной воды, равен хими-
 ческому потенциалу свободной воды, который является величи-
 ной постоянной, так как давление пара над мениском макрокапил-
 лара практически не зависит от радиуса ($dp \approx 0$). Очевидно, в
 этой области химический потенциал уже не может являться потен-
 циалом переноса влаги, и поэтому появилась необходимость вве-
 дения единого потенциала переноса влаги Θ_m для любого влагосо-
 держания тела. Этому вопросу посвящены работы ряда исследова-
 телей (А. В. Лыкова, В. О. Эстровича, В. Н. Богословского,
 А. М. Микшера и др.), которые предложили экспериментальные
 методы определения потенциала переноса.

Из ряда методов построения единой экспериментальной шкалы
 потенциала массопереноса $\Theta_{m \text{ экп}}$ наиболее простым является метод,
 основанный на определении влагосодержаний непосредственно
 контактирующих исследуемого и эталонного тел, находящихся
 в состоянии термодинамического равновесия. Обычно в качестве
 эталонного тела берется фильтровальная бумага, анализ изотерм
 сорбции которой показывает, что относительное равновесное вла-
 госодержание $u_p/u_{c, \max}$ при температуре до 80°C практически не
 зависит от температуры и является однозначной функцией влаж-
 ности воздуха ϕ ($u_{c, \max}$ — максимальное сорбционное влагосоде-
 ржание при $\phi = 1$). На основании этого делается вывод, что потен-
 циал $\Theta_{m \text{ экп}}$ фильтровальной бумаги в гигроскопической области
 зависит только от ϕ . Зависимость $\Theta_{m \text{ экп}}$ от ϕ , полученная Н. В. Ар-
 циховской из изотерм сорбции фильтровальной бумаги, представ-
 лена на рис. 1-8, причем потенциал переноса $\Theta_{m \text{ экп}}$ выражается
 в условных массообменных градусах $^\circ\text{М}$.

Выбор фильтровальной бумаги в качестве эталона обусловлен
 также тем, что целлюлоза весьма гигроскопична и содержит влагу
 всех видов связи — адсорбционную, капиллярную и осмотически

удержанную. Максимальное сорбционное влагосодержание фильтровальной бумаги при $t = 25^\circ\text{C}$ $u_{c, \text{макс}} = 0,277 \text{ кг/кг}$.

А. В. Лыков описывает следующим образом опыт определения шкалы потенциала массопереноса. Полый цилиндр заполняют наполовину листами фильтровальной бумаги известного влагосодержания и наполовину используемым материалом, закрывают его с

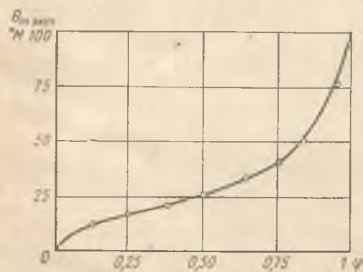


Рис. 1—8. Зависимость экспериментального потенциала массопереноса θ_m от ϕ для фильтровальной бумаги (в гигроскопической области) при $T = 273 \div 373 \text{ K}$.

обоих концов, взвешивают (для определения плотности испытуемого материала) и помещают в термостат. В том случае, если влагосодержание материала меньше максимального сорбционного влагосодержания, открытый цилиндр помещают в эксикатор с известной влажностью воздуха $\phi = \text{const}$. Через некоторый промежуток времени, в течение которого устанавливается термодинамическое равновесие, исследуют распределение влаги в эталонном теле и в испытуемом материале.

Для примера на рис. 1—9 показан график распределения влагосодержания при опыте с торфом и эталоном, причем видно, что влага распределена равномерно в каждом теле, а в месте их контакта имеет место скачок влагосодержания (от $0,5 \text{ кг/кг}$ для фильтровальной бумаги до $2,1 \text{ кг/кг}$ торфа). Потенциал переноса вещества (влаги) в состоянии равновесия для обоих тел одинаков.

Характерна аналогия между переносом вещества и тепла. Так, на том же рис. 1—9 показана схема распределения потенциала переноса тепла, т. е. температуры и энтальпии свинца и железа. В состоянии равновесия температура обоих тел одинакова (50°C) и на границе контакта имеет место скачок энтальпии (от $I = ct = 0,127 \cdot 50 = 6,3 \text{ кДж/кг}$ для свинца до $I = 0,46 \cdot 50 = 23,0 \text{ кДж/кг}$ для железа). Ясно, что этот скачок обусловлен разными удельными теплоемкостями обоих тел. Поэтому для анализа явлений переноса вещества целесообразно, аналогично удельной теплоемкости калориметрической жидкости (воды), ввести понятие «удельная изотермическая массоемкость» c_m , которая для эталонного тела (фильтровальной бумаги) принимается равной $1/100 u_{c, \text{макс}}$, т. е.

$$c_m = \frac{1}{100} u_{c, \text{макс}} \text{ кг/(кг} \cdot ^\circ\text{М)}. \quad (1-29)$$

Таким образом, аналогично потенциалу переноса тепла — температуре, максимальному удельному влагосодержанию эталонного тела соответствует потенциал переноса θ_m в 100 массообменных градусов (в $^\circ\text{М}$):

$$\theta_m \text{ эксп} = \frac{u_a}{(c_m)_T} = \frac{u_a \cdot 100}{(u_{c, \text{макс}})_T} \quad (1-30)$$

где u_a — влагосодержание эталона; при $u_a = u_{c, \text{макс}}$ $\theta_m \text{ эксп} = 100^\circ\text{М}$.

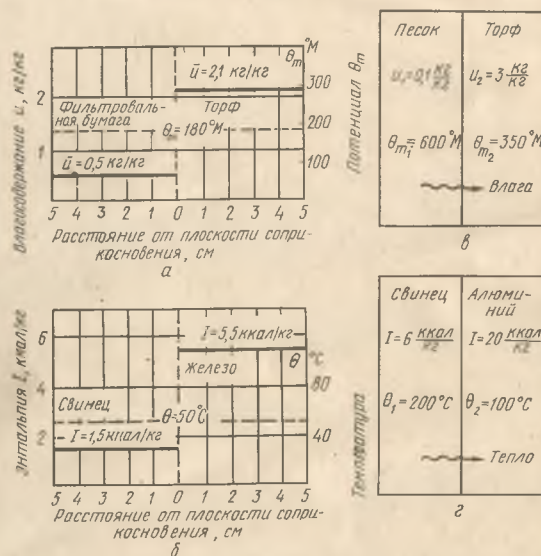


Рис. 1—9. Распределение влаги, энтальпии и потенциалов переноса в системе тел: эталонное тело и торф (а); свинец и железо (б); перенос влаги и тепла при наличии потенциалов (в, г).

В рассмотренном примере контакта торфа и фильтровальной бумаги, влагосодержание которой в состоянии термодинамического равновесия $u_a = 0,5 \text{ кг/кг}$, потенциал массопереноса при $(u_{c, \text{макс}})_T = 0,277 \text{ кг/кг}$

$$\theta_m \text{ эксп} = \frac{0,5}{0,277} \cdot 100 = 180^\circ\text{М}.$$

Для переноса вещества (влаги) и тепла от одного тела к другому должны быть созданы разности соответствующих потенциалов (см. рис. 1—9, в, г). Характерно, что при наличии разности потенциалов влага и тепло переходят от тела с меньшим содержанием к телу с большим содержанием.

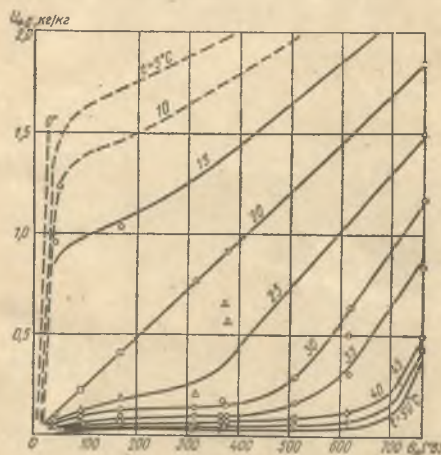


Рис. 1—10. Зависимость между влагосодержанием фильтровальной бумаги и потенциалом влажности (в°В).

Интерес представляет совместный анализ кривой $\Theta_m = f(\varphi)$ и изотерм сорбции (десорбции) различных материалов. По кривой $u_p = f(\varphi)$ для любого значения u можно найти φ , а, зная φ , можно определить соответствующее значение $\Theta_{m \text{ эксл}}$.

В работах В. Н. Богословского, А. М. Микшера и др. дается развитие понятия потенциала переноса влаги $\Theta_{m \text{ эксл}}$ применительно к неизотермическим условиям. Авторы называют его потенциалом влажности Θ_m в градусах влажности (°В) и за шкалу отсчета также принимают значения потенциала фильтровальной бумаги при $t = 20^\circ \text{C}$ (на рис. 1—10 прямая линия).

Так как при неизотермических условиях зависимость $u_{ф.б} = f(\Theta_m, t)$ достаточно сложная, авторы предлагают ввести по аналогии с φ влажного воздуха показатель — относительный потенциал влажности $\varphi_{в.т.}$. В гигроскопической области ($u < u_c$) $\varphi_{в.т.} = \varphi < 1$, и в этой области для построения $u_{ф.б} = f(\varphi_{в.т.})$ взята изо-

терма сорбции фильтровальной бумаги при $t = 20^\circ \text{C}$. При $\varphi_{в.т.} > 1$, т. е. в области $u > u_c$, зависимость $\varphi_{в.т.}$ от $u_{ф.б}$ принята линейной; причем верхний предел — максимальное оводнение фильтровальной бумаги ($\approx 2,5 \text{ кг/кг}$) — соответствует $\varphi_{в.т.} = 3$ (рис. 1—11).

Таким образом, представляется возможным увязать гигроскопические характеристики влажного материала и окружающей среды. Использование обобщающего параметра — потенциала влажности — дало возможность рассчитать многослойные ограждения и определить, задаваясь параметрами на поверхности ограждения, влагосодержания отдельных слоев. Очевидно, этот метод целесообразно применить для анализа и расчета процесса сушки продуктов, которые можно рассматривать как многослойные системы, например, для определения влажности отдельных слоев трехслойного мармелада, для расчета влагосодержания на границе оболочки — эндосперма зерна и т. п.

Оригинальные исследования в области термодинамики влажных капиллярно-пористых материалов проведены Л. Б. Цимерманисом, который предложил ввести единый энергетический потенциал переноса.*

К процессу увлажнения можно применить общие физические закономерности, связывающие состояние материальных систем с их энергетическими уровнями. При этом Л. Б. Цимерманис исходит из следующих положений:

- 1) полем сорбционных сил капиллярно-пористого тела (адсорбента) является поле, в котором удерживается соответствующее данному уровню насыщения количество молекул адсорбата (воды); сорбционными силами являются силы, удерживающие в капиллярно-пористом теле определенное количество молекул адсорбата в условиях их равновесного состояния с паром последнего;
- 2) совершив против сил взаимодействия молекул адсорбата между собой и с поверхностью адсорбента определенную работу, можно превратить реальное поле сорбционных сил в систему с равномерно распределенными молекулами адсорбата и получить как бы идеальную модель влажного тела;
- 3) средняя потенциальная энергия, приходящаяся на одну молекулу адсор-

* Цимерманис Л. Б. Термодинамические и переносные свойства капиллярно-пористых тел. Южно-Уральское книжное изд-во, 1971.

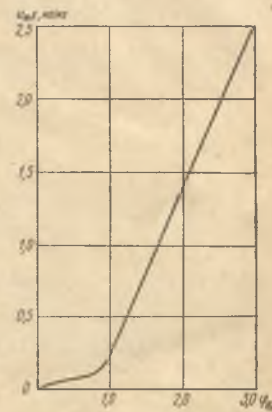


Рис. 1—11. Зависимость между влагосодержанием фильтровальной бумаги $u_{ф.б}$ и относительным потенциалом влажности $\varphi_{в.т.}$.

бата в такой модели, названная автором энергией распределения E_p , на величину совершенной работы (для равномерного распределения молекул адсорбата) больше потенциальной энергии в реальном поле сорбционных сил;

4) идеальную модель поля сорбционных сил капиллярно-пористого тела с определенным влагосодержанием можно рассматривать как элементарную ячейку с равномерно распределенными не взаимодействующими частицами в одномерном силовом поле, в котором каждой элементарной ячейке соответствует определенное значение энергии распределения, связанное с количеством частиц в ней по закону Больцмана:

$$n = n_0 \exp \left(- \frac{U}{KT} \right), \quad (I-31)$$

где n — количество частиц, обладающих потенциальной энергией U ;

n_0 — то же, при $U = 0$; K — постоянная Больцмана.

5) любому случаю увлажнения капиллярно-пористого тела (вплоть до максимального насыщения) при соприкосновении его с жидкостью соответствует относительное давление равновесного водяного пара, эквивалентное действию капиллярных сил; при этом давлении достигается такое же влагосодержание тела, которое оно имело бы в результате действия сорбционных сил*.

Указанные положения позволяют рассматривать насыщение (увлажнение) капиллярно-пористого тела как в гигроскопической области ($0 \leq u < u_r$), так и в области влажного состояния (когда $u_r < u \leq u_{\max}$), где $u_{\max}$ — влагосодержание, соответствующее максимальному увлажнению. При этом адсорбционные силы могут действовать на всей поверхности адсорбента, не имеющих активных центров (представления Поляни), или на активных центрах адсорбента (представления Ленгмюра и Брунауэра). Таким образом, здесь, как обычно в термодинамике, механизм увлажнения не рассматривается, а изменение массы увязывается с соответствующим изменением энергии.

Так как

$$\frac{n}{n_0} = \frac{u}{u_0}, \quad (I-32)$$

(где u — влагосодержание капиллярно-пористого тела, содержащего m молей воды; u_0 — влагосодержание капиллярно-пористого тела, содержащего m_0 молей воды), то на основе уравнения Больцмана можно получить единое для гигроскопической и влажной («гидроскопической») областей уравнение изотермы сорбции:

$$u_p = u_0 \exp \left(- \frac{\Delta E_p}{RT} \right), \quad (I-33)$$

где ΔE_p — изменение молярной энергии распределения влаги в поле сорбционных сил.

Изменение энергии распределения ΔE_p можно вычислить из (I-33), записав его в виде:

$$\Delta E_p = -RT \ln \frac{u}{u_0}. \quad (I-34)$$

Применяя к пару воды, равновесному с полем сорбционных сил, такую же идеальную модель, как к полю сорбционных сил, можно определить изме-

* Это соответствует увлажнению как бы при «вдавливании» влаги (пара) в тело, т. е. процесс оводнения путем непосредственного контакта тела с жидкой влагой условно заменяется сорбцией пара из окружающей среды при повышенном давлении.

нение энергии распределения равновесного водяного пара ΔE_φ по аналогии с (I-34):

$$\Delta E_\varphi = -RT \ln \frac{m}{m_0}, \quad (I-35)$$

где m — количество молей воды в водяном паре, обладающих энергией распределения E_φ ;

m_0 — то же, при $E_\varphi = E_{\varphi_0}$.

Допуская применимость к водяному пару уравнения Клапейрона (с точностью до 2%), можно написать известное соотношение:

$$\varphi = \frac{p_n}{p_n} = \frac{m}{m_0}.$$

Отсюда получают известное нам уравнение:

$$\Delta E_\varphi = -RT \ln \varphi. \quad (I-35')$$

Согласно П. А. Ребиндеру, это уравнение выражает энергию связи влаги с материалом в гигроскопической области. Таким образом, в этой области изменение энергии распределения пара, равновесного с капиллярно-пористым телом данной степени оводнения, тождественно энергии связи влаги с материалом.

Влияние внешнего давления, действующего на жидкость, на давление насыщенного пара над этой жидкостью было рассмотрено О. Кришмером; им получена формула (см. стр. 74):

$$\frac{p_n}{p_n} = \exp \frac{p_{изб} V_{ж}}{RT} = \exp \frac{p_{изб}}{p_{ж} RT}, \quad (I-36)$$

где p_n — давление пара жидкости на ее поверхности;

p_n — давление насыщенного пара жидкости при барометрическом давлении (0,1 МПа);

$p_{изб}$ — избыточное давление внешних сил на жидкость;

$V_{ж}$ — удельный молярный объем жидкости (индекс мол. в данном случае опускаем);

$p_{ж}$ — удельная молярная масса жидкости.

Очевидно, при системе отсчета, принятой Кришмером и Цимерманисом ($p_n = 0,1 \text{ МПа} = \text{const}$), нецелесообразно для относительного давления пара применять известное обозначение φ , которое в обычной системе отсчета [когда $p_n = f(p_{изб})$] в области $u > u_r$ при любом $p_{изб} > 0$ равно единице ($\varphi = 1$); в указанном случае для относительного давления пара следует применить другое обозначение, например $\varphi_{p_{изб}}$. Связь между $\varphi_{p_{изб}}$ и φ устанавливается через величину $\exp \frac{p_{изб} V_{ж}}{RT}$:

$$\varphi_{p_{изб}} = \exp \frac{p_{изб} V_{ж}}{RT} \varphi;$$

при $p_{изб} = 0$ $\varphi_{p_{изб}} = \varphi$; при $p_{изб} > 0$ $\varphi_{p_{изб}} > \varphi$ и в области $u > u_r$ $\varphi_{p_{изб}} > 1$.

Таким образом, в общем случае (при любом $p_{изб} \geq 0$) энергетический потенциал массопереноса $\vartheta_{м\text{эн}} = RT \ln \varphi + p_{изб} V_{ж}$, где $p_{изб} V_{ж}$ работа, соот-

ветствующая изменению потенциальной энергии жидкости при $p_{изб} > 0^*$. Как показывает расчет по формуле (1—36), при $T = 293$ К $\varphi_{ризб} = 1,1$ при избыточном давлении $p_{изб} = 13,2$ МПа (132 ат).

Для экспериментальной проверки Л. Б. Цимерманис увлажнил капиллярно-пористые тела водяным паром в специальной гильзе при повышенном давлении (до 15 МПа), создаваемом сжатым воздухом, и довел опыт до термодинамически равновесного состояния материала с водяным паром.

Для расчета изменения энергии распределения в поле сорбционных сил ΔE_p и водяного пара ΔE_φ Цимерманисом избрана такая система, когда $\Delta E_p = 0$ при $u_0 = u_r$ и $\Delta E_\varphi = 0$ при $\varphi = 1$.

Следовательно, $\Delta E_p = 0$ при $\Delta E_\varphi = 0$.

Такой выбор системы отсчета позволяет для соотношения изменения энергий в поле сорбционных сил и в равновесном с ним водяном паре записать:

$$\Delta E_p = a_c \Delta E_\varphi. \quad (1-37)$$

Так называемая «сорбционная активность» a_c , отличная от 0, показывает, во сколько раз увеличивается энергия распределения моля воды при его переходе из равновесного пара в поле сорбционных сил тела в принятой системе отсчета энергий.

Таким образом, сорбционная активность может служить характеристикой влажного состояния капиллярно-пористого тела. Она является мерой отклонения реального поля сорбционных сил, обусловленного взаимодействием молекул адсорбата между собой и с поверхностью адсорбента, от идеальной системы, в качестве которой принимается водяной пар. Для разных адсорбентов a_c может быть различной по отношению к одному и тому же адсорбату.

Подставляя (1—37) в (1—33) и учитывая, что в принятой системе отсчета $u_0 = u_r$, получаем уравнение изотермы сорбции:

$$u_p = u_r \exp \left(- \frac{a_c \Delta E_\varphi}{RT} \right). \quad (1-38)$$

На рис. 1—12 приведены зависимости u/u_r от ΔE_φ для типичных тел. Из рисунка видно, что кривые пересекают ось ординат в гигроскопической точке ($\frac{u}{u_r} = 1,0$), которой соответствует энергия $\Delta E_\varphi = 0$. При дальнейшем повышении влагосодержания в области $u > u_r$ абсолютные значения E_φ повышаются; и например, для кривой 1 при $\frac{u_{макс}}{u_r} \approx 1,7$ (что по данным Цимерманиса соответствует $\varphi_{ризб} = 1,1$) $E_\varphi = -2,5 \cdot 10^2$ Дж/моль. С учетом (1—35') и (1—38) получим:

$$u_p = u_r \varphi^c. \quad (1-39)$$

На рис. 1—13 приведена зависимость u_p от $\varphi_{ризб}$, для цементного камня во всем интервале увлажнения (для $u < u_r$ и $u > u_r$).

* При такой постановке вопроса в гигроскопической области ($u < u_r$) энергия связи влаги с материалом не равна нулю. Однако следует отметить, что работа «вдавливания» влаги может не соответствовать энергии «оводнения» и числовое значение ее может не быть равно энергии связи влаги с материалом, так как при повышенном давлении могут изменяться структурные характеристики материала.

Рис. 1—12. Зависимость u/u_r от энергии распределения водяного пара ΔE_φ :
1 — цементный камень (соотношение воды и цемента — 0,25); 2 — соликатный кирпич; 3 — уголь.

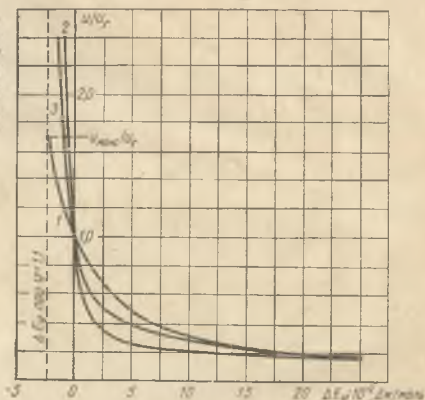
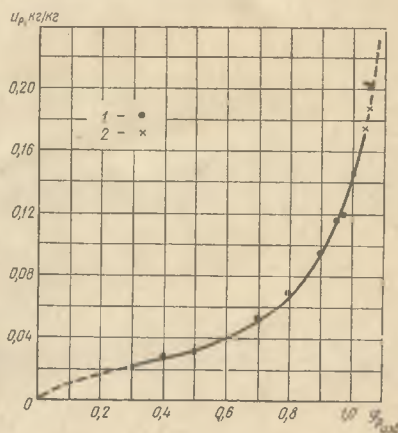


Рис. 1—13. Изотерма сорбции цементного камня (вода—цемент—0,35) во всем интервале увлажнения:

1 — тензиметрические данные; 2 — данные исследования в гильзе при повышенном давлении.



Из (1—39) получим выражение для определения сорбционной активности по опытным изотермам сорбции:

$$a_c = \frac{1}{\ln \varphi} \ln \frac{u_p}{u_r} \quad (1-40)$$

Циммерманисом исследовано изменение сорбционной активности около двухсот типичных капиллярно-пористых и коллоидных капиллярно-пористых материалов. На рис. 1—14 приведены характерные зависимости a_c от φ для некоторых материалов. Ниже приведены значения a_c , рассчитанные нами для зерна пшеницы (при $\theta = 50^\circ \text{C}$; $u_r = 0,334 \text{ кг/кг}$).

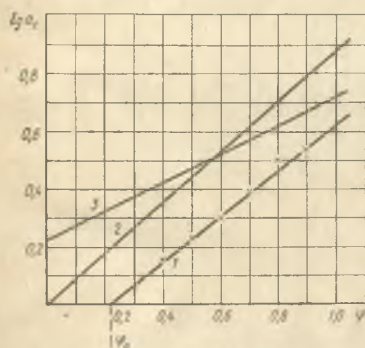


Рис. 1—14. Характерные зависимости сорбционной активности a_c типичных капиллярно-пористых материалов от φ : 1 — цементный камень; 2 — цементно-песчаный раствор; 3 — кирпич глиняный.

Сорбционная активность зерна пшеницы

φ	a_c	$\lg a_c$	φ	a_c	$\lg a_c$
0,1	0,990	-0,040	0,6	1,990	0,298
0,2	1,088	0,036	0,7	2,470	0,392
0,3	1,245	0,045	0,8	3,760	0,500
0,4	1,461	0,165	0,9	3,650	0,562
0,5	1,740	0,240			

Если значения $\lg a_c$ для пшеницы нанести на рис. 1—14, то точки (помеченные крестиком) располагаются близко от линии 1. Очевидно, здесь сказываются свойства зерна как капиллярно-пористого тела.

Зависимость a_c от φ для капиллярно-пористых материалов описывается выражением $a_c = a_0 K^\varphi$, где a_0 — сорбционная активность при $\varphi = 0$; K — коэффициент приращения сорбционной активности.

Для зерна $a_c = 1$ при $\varphi_0 \approx 0,15$.

Обработка большого экспериментального материала показала, что в значительном интервале температур (от 223 до 353 К)

$$u_r = u_{\text{макс}} - a_T (T - 273), \quad (1-41)$$

где $u_{\text{макс}}$ — максимальное сорбционное влагосодержание при 273 К;

a_T — температурный коэффициент максимального сорбционного влагосодержания.

Если перейти к потенциалу массопереноса, то, очевидно, энергетический потенциал

$$\theta_{m \text{ эн}} = -\Delta E_m \quad (1-42)$$

Подставляя (1—42) в (1—38), получим:

$$u_p = u_r \exp \left(\frac{a_c \theta_{m \text{ эн}}}{RT} \right) \quad (1-43)$$

С учетом (1—41) получим выражение для равновесного влагосодержания

$$u_p = [u_{\text{макс}} - a_T (T - 273)] \exp \left(\frac{a_c \theta_{m \text{ эн}}}{RT} \right) \quad (1-44)$$

которое характеризует влажное состояние капиллярно пористых тел. Связь между энергетическим потенциалом $\theta_{m \text{ эн}}$ и экспериментальным потенциалом массопереноса $\theta_{m \text{ экп}}$ может быть выражена уравнением:

$$\theta_{m \text{ экп}} = 100 \exp \left(\frac{a_c \theta_{m \text{ эн}}}{RT} \right) \quad (1-45)$$

где a_0 — сорбционная активность эталонного тела, выбранного для построения шкалы экспериментального потенциала.

Следует отметить, что, хотя само понятие «потенциал массопереноса» введено по аналогии с температурой, которая свидетельствует о мере кинетической энергии тела, экспериментальный потенциал $\theta_{m \text{ экп}}$ не отражает непосредственно энергетического уровня системы; поэтому идея введения энергетического потенциала переноса, несомненно, является плодотворной.

МАССОЕМКОСТЬ

Выше была показана целесообразность введения понятия массоемкости. Остановимся более подробно на этой характеристике с тем, чтобы показать ее связь с гигроскопическими свойствами материала, а также наметить области ее применения в расчетах массообмена.

Различают среднюю и локальные значения удельной массоемкости. Средняя удельная массоемкость $\bar{c}_m$ характеризует изменение массосодержания тела Δu , соответствующее изменению потенциала переноса массы на единицу измерения этого потенциала, т. е.

$$\bar{c}_m = \frac{\Delta u}{\Delta \theta_m}$$

В зависимости от условий сопряжения тела с окружающей средой массоемкость может быть изотермической, изохорно-изотермической и т. д. Поскольку для многих тел зависимость $\theta_m = f(u)_\theta$ является нелинейной, величина c_m меняется с изменением влагосодержания. Поэтому вводится понятие истинной удельной изотермической массоемкости (при температуре тела θ):

$$c_m = \left(\frac{\partial u}{\partial \theta_m} \right)_\theta$$

Истинная (локальная) удельная изотермическая массоемкость $c_m = f(u)$ определяется графическим дифференцированием кривых $\Theta_m = f(u)$ при $\Theta = \text{const}$.

Нам уже известно, что потенциал переноса в общем случае определяется частной производной от соответственно выбранной характеристической функции по обобщенной координате. Так, химический потенциал μ_i i -го компонента системы при изохорно-изотермическом сопряжении определяется частной производной от изменения свободной энергии системы dF по изменению массы этого компонента m_i :

$$\mu_i = \left(\frac{\partial F}{\partial m_i} \right)_{V, \theta, m_j}$$

где m_j — условие постоянства массы всех компонентов, кроме i -го компонента.

Рассматривая в первом приближении влажное тело как систему, состоящую из двух компонентов — сухое изотропное вещество («скелет») и влага, — последнее условие применительно к процессам сушки — увлажнения следует понимать как постоянство массы сухого вещества при изменении массы влаги. В дальнейшем индекс m_i для краткости изложения будем опускать.

Истинную удельную изотермическую массоемкость, выраженную через химический потенциал, обозначим $c_{m\mu}$, т.е. $c_{m\mu} = \left(\frac{\partial \mu}{\partial \mu} \right)_\theta$ моль/Дж, или, точнее, кг влаги·моль/(кг с.вещ·Дж).

Дифференцируя кривую $\mu = f(u)$ при $\Theta = \text{const}$, можно получить зависимость истинной удельной изотермической массоемкости от влагосодержания материала. Для всех материалов $c_{m\mu}$ возрастает с увеличением влагосодержания.

Характер зависимости $c_{m\mu}$ от температуры материала при $u = \text{const}$ определяется зависимостью равновесного влагосодержания u_p от температуры (при $\varphi = \text{const}$) и зависимостью химического потенциала μ от температуры.

Из выражения $\mu = RT \ln \varphi$ видим, что последняя зависимость однозначна: с повышением температуры увеличивается и абсолютное значение химического потенциала. Равновесное влагосодержание материала может с ростом температуры уменьшиться (например, зерно и многие другие коллоидные капиллярно-пористые тела) и может увеличиться (например, уголь). Кроме того, зависимость равновесного влагосодержания от температуры (при $\varphi = \text{const}$) для одного и того же материала в общем случае может быть нелинейной. Поэтому характер зависимости $c_{m\mu} = \left(\frac{\partial \mu}{\partial \mu} \right)_\theta = f(\theta)$ определяется соотношением соответствующих функций $u_p = f_1(\theta)$ и $\mu = f_2(\theta)$.

У двух тел (исследуемого и эталонного), находящихся в состоянии термодинамического равновесия, потенциалы переноса массы

ТАБЛИЦА 1—8

Термодинамические характеристики массопереноса зерновых культур

$\theta, ^\circ\text{C}$	$u, \text{кг/кг}$	$\varphi, \%$	$\frac{c_{m\mu}}{\text{кг}} \cdot 10^6, \text{ед. пот.}$	$\left(\frac{\partial m}{\partial \theta}\right)_{\mu}, \text{ед. пот./град}$	$\theta, ^\circ\text{C}$	$u, \text{кг/кг}$	$\varphi, \%$	$\frac{c_{m\mu}}{\text{кг}} \cdot 10^6, \text{ед. пот.}$	$\left(\frac{\partial m}{\partial \theta}\right)_{\mu}, \text{ед. пот./град}$
Рожь					Рис				
0	9,6	16,5	0,59	0,10	0—30	5,0	—	—	0,07
20	8,7	16,5	0,52		0	11,0	23,5	0,34	0,1
30	8,4	17,0	0,50		20	10,3	23,5	0,34	
0—30	5,0	—	—		30	10,0	23,5	0,34	
0	14,8	36,0	0,26	0,15	0—30	10,0	—	—	0,45
20	14,6	37,5	0,28		0	16,6	47,5	0,23	
30	14,2	38,5	0,26		20	15,2	47,5	0,22	
0—30	10,0	—	—		30	14,7	47,5	0,20	
0	22,5	64,5	0,28	0,10	0	19,2	64,5	0,15	
20	21,2	64,5	0,24		20	17,6	64,5	0,13	
30	20,4	64,5	0,24		30	17,1	64,5	0,14	
0—30	15,0	—	—		0—30	17,0	—	—	
25	7,6	12,5	0,60	Пшеница	25	7,0	12,5	0,54	Рис обрубленный
25	14,4	35,5	0,30		25	10,2	20,0	0,40	
25	23,7	57,5	0,42		25	18,2	46,5	0,30	
25	36,3	100	0,30		25	30,5	100,0	0,22	
0	8,8	15,5	0,56	0,05	0	8,7	15,5	0,55	0,1
20	7,8	15,5	0,50		20	8,0	15,5	0,52	
30	7,4	15,5	0,47		30	7,6	15,5	0,48	
0—30	5,0	—	—		0—30	5,0	—	—	0,14
0	11,2	24,0	0,28	0,12	0	11,5	23,5	0,34	
20	10,7	24,0	0,35		20	10,9	23,5	0,34	
30	10,6	24,5	0,33		30	10,6	23,5	0,34	
0—30	10,0	—	—		0—30	10,0	—	—	0,20
0	21,2	65,0	0,24	0,06	0	16,8	47,5	0,22	
20	20,0	65,0	0,22		20	16,0	47,5	0,21	
30	19,4	64,5	0,21		30	15,3	47,5	0,20	
0—30	15,0	—	—		0—30	15,0	—	—	
Твердая пшеница					Гречиха				
25	7,4	13,0	0,55	Рис-сырец	25	9,4	18,0	0,52	Кукуруза
25	13	33,5	0,28		25	21,3	55,0	0,32	
25	36,4	100	0,36		25	32,0	100,0	0,22	
0	8,2	15,5	0,53		0	9,4	15,5	0,60	
20	7,5	15,5	0,48	0,10	20	8,7	16,5	0,53	
30	7,1	15,5	0,53		25	9,6	16,0	0,60	

Продолжение

$\theta, ^\circ\text{C}$	$u, \text{кг/кг}$	$u_{\text{в}}, \text{г/г}$	$c_{\text{м}} \cdot 10^4, \text{кг/кг} \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{кг/кг}$	$\left(\frac{\partial u}{\partial \theta}\right)_{\text{в}}, \text{кг/кг} \cdot ^\circ\text{C}$	$\theta, ^\circ\text{C}$	$u, \text{кг/кг}$	$u_{\text{в}}, \text{г/г}$	$c_{\text{м}} \cdot 10^4, \text{кг/кг} \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{кг/кг}$	$\left(\frac{\partial u}{\partial \theta}\right)_{\text{в}}, \text{кг/кг} \cdot ^\circ\text{C}$
30	8,2	16,5	0,50		Овес				
50	7,4	17,0	0,42		0	6,8	13,0	0,52	
0—50	5,0	—	—	0,10	20	5,7	12,5	0,45	
0	17,6	47,5	0,25		25	6,0	12,5	0,44	
20	16,9	47,5	0,29		30	5,0	12,5	0,40	
25	16,0	39,5	0,24		0—30	5,0	—	—	0,10
30	15,8	47,5	0,25		0	17,9	47,5	0,33	
50	11,0	32,5	0,22		20	16,8	47,5	0,31	
0—50	11,0	—	—	0,25	25	18,2	47,5	0,33	
0	20,1	64,5	0,15		30	16,2	47,5	0,32	
20	19,2	64,5	0,14		0—30	10,0	—	—	0,15
30	18,3	64,5	0,14		0	20,7	64,5	0,17	
0—50	18,0	—	—	0,25	20	19,9	64,5	0,18	
Ячмень					25	31,5	—	0,24	
25	7,4	12,5	0,6		30	19,0	64,5	0,16	
25	15,0	37,5	0,30		0—30	19,0	—	—	0,25
25	29,0	64,5	0,52						
25	36,5	100,0	0,22						

одинаковы и равны $\theta_{\text{м эксп}}$. Это позволяет определить экспериментальный потенциал массопереноса и локальную экспериментальную изотермическую массеомкость $c_{\text{м эксп}} = (\partial u / \partial \theta_{\text{м эксп}})_{\text{в}}$ из изотерм сорбции и десорбции исследуемого и эталонного тел.

Мы уже знаем, что, имея данные о равновесном влагосодержании $u_p = f(\varphi)$ и данные $\theta_{\text{м эксп}} = f_1(\varphi)$, можно построить зависимость $\theta_{\text{м эксп}} = f(u_p)$. Графическим дифференцированием этой кривой при $\theta = \text{const}$ можно определить зависимость $c_{\text{м эксп}} = f(u_p)$ или $c_{\text{м эксп}} = f_1(\theta_{\text{м эксп}})$. Этот метод определения $c_{\text{м эксп}}$ предложен В. В. Красниковым, соответствующие данные приведены в табл. 1—8.

Аналогичные данные получены И. М. Савиной и автором для макаронного теста (см. табл. 1—13).

В отличие от истинной изотермической массеомкости $c_{\text{м}}$ зависимость экспериментальной изотермической массеомкости $c_{\text{м эксп}}$ от влажности материала имеет сложный характер (с увеличением u и $c_{\text{м эксп}}$, то увеличивается, то уменьшается). Такой характер зависимости определяется S-образной формой изотерм адсорбции и аналогичной сложной зависимостью экспериментального потенциала массопереноса от относительной влажности воздуха. Иначе говоря, зависимость $c_{\text{м эксп}} = f(u)$ определяется формой связи влаги с материалом.

По величине средней удельной изотермической массеомкости (влагоемкости) $c_{\text{м}}$ можно судить о влиянии метода обработки продукта на его технологические свойства. Такие данные приводят Л. М. Никитина и А. Н. Мелихова (табл. 1—9).

ТАБЛИЦА 1—9

Зависимость влагоемкости пищевых продуктов от метода обработки

Продукт	Метод предварительной обработки	Метод сушки	Средняя влагоемкость в гигроскопической области $c_{\text{м}}, \text{кмоль/Дж}$
Бананы	Обработка паром Без обработки	Вакуум-сушка	$0,108 \cdot 10^{-7}$ $0,665 \cdot 10^{-7}$
Говядина	Обваренная Без обработки	Вакуум-сушка	$0,057 \cdot 10^{-7}$ $0,480 \cdot 10^{-7}$
Капуста	Обработка кипящей водой Отварная	Воздушная сушка	$1,56 \cdot 10^{-7}$
Кровь	—	Вакуум-сушка Распылительная сушка Сушка в барабанной сушилке	$3,08 \cdot 10^{-7}$ $0,349 \cdot 10^{-7}$ $0,722 \cdot 10^{-7}$
Морковь	Обработка кипящей водой	Вакуум-сушка Воздушная сушка	$0,576 \cdot 10^{-7}$ $1,210 \cdot 10^{-7}$
Треска	—	Воздушная сушка Вакуум-сушка	$0,272 \cdot 10^{-7}$ $0,355 \cdot 10^{-7}$

Из табл. 1—9 видно, что предварительная гигротермическая обработка продуктов (бананы, говядина) приводит к уменьшению удельной влагоемкости продуктов (т. е. их влагоаккумулирующей способности), что, очевидно, имеет положительное значение для последующей сушки и, главным образом, для хранения высушенных продуктов.

Сушка некоторых продуктов в вакууме (капуста, треска) приводит к увеличению $c_{\text{м}}$, хотя для моркови, например, имеет место обратная зависимость. Во всяком случае намечается возможность выбора по величине $c_{\text{м}}$ наиболее рационального для каждого продукта метода предварительной обработки и сушки, так как метод технологической обработки влияет на величину u_p , от которой зависит $c_{\text{м}}$. Наряду с этим, так как на $c_{\text{м}}$ продукта естественно влияет исходное сырье, то, очевидно, по оптимальной величине $c_{\text{м}}$ конечного продукта можно выбрать наиболее подходящее сырье. Естественно, что для выбора оптимальных значений необходимо провести соответствующие эксперименты и расчеты. Некоторые данные, характеризующие эту зависимость, приводят Л. М. Никитина и А. Н. Мелихова (табл. 1—10).

ТАБЛИЦА 1-10
Зависимость влагоемкости от свойств исходного сырья

Продукт	Исходное сырье	$\bar{c}_m$, кмоль/Дж
Вермишель	Крупка durum granular	$0,290 \cdot 10^{-7}$
	» forina	$0,400 \cdot 10^{-7}$
	» советская	$0,544 \cdot 10^{-7}$
Макароны	Мука высшего сорта	$0,443 \cdot 10^{-7}$
	Мука I сорта	$0,483 \cdot 10^{-7}$
Крахмал	Картофельный	$0,885 \cdot 10^{-7}$
	Кукурузный	$0,370 \cdot 10^{-7}$
Земляника	После сушки (в вакууме)	$0,77 \cdot 10^{-7}$
	После 12 месяцев хранения	$1,77 \cdot 10^{-7}$

Характерно, что в процессе хранения c_m повышается.

СОСТОЯНИЕ ВЛАГИ И ЭНЕРГИЯ СВЯЗИ В НЕКОТОРЫХ МАТЕРИАЛАХ И ПРОДУКТАХ

Практический интерес представляет комплексное изучение форм связи и состояния влаги, а также энергии связи влаги в коллоидных капиллярно-пористых материалах. При изучении применяются различные методы анализа изотерм сорбции и десорбции и, термограмм сушки; определяется величина энергии связи и производится увязка термодинамических характеристик влажных материалов с их гигроскопическими свойствами.

В качестве примера рассмотрим данные по капиллярно-пористым телам и кристаллическим материалам, растворимым в воде; коллоидным материалам и коллоидным капиллярно-пористым материалам.

Связь влаги в капиллярно-пористых телах

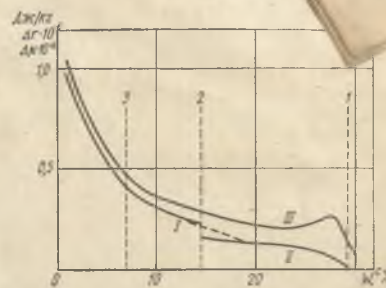
Комплексное исследование механизма взаимодействия влаги с модельными капиллярно-пористыми телами проведено В. П. Дущенко с сотрудниками. В качестве объектов исследования использовались силикагели с различной структурой пор (по классификации А. В. Киселева); в качестве методов исследования был применен анализ изотерм сорбции и десорбции по Ван-Бемелену (с использованием вакуумной сорбционной установки с кварцевыми пружинными весами); анализ термограмм изотермической сушки по М. Ф. Казанскому; метод индикатора (5%-ный раствор сахара, изменение концентрации которого определялось интерферометром ИТР-1) по А. В. Думанскому.

В качестве термодинамических характеристик связи влаги определены теплота смачивания, прирост удельных теплот испа-

рения Δr , а также дифференциальные показатели — гия, энтальпия и энтропия.

Аналогичные данные по величине Δr получены ским и другими с помощью изотермического к

Рис. 1—15. Зависимость химического потенциала $\Delta\mu$ (Дж/кг) (кривые I и II) и прироста удельной теплоты испарения Δr (Дж/кг) (кривая III) влаги, поглощенной силикагелем КСМ (однофазно-тонкопористый силикагель) от его влажности W^c (%); вертикальными линиями отмечены границы удаления влаги микрокапилляров (1), адсорбированной влаги (2) и адсорбированной влаги монослоя (3).



При этом авторы исходят из известного уравнения Гиббса—Гельмгольца (1—20):

$$\Delta I = \Delta F + T \Delta S,$$

где ΔI — тепловой эффект связывания воды, или изменение внутренней энергии связи в изохорно-изобарном процессе; ΔI определяется как прирост удельной теплоты испарения: $\Delta I = \Delta r = r_u - r$, где r_u — теплота испарения влаги из тела с влагосодержанием μ (определяется калориметрическим методом) и r — теплота испарения свободной воды при той же температуре;

ΔF — свободная энергия связи. [определяется на основании анализа изотерм адсорбции по уравнению (1—12)];

$T \Delta S$ — энтропия связи, или «связанная» энергия связи, обусловленная необратимостью процесса связывания влаги (определяется как разность $\Delta I - \Delta F$).

Авторы приходят к выводу, что в гигроскопической области свободная и внутренняя энергия связи определяются структурой пор и гидрофильностью материалов.

Наибольшая Δr (рис. 1—15) соответствует сорбции влаги на наиболее активных сорбционных центрах, которыми для силикагелей являются свободные гидроксильные группы поверхности. В области мономолекулярной адсорбции (по термограммам сушки $W^c = 7,8 \div 14,2\%$) заполняются менее активные сорбционные центры, что связано с различной энергетической активностью указанных гидроксильных групп, или с уменьшением количества связей молекул воды с ними. Возможна также адсорбция молекул воды на

* Принцип работы калориметра и дополнительные данные по экспериментальному определению энергии связи приведены ниже, на стр. 86—88.

связанных гидроксильных группах, в то время как взаимодействие между собой адсорбционных молекул при такой влажности силикагеля не может иметь существенного значения. В этой области $\Delta r \approx (0,5 \div 0,25) 10^6$ Дж/кг, или 22—11% от r . При образовании слоев полимолекулярной адсорбции ($W^c = 16,6 \div 21,3\%$) величина Δr , как и следовало ожидать, постепенно снижается и в области влажного состояния материала (максимальное гигроскопическое влагосодержание 38,8%) Δr стремится к нулю. При открытии микропор Δr несколько возрастает, что обусловлено резким увеличением поверхности испарения, а также изменением давления пара и жидкости в микропорах. Уменьшение Δr соответствует увеличению энтропии связанной влаги.

В области малых влагосодержаний величины Δr и $\Delta F(\mu)$ весьма близки, что свидетельствует о незначительной роли энтропии связи.

В калориметрических и термографических исследованиях В. М. Казанского, П. П. Луцки и М. Ф. Казанского установлено, что энергия связи пленочно-менисковой влаги в макропорах дисперсного тела несколько превышает энергию связи свободной воды, находящейся в объеме тела, и составляет примерно $3 \cdot 10^4$ Дж/кг, т. е. 1,25% от величины r . Эти данные коррелируются с результатами работ Б. В. Дерягина и др., о чем мы сообщали ранее; эти исследователи обнаружили на плоской поверхности кварца устойчивое состояние пленок воды, упругость пара над которой меньше упругости пара над обычной водой на 5—7%, что соответствует энергии связи влаги порядка $(1,0 \div 0,7) 10^4$ Дж/кг.

Связь влаги в кристаллических материалах

Связь влаги в кристаллических веществах, растворимых в воде, имеет специфический характер. Характер этой связи рассмотрим на примере изучения гигроскопических свойств хлористого калия, проведенного В. А. Шейманом. Наряду с использованием известной термодинамической формулы В. А. Шейман применил также метод О. Кришера, о котором сообщалось ранее*.

Для равновесной системы справедливо следующее дифференциальное уравнение:

$$V_n dp_n = V_{ж} dp_{изб}, \quad (I-46)$$

где p_n — давление пара на поверхности жидкости;
 $p_{изб}$ — давление внешних сил на жидкость;
 V_n и $V_{ж}$ — удельные объемы пара и жидкости.

Принимая, что пар подчиняется законам идеального газа, получаем:

$$V_n = \frac{R_n T}{p_n}. \quad (I-47)$$

* Стр. 63

Подставляя значение V_n из (I-47) в (I-46), получим:

$$\frac{dp_n}{p_n} = d \ln p_n = \frac{V_{ж} dp_{изб}}{R_n T}. \quad (I-48)$$

Интегрируя (I-48) в пределах изменения внешнего давления от нуля до $p_{изб}$ и давления пара от p_n до давления насыщенного пара p_n , получим:

$$\ln \frac{p_n}{p_n} = \frac{p_{изб} V_{ж}}{R_n T}$$

или

$$\ln \frac{p_n}{p_n} = \ln \varphi = - \frac{p_{изб} V_{ж}}{R_n T} \quad (I-49)$$

Дифференцируя (I-49) по температуре для случая постоянной влажности, т. е., когда $p_{изб} V_{ж}$ не зависит от температуры, получаем:

$$\left[\frac{d \left(\ln \frac{p_n}{p_n} \right)}{d \left(\frac{1}{T} \right)} \right]_{\text{const}} = - \frac{p_{изб} V_{ж}}{R_n} \quad (I-50)$$

Как было указано, по Кришеру произведение $p_{изб} V_{ж}$ характеризует энергию связи жидкости Н·м/кг, т. е. Дж/кг. Если представить графически зависимость логарифмов относительной влажности воздуха φ от обратных величин абсолютных температур при постоянном влагосодержании, то получим прямую линию, наклон которой позволяет определить энергию связи влаги. Такое построение, представленное на рис. I-16, выполнено В. А. Шейманом по изотермам сорбции для флотоконцентрата*. Графическое дифференцирование дает теплоту сорбции для различных влагосодержаний (рис. I-17).

В. А. Шейман обоснованно обращает внимание на то, что при увлажнении хлористого калия одновременно с поглощением влаги происходит и процесс растворения соли с образованием раствора.

По закону Рауля, относительное снижение давления паров растворителя численно равно молярной доле растворенного вещества n_1 (для разбавленных растворов):

$$\frac{p_n - p_n}{p_n} = n_1 \quad (I-51)$$

* Флотоконцентрат — это обогащенные кристаллы хлористого калия (с добавками флотирующих агентов — алкилсульфатов щелочных металлов аминов и др.), размеры которых достигают 0,75 мм.

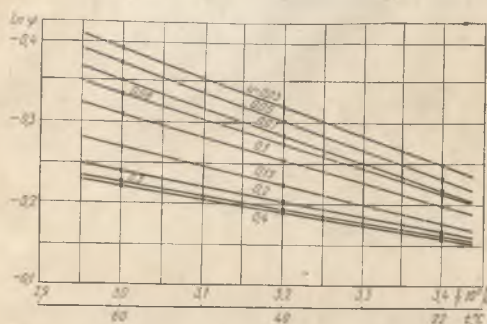


Рис. 1-16. Зависимость $\ln \varphi$ от $\frac{1}{T}$ для хлористого калия (флотоконцентрат).

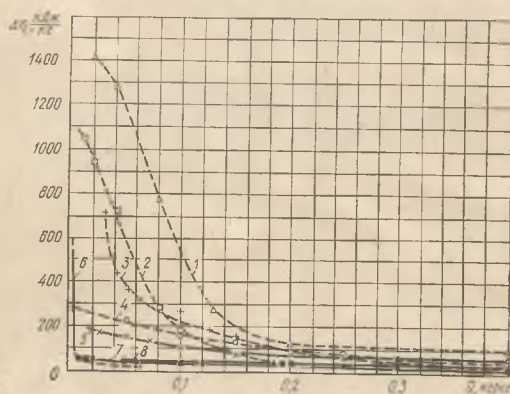


Рис. 1-17. Зависимость теплоты сорбции Δr_c от влагосодержания u :
1 — картофель; 2 — древесина (данные О. Кэпшера); 3 — торфозольная пилла; 4 — опилки; 5 — хлористый калий (флотоконцентрат); 6 — дихлорал мочевины; 7 — мелкокристаллическая поваренная соль; 8 — лимонная кислота (данные В. А. Шеймана).

Уравнение (1-51) можно переписать так:

$$\frac{p_n}{p_n} = \varphi = 1 - n_1 = n_0,$$

где n_0 — молярная доля воды в растворе.

Снижение давления пара раствора свидетельствует о связывании влаги, однако полная неспецифичность этого снижения или, иначе говоря, уменьшение величины φ указывает на неадсорбционный характер связи влаги. По П. А. Ребиндеру в этом случае влага является энтропийно связанной.

$$-\Delta F = -RT \ln n_0 = -RT \ln \varphi, \quad (1-52)$$

т. е. по существу формулы (1-52) и (1-50) имеют, как и должно быть, аналогичный характер, если под $p_{\text{изб}}$ $V_{\text{ж}}$ понимать теплоту сорбции, характеризующую энергию связи в области $u > u_r$.

Можно высказать предположение, что по формуле (1-50) определена полная теплота поглощения влаги с учетом растворения соли, которая превышает значение энергии энтропийно связанной воды.

Следует также учесть, что правило Рауля относится к идеальным или предельно разбавленным растворам (для которых $\Delta I = 0$); кроме того, определенную роль при изменении влажности может играть и изменение физико-химических свойств поверхности самого адсорбента, так как процесс связывания влаги сопровождается растворением.

Связь влаги в коллоидных материалах

В качестве модельного коллоидного тела рассмотрим макаронное тесто, гигроскопические и массообменные характеристики которого изучены нами совместно с И. М. Савиной. В результате проведенных исследований получена зависимость равновесной влажности W_p макаронных изделий от параметров воздуха (рис. 1-18)*.

Анализируя S-образный характер изотерм десорбции влаги из макаронного теста, следует заметить, что они типичны для коллоидных тел. Нижний участок кривых, обращенный выпуклостью к оси влагосодержаний, по классификации А. В. Лыкова и Ленгмюра относится к адсорбции мономолекулярного слоя. Средняя часть кривых дает представление о наличии влаги полимолекулярной адсорбции. Участок кривых, обращенный выпуклостью к оси относительной влажности, характеризует влагу капиллярной конденсации.

* Изотермы десорбции некоторых других материалов приведены далее.

Как и для всех продуктов, с повышением относительной влажности воздуха увеличивается равновесное влагосодержание макаронных изделий, причем особенно резкий подъем кривых наблюдается при $\varphi = 0,9$. Анализ кривых десорбции влаги из макаронного теста позволяет установить, что с повышением температуры равновесная влажность макаронных изделий уменьшается, что соответствует зависимости, полученной и для некоторых других продуктов. В пределах относительной влажности воздуха 0—50% при повышении температуры на 10° С равновесная влажность макаронных изделий снижается на 0,4—0,5%; при относительной влажности воздуха 50—90% влияние температуры сказывается сильнее и равновесная влажность снижается на 1,2—2% (при изменении температуры на 10° С).

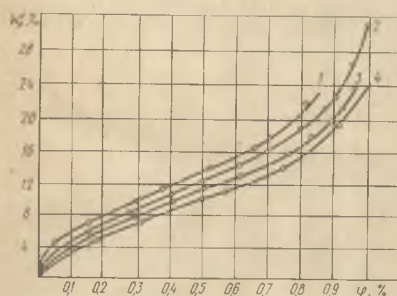


Рис. 1—18. Изотермы десорбции влаги из макаронного теста при различной температуре: 1 — 20°С; 2 — 32°С; 3 — 42°С; 4 — 60°С.

При математической обработке опытных данных получены две формулы для определения равновесной влажности макаронного теста при различных параметрах воздуха.

Для определения W_p^c получены следующие эмпирические формулы: для интервала $0,1 < \varphi < 0,65$

$$W_p^c = A\varphi + B;$$

для интервала $0,65 < \varphi < 1$

$$W_p^c = D \lg \frac{1}{1-\varphi} + C,$$

где W_p^c — равновесная влажность макаронных изделий, %; φ — относительная влажность воздуха, доли единицы; A, B, C, D — постоянные коэффициенты (табл. 1—11) (определены как средние для ряда опытов).

Полученные изотермы десорбции влаги были использованы для расчета энергии связи влаги с макаронным тестом и определения массообменных характеристик, которое произведено по такой методике.

Значение коэффициентов для расчета равновесной влажности изделий

Коэффициенты	T, K			
	293	305	321	333
A	0,27	0,25	0,22	0,20
B	2,00	1,5	1,00	0,50
D	17,21	16,90	16,55	14,92
C	9,36	8,90	6,05	4,83

а) Сопоставление изотерм десорбции для макаронного теста (см. рис. 1—18) и кривой $\theta_{m \text{ эксл}} = f(\varphi)$ эталона (фильтровальная бумага) (см. рис. 1—8) дает возможность получить данные для построения зависимости между W_p^c теста и $\theta_{m \text{ эксл}}$ эталона (табл. 1—12).

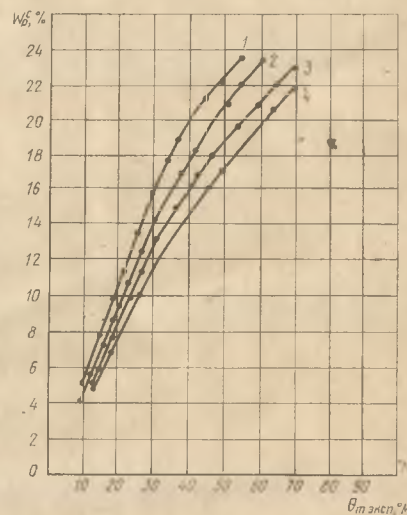


Рис. 1—19. Зависимость равновесной влажности макаронного теста от потенциала массопереноса: 1 — 293 К; 2 — 305 К; 3 — 321 К; 4 — 333 К.

б) По графику $W_p^c = f(\theta_{m \text{ эксл}})$ (рис. 1—19) как тангенс угла наклона определена средняя удельная массоемкость макаронного теста

$$c_{m \text{ эксл}} = \left(\frac{\partial u}{\partial \theta_{m \text{ эксл}}} \right) T.$$

ТАБЛИЦА 1-12
Зависимость W_p^c макаронного теста и потенциала массопереноса $\theta_{\text{мэкср}}^c$ фильтровальной бумаги от φ

$\varphi, \%$	$W_p^c, \%$ ($T=293 \text{ K}$)	$\theta_{\text{мэкср}}^c, ^\circ\text{M}$ ($T=273+333 \text{ K}$)	$\varphi, \%$	$W_p^c, \%$ ($T=293 \text{ K}$)	$\theta_{\text{мэкср}}^c, ^\circ\text{M}$ ($T=273+333 \text{ K}$)
0,1	4,8	9,27	0,5	13,5	26,20
0,2	7,8	14,10	0,6	15,8	30,90
0,3	9,8	17,80	0,7	18,8	36,80
0,4	11,5	21,70	0,8	22,0	45,90

в) По графику зависимости потенциала массопереноса в макаронном тесте от температуры $\theta_{\text{мэкср}}^c = f(T)$ (рис. 1-20) определен температурный коэффициент $(\partial \theta_{\text{мэкср}}^c / \partial T)_u$ для макаронного теста при различной температуре и влажности.

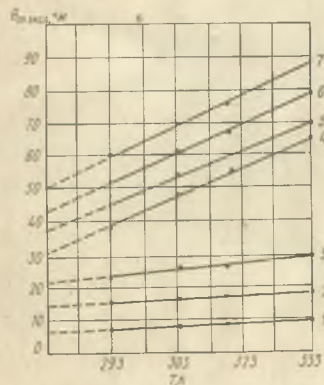


Рис. 1-20. Зависимость потенциала массопереноса в макаронном тесте от температуры при различной W_p^c :
1 - $W_p^c = 4\%$; 2 - 8% ; 3 - 12% ; 4 - 15% ;
5 - 17% ; 6 - 20% ; 7 - 22% .

Данные построения и расчета приведены в табл. 1-13.
На рис. 1-21 показана зависимость $c_{\text{мэкср}} = f(u_p)$ для картофельного крахмала ($\rho_0 = 658 \text{ кг/м}^3$) в широком диапазоне влагосодержания, полученная В. П. Дущенко и Х. Б. Байджановым. Как видно из рис. 1-21 (что естественно), здесь имеют место такие же закономерности, как и для макаронного теста: начиная с $u \approx 0,5 \text{ кг/кг}$, с увеличением влагосодержания крахмала экспериментальная удельная массоемкость уменьшается, а в интервале $u = 0,1 \div 0,5 \text{ кг/кг}$ $c_{\text{мэкср}} = \text{const}$. При увеличении u потенциал массопереноса $\theta_{\text{мэкср}}^c$ также увеличивается. Повышение температуры (при том же влагосодержании) вызывает увеличение потенциала массопереноса и уменьшение удельной массоемкости.

ТАБЛИЦА 1-13
Термодинамические характеристики макаронного теста из муки крупки I сорта из твердых пшениц

Показатели	T, K			
	293	305	321	333
$W_p^c = 4\% \text{ и } \left(\frac{\partial \theta_{\text{мэкср}}^c}{\partial T}\right)_u = 0,05^\circ \text{ M/K}$				
$c_{\text{мэкср}} \cdot 10^3, \text{ кг/(кг} \cdot ^\circ\text{M)}$	0,53	0,47	0,46	0,44
$\theta_{\text{мэкср}}^c, ^\circ\text{M}$	7,5	8,5	8,6	9,0
$W_p^c = 8\% \text{ и } \left(\frac{\partial \theta_{\text{мэкср}}^c}{\partial T}\right)_u = 0,075^\circ \text{ M/K}$				
$c_{\text{мэкср}} \cdot 10^3, \text{ кг/(кг} \cdot ^\circ\text{M)}$	0,53	0,47	0,46	0,44
$\theta_{\text{мэкср}}^c, ^\circ\text{M}$	15,1	17,0	17,2	18,0
$W_p^c = 12\% \text{ и } \left(\frac{\partial \theta_{\text{мэкср}}^c}{\partial T}\right)_u = 0,175^\circ \text{ M/K}$				
$c_{\text{мэкср}} \cdot 10^3, \text{ кг/(кг} \cdot ^\circ\text{M)}$	0,53	0,47	0,46	0,44
$\theta_{\text{мэкср}}^c, ^\circ\text{M}$	22,7	25,5	26,5	27,2
$W_p^c = 15\% \text{ и } \left(\frac{\partial \theta_{\text{мэкср}}^c}{\partial T}\right)_u = 0,8^\circ \text{ M/K}$				
$c_{\text{мэкср}} \cdot 10^3, \text{ кг/(кг} \cdot ^\circ\text{M)}$	0,44	0,35	0,32	0,26
$\theta_{\text{мэкср}}^c, ^\circ\text{M}$	34,5	43,0	46,0	58
$W_p^c = 17\% \text{ и } \left(\frac{\partial \theta_{\text{мэкср}}^c}{\partial T}\right)_u = 0,82^\circ \text{ M/K}$				
$c_{\text{мэкср}} \cdot 10^3, \text{ кг/(кг} \cdot ^\circ\text{M)}$	0,44	0,35	0,32	0,26
$\theta_{\text{мэкср}}^c, ^\circ\text{M}$	38,5	49,0	53,0	66
$W_p^c = 20\% \text{ и } \left(\frac{\partial \theta_{\text{мэкср}}^c}{\partial T}\right)_u = 0,85^\circ \text{ M/K}$				
$c_{\text{мэкср}} \cdot 10^3, \text{ кг/(кг} \cdot ^\circ\text{M)}$	0,355	0,33	0,30	0,26
$\theta_{\text{мэкср}}^c, ^\circ\text{M}$	56	61	67	77
$W_p^c = 22\% \text{ и } \left(\frac{\partial \theta_{\text{мэкср}}^c}{\partial T}\right)_u = 0,95^\circ \text{ M/K}$				
$c_{\text{мэкср}} \cdot 10^3, \text{ кг/(кг} \cdot ^\circ\text{M)}$	0,355	0,33	0,30	0,26
$\theta_{\text{мэкср}}^c, ^\circ\text{M}$	62	67	75	85

Величина энергии связи в макаронном тесте определена нами по формуле (1—12). Данные расчета приведены в табл. I—14. Удельная теплота испарения при $t = 60^\circ\text{C}$ $r = 235,8 \cdot 10^4$ Дж/кг; величина энергии связи ΔF , или равная ей величина прироста удельной теплоты испарения Δr^* приведена в табл. I—14.

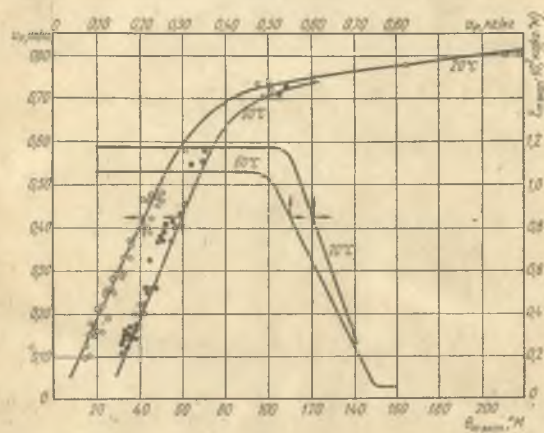


Рис. 1—21. Зависимость удельной массовости и экспериментального потенциала массопереноса от влагосодержания картофельного крахмала (при температурах 20 и 60°C).

ТАБЛИЦА I—14

Характеристика энергии связи влаги в макаронном тесте ($\theta = 60^\circ\text{C}$)

$w_p, \%$	$\Delta r \cdot 10^{-4},$ Дж/кг	$\frac{r_u}{r} = \frac{r + \Delta r}{r}$	$w_p, \%$	$\Delta r \cdot 10^{-4},$ Дж/кг	$\frac{r_u}{r} = \frac{r + \Delta r}{r}$
3,8	36,40	1,155	11,7	7,87	1,033
5,4	24,78	1,105	13,7	5,83	1,025
7,0	18,51	1,080	16,0	3,29	1,012
8,6	14,11	1,068	20,0	1,63	1,007
10,3	10,07	1,041			

Из табл. I—14 видно, что при расчете затраты тепла на сушку макаронного теста до влажности 10,3—11,7% удельная теплота испарения должна быть увеличена на 4,1—3,3%. Для удобства

* Принято, что величина $T\Delta S$ невелика и $\Delta r \approx \Delta F$.

определения Δr различных продуктов нами по формуле (1—12) составлен расчетный совмещенный график (рис. I—22). При определении Δr макаронного теста показан на графике.

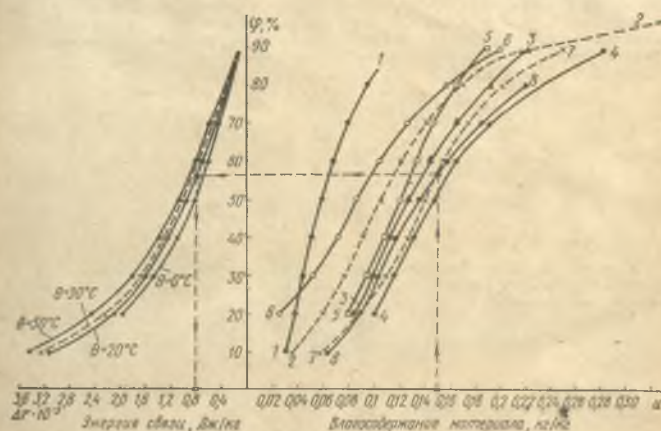


Рис. I—22. Совмещенный график для определения энергии связи влаги в различных продуктах:

1 — семена подсолнечника ($\theta = 20^\circ\text{C}$); 2 — зерно пшеницы ($\theta = 50^\circ\text{C}$); 3 — кукуруза ($\theta = 30^\circ\text{C}$); 4 — зерно ржи ($\theta = 0^\circ\text{C}$); 5 — рис шелухой ($\theta = 20^\circ\text{C}$); 6 — мука ($\theta = 24^\circ\text{C}$); 7 — крахмал кукурузный ($\theta = 20^\circ\text{C}$); 8 — макаронные изделия ($\theta = 20^\circ\text{C}$).

Связь влаги в коллоидных капиллярно-пористых материалах

В качестве коллоидных капиллярно-пористых тел рассмотрим зерновые продукты. Данные о массообменных характеристиках зерновых продуктов приведены выше. На номограмме (см. рис. I—22) нанесены кривые равновесной влажности зерна пшеницы, ржи, семян подсолнечника, кукурузы и риса, используя которые можно определить величину энергии связи влаги (Δr).

Представляет интерес сравнить приведенные данные с данными Отмера. Метод Отмера основан на использовании известного уравнения Клаузиуса—Клапейрона для процесса испарения:

$$\frac{\partial p}{\partial T} = \frac{r}{T(V_n - V_{ж})}, \quad (1-53)$$

где p — парциальное давление пара в состоянии фазового равновесия;

T — температура;
 r — удельная теплота испарения;
 V_n и $V_{ж}$ — удельные объемы, занимаемые сухим насыщенным паром и жидкой фазой.

Однако уравнение (1—53) в предложенном виде крайне трудно использовать, так как входящие в него величины зависят от ряда параметров, и в частности от T . Поэтому, если допустить, что удельная теплота фазового превращения r в узком диапазоне температур не изменяется и при достаточном удалении состояния системы от критического, можно пренебречь объемом жидкой фазы и выражение (1—53) записать так:

$$\frac{\partial p}{\partial T} = \frac{r}{TV_n} \quad (1-54)$$

При допущении, что состояние насыщенного пара описывается уравнением

$$p_n V_n = R_n T, \quad \text{получим} \quad \frac{\partial p}{\partial T} = \frac{p_n r}{R_n T^2} \quad (1-55)$$

где R_n — газовая постоянная водяного пара.

Если теплоту фазового перехода связанной воды в материале обозначить через r_u и применить уравнение (1—55) для процесса парообразования в материале, то можно записать:

$$\frac{\partial p_u}{\partial T} = \frac{p_u r_u}{R_n T^2} \quad (1-56)$$

Интегрирование при совместном решении уравнений (1—55) и (1—56) позволило Отмеру найти величину p_u из выражения:

$$\ln p_u = \frac{r}{r_u} \ln p_n + C, \quad (1-57)$$

где p_u — давление водяных паров над материалом (зерном) с влагосодержанием u в состоянии равновесия;

p_n — давление водяных паров над свободной поверхностью воды;

C — постоянная интегрирования.

Построив график в осях координат $\lg p_u$ и $\lg p_n$, Отмер получил пучок прямых линий, тангенсы углов наклона которых представляют отношение теплоты парообразования (теплоты фазового перехода) воды в зерне к теплоте парообразования свободной воды. Как видно, указанное построение базируется на тех же предпосылках, что и метод Кришера.

Зависимость отношения r_u/r от влажности зерна (по Отмеру) показана на рис. 1—23. Из рисунка видно, что с уменьшением влажности зерна от 20 до 16% теплота парообразования воды в зерне увеличивается от 1,0 до 1,04 r . Таким образом, дополнительный расход тепла на испарение связанной влаги зерна при сушке его до кондиционной влажности ($W_s \approx 16\%$ к массе сухого вещества) составляет около 4%; при снижении влажности зерна пшеницы до 10% $r_u/r \approx 1,25$.

Из сравнения приведенных данных видно, что теплота парообразования связанной влаги по Отмеру несколько выше, чем подсчитанная по формуле (1—12). Это может быть объяснено заниженными по сравнению с данными других исследователей значениями равновесной влажности зерна, но вместе с тем и более полным учетом различных форм связи влаги в зерне. Очевидно, для зерна некоторую роль может играть осмотическая (энтропийная) связь влаги.

Рис. 1—23. Зависимость r_u/r продукта от его влажности (в % к массе сухого вещества):
 1 — сено люцерны; 2 — зерно кукурузы; 3 — зерно пшеницы.

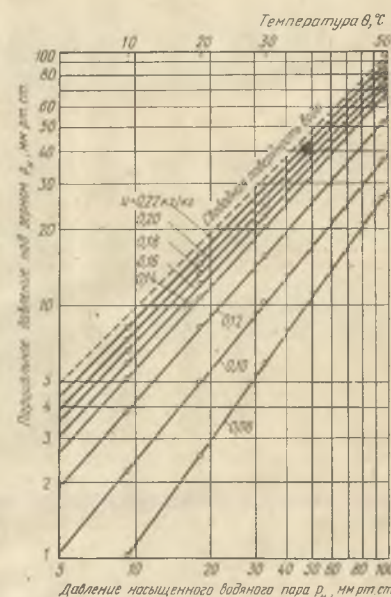
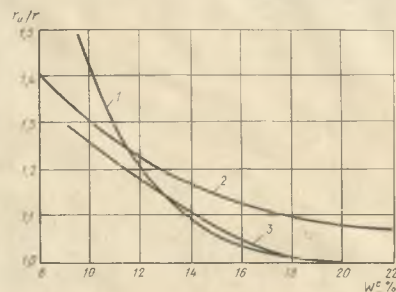


Рис. 1—24. Зависимость между парциальным давлением пара над нешелушеным зерном риса различного влагосодержания и давлением насыщенного пара.

На рис. 1-24 приведен график в координатах $\lg p_u - \lg p_n$, построенный В. Е. Якимовичем для зерна риса; на рис. 1-25 дана соответствующая зависимость $r_u/r \approx f(u)$. Как видно, при сушке риса до $u \approx 0,16$ кг/кг $r_u/r \approx 1,05$.

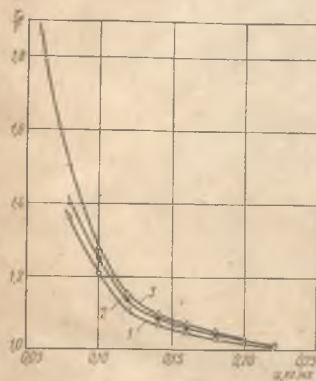


Рис. 1-25. Зависимость r_u/r риса от его влагосодержания: 1 — нешелушенное зерно риса; 2 — шелушенное зерно; 3 — цветочная пленка.

Экспериментальное определение энергии связи влаги с материалом

Значительный интерес представляет непосредственное экспериментальное определение величины энергии связи влаги с материалом. Эти экспериментальные данные дают возможность не только получить важные количественные характеристики, но и проверить точность определения энергии связи расчетным методом, а также установить связь между удельной теплотой испарения влаги, различно связанной с материалом, и потенциалом переноса влаги.

Для решения указанных задач В. М. Казанский успешно применил калориметрический метод. Разработанный им метод основан на непрерывном измерении количества тепла, затрачиваемого на испарение влаги в процессе изотермической сушки тонкого образца влажного дисперсного материала, при поддержании при помощи внутреннего источника тепла (электронагревателя) постоянной температуры образца, равной температуре окружающего воздуха.

В результате исследования были получены значения удельной теплоты испарения ряда материалов: капиллярно-пористых (силикагеля, активированного угля) и коллоидных (глины и картофельного крахмала).

На рис. 1-26 показана зависимость общей удельной теплоты испарения влаги r_u из силикагеля марки МСМ от влажности (кривая 1); там же горизонтальной пунктирной линией показана r — ве-

личина теплоты фазового перехода в пар свободной воды (при температуре $52,3^\circ\text{C}$, при которой производился опыт). Кривая 2 характеризует изменение скорости сушки силикагеля. Вертикальными линиями отмечены области, соответствующие границам различных форм связи влаги с силикагелем МСМ.

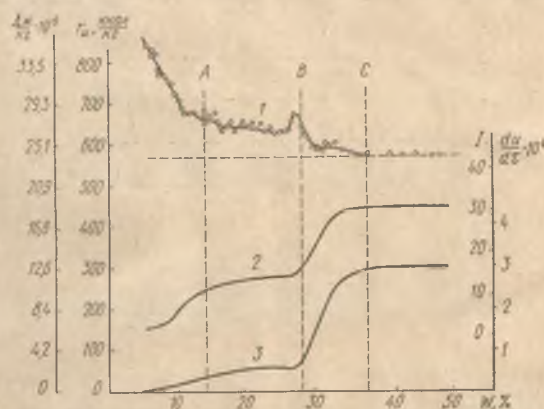


Рис. 1-26. Кривые зависимости от влажности силикагеля МСМ:

1 — удельной теплоты испарения влаги (r_u в ккал/кг); 2 — скорости сушки ($\frac{du}{dt} \times 10^4$ в г/г·с); 3 — тока в нагревателе калории в секунду (I).

А — миксимальное количество адсорбционно связанной влаги (14%); В — миксимальная гигроскопическая влажность при $52,3^\circ\text{C}$ (29%); С — миксимальная влажность при испарении влаги — смачивании материала (38,5%).

Как видно, характер кривой $r_u = f(W)$ аналогичен зависимости, приведенной на рис. 1-15; так, хотя границы различных форм связи влаги силикагеля МСМ отличаются от границ форм связи влаги силикагеля КСМ, однако и для него при удалении адсорбционно связанной влаги величина удельной теплоты испарения значительно увеличивается. В области 38,5—29% испаряется так называемая влага намокания, заключенная в порах межзернового пространства порошка силикагеля (скорость сушки начинает снижаться); в области 29—14% удаляется влага, находящаяся в микропорах тонкопористой структуры материала.

Некоторое увеличение теплоты испарения для капиллярной влаги связано с различной кривизной менисков влаги в микропорах материала.

На рис. I—27 показана зависимость прироста удельной теплоты испарения влаги Δr (Дж/кг) из крахмала (I) и желатина (II) от влажности. Анализируя экспериментальные данные, В. М. Казанский приходит к выводу, что теплота испарения осмотически удержанной воды из природных высокополимеров не превышает теплоту испарения свободной воды. В области от максимальной влаж-

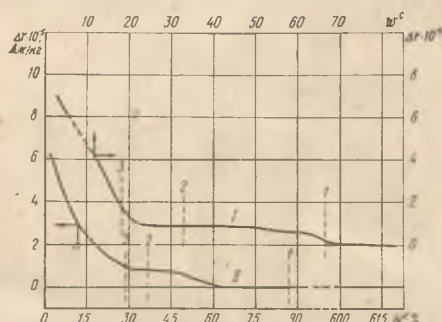


Рис. I—27. Зависимость прироста удельной теплоты испарения влаги (в Дж/кг) из крахмала (I) и желатина (II) от влажности (в %) образцов. Вертикальными пунктирами обозначены максимальные значения, соответствующие: 1 — гигроскопическому состоянию; 2 — адсорбированной влаге; 3 — наиболее интенсивно связанной влаге.

ности крахмала в гигроскопическом состоянии (примерно 66%) до влажности $W \approx 21\%$ испаряется влага из микрокапилляров и частично адсорбированная влага; при этом величина Δr составляет около 3% от r . В области влажности, близкой к наиболее прочно связанной влаге ($W \approx 18\%$), величина Δr значительно возрастает. Аналогично для желатина увеличение Δr начинается в области гигроскопического состояния влаги (при $W \approx 63\%$) и резкое возрастание Δr наблюдается в области удаления адсорбированной влаги, физико-химически связанной с материалом (от $W = 29,7\%$).

Указанные закономерности характерны для коллоидных дисперсных материалов (крахмал) и типичных коллоидных тел (желатина); эти материалы способны адсорбционно связывать значительное количество воды за счет большого количества полярных групп и радикалов, имеющих свободные водородные связи, к которым присоединяются молекулы воды.

Желатин обычно по его структурным свойствам относят к квазикапиллярно-пористым телам, у которых радиус пор соизмерим

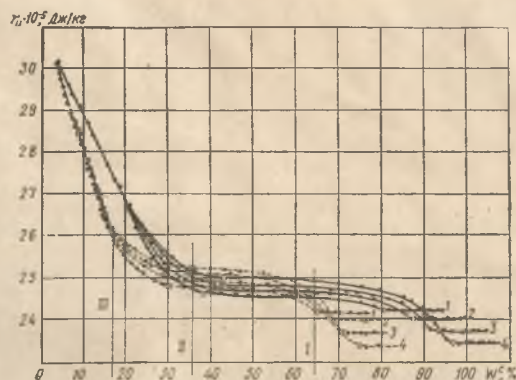


Рис. I—28. Зависимость общей удельной теплоты испарения r_u от влажности W картофельного крахмала (пунктирные линии) и пшеничной муки I сорта (сплошные линии) при разной температуре, °C: 1 — 30; 2 — 40; 3 — 50; 4 — 60; I, II, III — границы максимальной влагоемкости, поли- и мономолекулярной адсорбированной влаги (для крахмала).

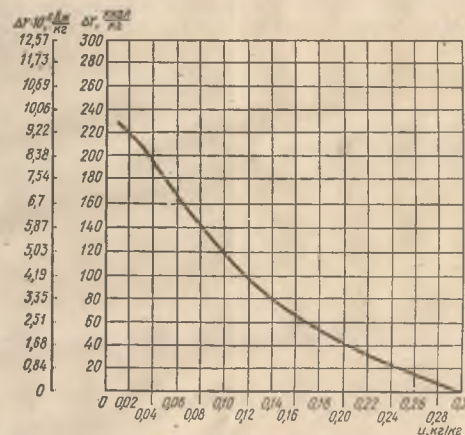


Рис. I—29. Зависимость энергии связи в кукурузном крахмале от его влагосодержания.

с размерами молекул воды. Значительное количество гидрофильных полярных групп в полипептидной цепи белков, входящих в состав желатина, обуславливает его высокую гидрофильность и способность к набуханию за счет поглощения осмотической и структурной влаги.

Метод В. М. Казанского был применен В. П. Дущенко и другими для определения удельной теплоты испарения влаги из различных коллоидных материалов. На рис. 1—28 приведены опытные данные, характеризующие зависимость общей удельной теплоты испарения q_u для картофельного крахмала (штриховые линии) и пшеничной муки (сплошные линии) от W^c при различной температуре. Полученные данные близки к результатам опытов других авторов. Так, на рис. 1—29 приведен график, характеризующий зависимость энергии связи Δr в кукурузном крахмале от его влагосодержания u (данные Ф. Баунака). Величина энергии связи определена на основании изотерм десорбции (в интервале от 0 до 100°С) по уравнению БЭТ.

Определенная калориметрическим методом удельная теплота испарения является теплотой фазового превращения, равной изменению удельной энтальпии в данном процессе, и сама по себе не может служить потенциалом переноса; поэтому представляет интерес зависимость между теплотой испарения влаги и химическим потенциалом этой влаги, установленная В. М. Казанским.

На рис. 1—15 построен график, характеризующий зависимость Δu от влагосодержания силикагеля. Как видно, характеры изменения Δr адсорбированной влаги и Δu аналогичны.

* *

Термодинамические характеристики — удельная массоемкость и химический потенциал (потенциал массопереноса) пока еще мало используются в инженерной практике. Однако уже можно привести ряд примеров практического использования этих характеристик в соответствующих расчетах. Так, например, Б. Н. Бобкова и Л. Б. Цимерманис, применив так называемый потенциалографический метод, определили градиент потенциала массопереноса в процессе сушки гипсовых пластин. При этом для пластин толщиной 6—8 см центральный слой рассматривается как закрытая система, а поверхность — как открытая. Потенциал массопереноса определялся по зависимости влагосодержания гипса от влагосодержания эталона (фильтровальная бумага).

Б. И. Леончик, О. Л. Данилов, Э. К. Тыныбеков использовали значения химических потенциалов для сравнения механизмов сушки в атмосфере воздуха и в перегретом паре.

Ряд авторов (И. Л. Любошиц, В. А. Резчиков и др.) рассчитывают контактный массообмен, используя уравнения с химическим потенциалом.

Энергия связи влаги с материалом на основании приведенных выше данных учитывается в инженерных расчетах. Наиболее точные результаты при изучении свойств воды и энергии связи влаги в объектах сушки могут быть получены при сочетании калориметрических методов измерения удельной теплоты испарения и анализа изотерм адсорбции с учетом геометрии порового пространства структуры тела.

Важное значение имеет применение новейших методов исследования форм энергии связи влаги с материалом (ЯМР, инфракрасная спектроскопия и др.).

Следует учесть, что в процессе сушки изменяются T и u продукта, а также φ среды в сушильной камере; поэтому расход энергии Δr на преодоление связи влаги с материалом также будет изменяться. Так как основное влияние на Δr имеет влагосодержание продукта, то обычно в инженерном (балансовом) расчете принимают с определенным запасом расход энергии, соответствующий минимальной влажности материала.

Несомненно, что накопление экспериментальных данных по термодинамическим характеристикам различных материалов и продуктов будет способствовать не только научному обоснованию выбора наиболее рациональных методов и режимов их гигротермической обработки, но и уточнению методики расчета этих процессов.

ТЕПЛОФИЗИЧЕСКИЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ (ПАРАМЕТРЫ) ВЛАЖНЫХ МАТЕРИАЛОВ

В последние годы от теплофизических характеристик переходят к теплофизическим свойствам веществ, к которым относят не только теплофизические характеристики и параметры (теплоемкость c , коэффициенты теплопроводности λ и температуропроводности a), но и количество теплоты, выделяющееся или потребляемое при физико-химических процессах, а также параметры и функции состояния (давление, объем, температуру, энтальпию и др.). Опубликовано большое число работ по различным методам определения теплофизических свойств. Особо следует отметить фундаментальные исследования А. Ф. Чудновского, Г. М. Кондратьева, Г. Н. Дульнева, В. Л. Шевелькова и др. Наряду с применением классических методов (методы стационарного теплового потока для измерения коэффициента λ ; методы регулярного режима для определения a , λ и c , методы периодического ввода тепла для измерения энтальпии и c) широко развиваются методы, основанные на использовании начальной стадии нестационарного теплового режима. При этом определяют истинные характеристики теплофизических свойств чистых веществ и эффективные (эквивалентные) характеристики сложных веществ, промышленных материалов и продуктов, состоящих из многих компонентов.

К последним относятся объекты сушки и других процессов термической обработки (например, выпечки) — влажные коллоидные

капиллярно-пористые тела; для этих тел характерен перенос тепла не только за счет кондукции, но и за счет процессов молярного и радиационного переноса тепловой энергии, а также за счет процессов переноса влаги. Поэтому важно исследование теплофизических характеристик материалов увязать с процессами переноса влаги внутри материала. Большой интерес представляет расчет теплофизических характеристик объекта сушки по формулам, учитывающим структуру материалов, концентрацию компонентов (например, влаги, воздуха), их взаимовлияние и т. д., т. е. по формулам, базирующимся на построении моделей тел. К сожалению, до последнего времени еще не закончены работы по унификации методов и стандартизации приборов для измерения теплофизических характеристик; те или иные методы применяются без учета специфических свойств материалов; поэтому для одних и тех же материалов разные авторы получают различные значения характеристик и разный характер зависимости их от температуры и влажности.

Важно классифицировать методы определения характеристик и дать рекомендации по применению их для тех или иных продуктов. Такая работа, применительно к зерновым продуктам, проделана во ВНИИЗе В. С. Уколовым и автором. Для пищевых продуктов классификация методов и соответствующие рекомендации разработаны М. Адамом, З. Гавличком и В. Балуаром в Научно-исследовательском институте пищевой промышленности ЧССР. Обычно группировку методов производят по граничным условиям, температурному и тепловому режимам опытов, физическим и структурным характеристикам объектов исследования и температурным пределам нагрева (охлаждения) материалов. Нами в основу классификации положен характер теплового режима, осуществляемого в опыте:

- 1) стационарный тепловой режим;
- 2) нестационарный тепловой режим: а) начальная стадия процесса (типичный нестационарный режим); б) основная стадия процесса (регулярный режим).

Рассмотрим основные теплофизические характеристики влажных материалов*.

Теплоемкость влажного материала

Удельная теплоемкость влажного материала (в Дж/(кг·К)) обычно рассчитывается как средневзвешенная величина между теплоемкостью сухого вещества материала $c_{с.вещ}$ и теплоемкостью воды c_w , которая принимается равной 4,19 кДж/(кг·К):

* Большая работа по сбору значений теплофизических характеристик пищевых продуктов проведена И. А. Чубиком и А. М. Масловым. К сожалению, как это часто бывает в справочниках, приведенные данные взяты из разных источников и не всегда увязываются с параметрами состояния продуктов (температура, влажность и др.).

$$c_m = \frac{c_{с.вещ} (100 - W) + c_w W}{100} \quad (1-58)$$

Теплоемкость сухого вещества различных пищевых продуктов составляет 1257—1676 Дж/(кг·К) или 0,3—0,4 ккал/(кг·°С).

Формулу (1-58) можно представить в следующем виде:

$$c_m = c_{с.вещ} + \frac{c_w - c_{с.вещ}}{100} W \quad (1-59)$$

Если теплоемкость влажного материала отнести к килограмму сухого вещества, то получим приведенную теплоемкость в Дж/(кг с. вещ·К):

$$\begin{aligned} \text{пр } c_m &= \frac{c_{с.вещ} (100 - W) + c_w W}{100 - W} = c_{с.вещ} + \frac{c_w W}{100 - W} \\ &= c_{с.вещ} + c_w \frac{W}{100} = c_{с.вещ} + c_{wi} \end{aligned} \quad (1-60)$$

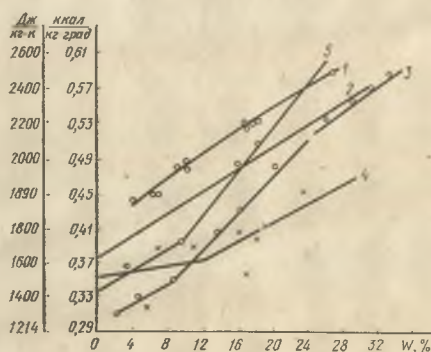


Рис. 1-30. Зависимость удельной теплоемкости зерна пшеницы от его влажности: 1 — по данным ВНИИЗа; 2 — по формуле смешения; 3 — по данным Джисека; 4 — по данным Г. А. Егорова и Я. Н. Куприца; 5 — по данным В. С. Уколова и автора.

Согласно формулам (1-59) и (1-60), обычно применяемым в расчетах сушильных установок, зависимость между теплоемкостью материала и его влажностью имеет линейный характер. Специальные экспериментальные исследования показали, что для многих материалов и продуктов функция $c_m = f(W)$ не является монотон-

ной, и график ее имеет переломные точки. На рис. 1—30 показаны зависимости теплоемкости зерна пшеницы от его влажности; эти зависимости получены по данным разных авторов и по формуле смешения (1—58); при этом принято, что $c_{с.вещ} = 1548,8 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)} = 0,37 \text{ ккал/(кг} \cdot \text{°C)}$

Характер графиков, по данным разных авторов, различен; по-видимому, это обуславливается разными сортами пшеницы, а также различными условиями подготовки зерна и проведения опытов: поэтому, хотя на всех графиках имеются переломные точки, однако в определенных пределах влажности зерна числовые значения величин, входящих в формулу для расчета c_m , получаются различными:

данные ВНИИЗа в пределах влажности $W = 8 \div 25\%$

$$c_m = 0,42 + 0,0064 W;$$

данные МТИППа* в пределах влажности $W = 0 \div 13,8\%$

$$c_m = 0,352 + 0,00134 W;$$

данные МТИППа в пределах влажности $W = 13,8 \div 23,1\%$

$$c_m = 0,308 + 0,0056 W;$$

данные Диснея в пределах влажности $W = 1,8 \div 7,7\%$

$$c_m = 0,287 + 0,00591 W;$$

данные Диснея в пределах влажности $W = 7,7 \div 23,7\%$

$$c_m = 0,263 + 0,01036 W;$$

данные Диснея в пределах влажности $W = 23,7 \div 33,6\%$

$$c_m = 0,336 + 0,00731 W.$$

Расчетная формула принимает такой вид:

$$c_m = c_0 + NW, \quad (1-61)$$

где c_0 — отрезок, отсекаемый на оси ординат;

N — тангенс угла наклона прямой на участке, соответствующем определенным пределам влажности.

В частном случае, когда линия 2 не имеет переломных точек, расчетная формула превращается в формулу смешения (1—59), имеющую вид аддитивного уравнения, в котором:

$$c_0 = c_{с.вещ} \cdot N = \frac{c_n - c_{с.вещ}}{100}$$

т. е.

$$c_m \approx 1550 + 26,4W \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$$

или

$$c_m = 0,37 + 0,0063W \text{ ккал/(кг} \cdot \text{°C)}.$$

* В работе МТИППа формулы для расчета c_m получены путем обработки экспериментальных данных методом наименьших квадратов, принимая линейную зависимость между c_m и влажностью W . Для возможности сравнения этих формул с данными других исследователей, относящихся c_m к влажностям W , сделан соответствующий пересчет путем обработки тем же методом исходных экспериментальных данных. Следует отметить, что в данном случае имеет место значительный разброс точек (на рис. 1—30 эти точки помечены крестиками); поэтому приведенные формулы являются приближенными.

График 5 на рис. 1—30 построен на основании данных, проведенных во ВНИИЗе В. С. Уколовым и автором. Для определения теплоемкости зерна (в размельченном виде) был применен микрокалориметр конструкции ЛИТМО. Этот метод основан на сравнительных измерениях скорости охлаждения эталонного (технически чистой красной меди) и исследуемого тела при регулярном режиме первого рода. Экспериментальные данные, полученные В. С. Уколовым, приведены в табл. 1—15.

ТАБЛИЦА 1—15

Удельная теплоемкость зерна пшеницы. Саратовская 29, стекловидность 62—75%, температура зерна 21—29°C

Стекловидность, %	Влажность W , %	c (средние данные)	
		ккал/(кг·°C)	Дж/(кг·К)
62	Около нуля	0,331	1386
	3,45	0,351	1469
	10,8	0,410	1716
75	12,1	0,420	1758
	17,3	0,495	2072
62	19,2	0,508	2127
75	25,0	0,520	2177

Как видно, для исследованного зерна пшеницы $c_{с.вещ} = 1386 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)} = 0,331 \text{ ккал/(кг} \cdot \text{°C)}$. Эта величина совпадает с данными Казвяна и Холла (США) и Мартли (ГДР).

В опытах Уколова, как и по данным Диснея, зависимость c от влажности зерна имеет линейный характер; однако в разных диапазонах влажности прямые линии описываются разными уравнениями. Так, если при влажности до 11% можно рассчитывать c по формуле смешения

$$c = 0,331 + 0,00669W \text{ ккал/(кг} \cdot \text{°C)} = 1386 + 28W \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)},$$

то при влажности, превышающей 11%, уравнение прямой имеет другой вид.

Причина этого явления до сих пор не выяснена. Возможно, что при $W > 11\%$ (для этого сорта зерна) при процессах увлажнения или сушки происходили явления, связанные с выделением (поглощением) тепла.

Некоторые исследователи пытались объяснить появление переломных точек на графиках $c_m = f(W)$ изменением теплоемкости воды при связывании ее с твердым скелетом материала. Так, например, Дисней предполагает, что теплоемкость адсорбированной воды в зерне может снизиться до 418,6 Дж/(кг·К) (0,1 ккал/(кг·°C)). Однако, как показали точные экспериментальные исследования С. М. Скуратова, предположение о значительном снижении теплоемкости воды в растворах высокополимеров (желатина, крахмала) не подтвердилось. Для определения теплоемкости был сконструирован калориметр, которым можно производить измерения с высокой степенью точности без применения посторонней калориметрической среды.

Данные С. М. Скуратова приведены в табл. I—16.

ТАБЛИЦА I—16

Теплоемкость c крахмала при 20°C

а) Крахмал нативный

W, %	и, кг/кг с. вещ.	$c_{20}^{\circ\text{C}}$ экспериментальная		$c_{20}^{\circ\text{C}}$ вычисленная		Отклонение, %
		ккал/(кг·°C)	Дж/(кг·K)	ккал/(кг·°C)	Дж/(кг·K)	
14,60	0,171	0,400	1670	0,393	1645	1,75
11,23	0,127	0,371	1550	0,371	1550	0
8,12	0,088	0,349	1460	0,348	1458	0,25
5,19	0,055	0,327	1370	0,327	1370	0
1,20	0,012	0,297	1240	0,298	1245	0,25

б) Крахмал клейстеризованный

W, %	и, кг/кг с. вещ.	$c_{20}^{\circ\text{C}}$ экспериментальная		$c_{20}^{\circ\text{C}}$ вычисленная		Отклонение, %
		ккал/(кг·°C)	Дж/(кг·K)	ккал/(кг·°C)	Дж/(кг·K)	
13,36	0,154	0,400	1670	0,388	1630	3,0
8,31	0,091	0,357	1500	0,353	1480	1,0
5,20	0,055	0,332	1395	0,331	1390	0,3
2,72	0,028	0,312	1305	0,313	1310	0,3
0,30	0,003	0,296	1238	0,296	1238	0

Аддитивные уравнения для определения теплоемкости:

а) крахмал нативный

$$c_{20}^{\circ\text{C}} = 0,290 + 0,0071W \text{ ккал/(кг·°C);}$$

$$c_{20}^{\circ\text{C}} = 1215 + 29,7W \text{ Дж/(кг·K);}$$

б) крахмал клейстеризованный

$$c_{20}^{\circ\text{C}} = 0,294 + 0,00706W \text{ ккал/(кг·°C);}$$

$$c_{20}^{\circ\text{C}} = 1230 + 29,5W \text{ Дж/(кг·K).}$$

Из табл. I—16 видно, что экспериментально определенные теплоемкости крахмала незначительно отличаются от теплоемкостей, вычисленных по аддитивным формулам даже при небольшой влажности крахмала. Характерно также, что теплоемкость клейстеризованного крахмала мало отличается от теплоемкости нативного крахмала.

Более вероятно, некоторое изменение теплоемкости влаги, адсорбционно связанной с белками зерна. Ридель, экстраполируя экспериментальные данные по определению теплоемкости продуктов с различной влажностью, получил теплоемкости связанной воды, приведенные в табл. I—17.

Очевидно, как было указано выше, теплоемкость адсорбционно-связанной воды не намного отличается от теплоемкости свободной воды.

Появление переломных точек на графиках $c_m = f(W)$ можно объяснить двумя причинами:

ТАБЛИЦА I—17

Продукт	Теплоемкость связанной воды при 5°C	
	ккал/(кг·°C)	Дж/(кг·K) $\cdot 10^{-3}$
Говядина без жира (мышечная ткань)	0,98	4,10
Треска (мышечная ткань)	0,87	3,65
Яичный белок	0,93	3,9
натуральный	0,84	3,52
опресненный	0,95	3,98
Рисовый крахмал		

1) физико-химическими изменениями сухого вещества материала в различных интервалах влажности;

2) влиянием таких факторов, как пористость материала, наличие воздуха в твердом скелете, соотношение между водой, находящейся в жидком состоянии, и паром и др.

Однако следует отметить, что влияние этих факторов на теплоемкость материала вряд ли может быть значительным. Существенное влияние они оказывают на теплопроводность влажного материала. Большое влияние на теплоемкость могут иметь внутренние процессы, происходящие при увлажнении или сушке материала.

Таким образом, для таких сложных систем, как пищевые продукты, определение теплоемкости влажного материала по формуле смешения является приближенным и для точных расчетов необ-

ТАБЛИЦА I—18

Теплоемкость сухого вещества некоторых пищевых материалов при температуре около 20°C

Материал (продукт)	$c_{\text{с.вещ.}}$ ккал/(кг·°C)	$c_{\text{с.вещ.}}$ $\cdot 10^{-3}$ Дж/(кг·K)	Авторы
Зерно пшеницы	0,37—0,35	1,55—1,46	Гофман, Г. А. Егоров, Я. Н. Куприц
То же	0,33	1,38	В. С. Уколов, автор
Тесто макаронное, мука	0,397	1,66	В. В. Лукьянов
Хлеб, мука	0,37—0,4	1,55—1,67	Винклер и Геддес, Л. Я. Ауэрман
Сахар-песок	0,25—0,28	1,04—1,17	Г. М. Знаменский, В. В. Яновский
Крахмал пшеничный	0,44	1,84	Винклер и Геддес
Крахмал картофельный	0,26—0,29	1,08—1,21	С. М. Скуратов
Солод ячменный	0,29	1,21	Г. И. Красовская
Соль поваренная	0,20	0,84	А. С. Зелепуга
Лимонная кислота	0,45	1,88	В. А. Шейман
Картофель	0,34	1,42	М. А. Громов
Морковь	0,31	1,3	М. А. Громов
Свекла	0,35	1,46	М. А. Громов

ходимо проведение специальных экспериментов в широких диапазонах влажности. При отсутствии точных экспериментальных данных для технических расчетов можно пользоваться формулой смешения (I—61), принимая приближенные значения $c_{с.вещ}$, приведенные в табл. I—18.

По данным А. С. Зелепуги удельная теплоемкость поваренной соли и лимонной кислоты может быть определена с достаточной точностью по формуле аддитивности.

С повышением температуры теплоемкость пищевых продуктов обычно повышается. Для иллюстрации приводим формулы для расчета теплоемкости сухого вещества сахара (I—62) и картофельного крахмала (I—63) в зависимости от температуры:

$$c_{с.вещ} = 0,2775 + 0,00085t \text{ ккал}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}) = 1160 + 3,56t \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{K}); \quad (\text{I—62})$$

$$c_{с.вещ} = 0,2631 + 0,00075t \text{ ккал}/(\text{кг} \cdot ^\circ\text{C}) = 1101 + 3,14t \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{K}). \quad (\text{I—63})$$

Коэффициент теплопроводности влажного материала

Перенос тепла во влажных материалах существенно отличается от передачи тепла в сухих материалах:

- 1) влага оказывает влияние на теплопроводность порообразующего твердого скелета тела, в порах которого она находится;
- 2) перенос тепла тесно связан с непосредственным переносом влаги внутри материала.

Тепло может передаваться также конвекцией через поры, в которых находится газ и жидкость, и излучением между стенками пор. Поэтому различают истинный и эквивалентный коэффициенты теплопроводности.

Истинный коэффициент теплопроводности $[\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{K})]$ является коэффициентом пропорциональности в известном уравнении Фурье:

$$q = -\lambda \nabla \theta, \quad (\text{I—64})$$

где q — плотность потока тепла в твердом изотропном теле, $\text{Вт}/\text{м}^2$;
 $\nabla \theta$ — градиент температуры, $\text{K}/\text{м}$.

Эквивалентный, или эффективный, коэффициент теплопроводности $\lambda_{\text{экв}}$ характеризует способность влажного материала проводить тепло всеми указанными выше способами:

$$\lambda_{\text{экв}} = \lambda_{\text{тв}} + \lambda_{\text{конд}} + \lambda_{\text{конв}} + \lambda_{\text{л}} + \lambda_{\text{д}}, \quad (\text{I—65})$$

где $\lambda_{\text{тв}}$ — коэффициент теплопроводности твердого скелета материала;
 $\lambda_{\text{конд}}$ — коэффициент кондукции (теплопроводности) жидкости и паровоздушной смеси, находящихся в стационарном состоянии в порах материала;
 $\lambda_{\text{конв}}$ — коэффициент, характеризующий перенос тепла за счет конвекции воздуха внутри материала;
 $\lambda_{\text{л}}$ — коэффициент, характеризующий перенос тепла за счет переноса массы воды внутри материала (в виде жидкости и в виде пара);
 $\lambda_{\text{д}}$ — коэффициент лучистой теплопроводности.

С учетом последнего выражения

$$q = -\lambda_{\text{экв}} \nabla \theta. \quad (\text{I—66})$$

Данные о конвективном теплообмене в порах тела обобщены акад. М. А. Михеевым. На рис. I—31 показан график, построенный им по опытным данным различных исследователей. На оси ординат отложено отношение $\frac{\lambda_{\text{экв}}}{\lambda}$, на оси абсцисс — произведение критерия

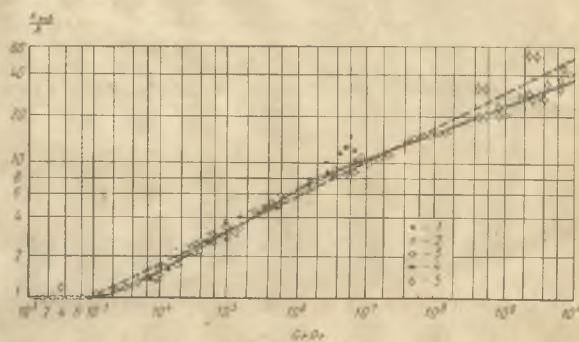


Рис. I—31. Изменение $\lambda_{\text{экв}}/\lambda$ в зависимости от произведения критериев $GrPr$ для жидкостных и газовых прослоек:
 1 — горизонтальная плоская газовая прослойка, 2 — вертикальная плоская газовая прослойка, 3 — цилиндрическая газовая прослойка, 4 — цилиндрическая жидкостная прослойка, 5 — поровая прослойка.

Грасгофа Gr (характеризует условия свободной конвекции) на критерий Прандтля Pr (характеризует физические свойства внутрипорового воздуха). Из графика видно, что при $GrPr < 10^3$ отношение $\frac{\lambda_{\text{экв}}}{\lambda} = 1$, т. е. эквивалентный коэффициент теплопроводности равен истинному. Произведенный на основании этих данных расчет показывает, что при диаметре поры меньше 5 мм и $\Delta \theta \approx 10$ град конвективным теплообменом практически можно пренебречь.

Как указывает А. В. Лыков, при диаметре поры меньше 0,5 мм можно пренебречь и лучистым теплообменом в порах по сравнению с теплопроводностью.

Как было указано, капитальные исследования теплофизических характеристик дисперсных материалов и обобщения в этой области проведены А. Ф. Чудновским. К теплофизическим характеристикам он относит комплекс параметров, характеризующих свойства материалов и изменяющихся в процессе тепло- и массо-

обмена; такими параметрами являются термические характеристики λ , α , c_V [Дж/(м³·К)], теплоемкость $b = \sqrt{\lambda c_V}$ и массообменные характеристики a_m , δ и др.

Для пористых материалов интерес представляет зависимость коэффициента $\lambda_{\text{экв}}$ от двух взаимно связанных факторов — диаметра поры d и пористости материала или его плотности ρ . Чем больше плотность материала, тем выше $\lambda_{\text{экв}}$; чем крупнее поры, тем больше $\lambda_{\text{экв}}$. Последнее, очевидно, обусловлено повышением роли конвекции и излучения внутри пор. Чем больше размер частиц, образующих скелет зернистого материала, тем больше $\lambda_{\text{экв}}$. Влияние формы частиц в двухфазной системе (дисперсный материал — воздух) на коэффициент теплопроводности характеризуется формулой, полученной по принципу электротепловой аналогии (теория Максвелла—Бургера—Эймана):

$$\lambda_{\text{экв}} = \lambda_1 \frac{1 - (1 - \frac{\lambda_2}{\lambda_1}) \psi V_2}{1 + (\psi - 1) V_2}, \quad (1-67)$$

где λ_1 , V_1 и λ_2 , V_2 — коэффициенты теплопроводности и объемы твердой и газовой фаз.

Коэффициент ψ зависит от формы частиц. Для шаровых зерен

$$\psi = \frac{3\lambda_1}{2\lambda_1 + \lambda_2}. \quad (1-68)$$

Для зерен цилиндрической формы

$$\psi = \frac{5\lambda_1 + \lambda_2}{3(\lambda_1 + \lambda_2)}. \quad (1-69)$$

Для зерен в форме тонких пластин

$$\psi = \frac{\lambda_1 + 2\lambda_2}{3\lambda_2}. \quad (1-70)$$

Анализируя формулы, отражающие зависимость $\lambda_{\text{экв}}$ от пористости материала, полученные различными авторами, А. Ф. Чудновский указывает, что точность результатов, полученных по этим формулам, зависит от правильности выбранной модели и от соответствия ее реальной структуре материала. Так, например, модели О. Кришера*, согласно которым дисперсный материал рассматривается как система из чередующихся плоских слоев твердого скелета и воздуха, являются приближенными. Для зернистых, по-

* См. стр. 102—103.

рошкообразных материалов (песок, зерно, мука и т. п.) хорошее приближение дают модели с плотной упаковкой зерен (частиц) и, в частности, формулы, полученные В. З. Богомоловым и А. С. Ляликовым, исходя из тетраэдрической укладки зерен (рис. 1—32, схемы е и ж); при плотной укладке каждая частица (шар) имеет контакты с шестью другими шарами и пористость материала сравнительно невелика: $P = 25,95\%$.

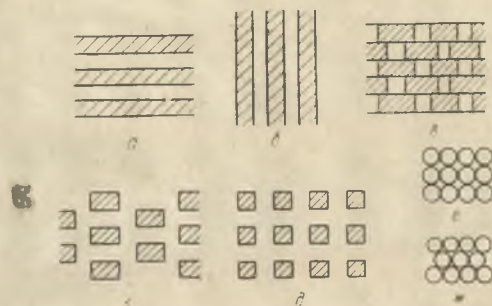


Рис. 1—32. Модели зернистого материала: неограниченные пластины, перпендикулярные (а) и параллельные (б) тепловому потоку; система брусьев при $P < 50\%$, (в) и $P > 50\%$ (г); система кубов (д) и тетраэдрическая укладка — рыхлая (е) и плотная (ж).

Формула Богомолова:

$$\lambda_{\text{экв}} = 3\pi\lambda_2 \ln \frac{43 + 0,31P}{P - 26}. \quad (1-71)$$

Формула Ляликова:

$$\lambda_{\text{экв}} = \frac{6(1-P)\lambda_2}{l} \left(\frac{1}{l} \ln \frac{1 + \frac{\delta_0}{r}}{1 + \frac{\delta_0}{r} - l} - 1 \right), \quad (1-72)$$

где l — коэффициент формы, равный отношению коэффициента теплопроводности нешаровых зерен к коэффициенту теплопроводности шаровых зерен;
 δ_0 — дополнительная толщина слоя газа, учитывающая тепловое сопротивление на границе твердое тело — газ.

Вместо пористости P удобнее в расчетные формулы ввести плотность (объемную массу) системы ρ ; связь между ними устанавливается через плотность твердой фазы $\rho_{\text{тв}}$:

$$P = \frac{\rho_{\text{тв}} - \rho}{\rho_{\text{тв}}} = \frac{\rho_{\text{тв}}}{\rho} - 1.$$

Естественно, что плотность материала и его пористость находятся в обратной зависимости.

Влияние влажности материала W на $\lambda_{\text{экв}}$ обусловлено степенью дисперсности материала (крупно-, средне- и мелкодисперсные). В пределах малой влажности материала с увеличением W $\lambda_{\text{экв}}$ линейно растет, причем скорость возрастания его тем больше, чем крупнее размер зерен. При большой влажности материала рост $\lambda_{\text{экв}}$ постепенно приостанавливается (для крупнозернистых), или остается линейным (для среднелдисперсных материалов), либо темп его резко возрастает (для мелкозернистых материалов). Естественно, что на величину $\lambda_{\text{экв}}$ влияют формы связи влаги с материалом. Принимается, что вначале (при малой влажности материала) влага заполняет мелкие поры между зернами, после их насыщения влага переходит в воздушные поры и сосредотачивается в основном в местах стыка зерен. Таким образом, при малой влажности система в основном состоит из воздушных пор и твердого скелета; при большой влажности влага заполняет все межзерновые поры и полностью насыщает их.

Большие работы в области изучения эффективной теплопроводности зернистых материалов проводятся Г. Н. Дульневим и его сотрудниками в Ленинградском институте точной механики и оптики.

На рис. 1—32 показаны схемы различных моделей зернистых материалов, обобщенные Г. Н. Дульневим.

Рассмотрим наиболее простые модели в связи с изучением влияния на $\lambda_{\text{экв}}$ теплопроводности жидкости и воздуха, находящихся в порах материала. Применительно к материалам минерального происхождения такое исследование проведено О. Кришером.

На рис. 1—33 показаны две схемы (I и II), характеризующие различную структуру материала:

для материалов первой группы

$$\lambda_{\text{экв}} = (1 - P) \lambda_{\text{тв}} + P \lambda_{\text{в}}, \quad (1-73)$$

для материалов второй группы

$$\lambda_{\text{экв}} = \frac{1}{\frac{1-P}{\lambda_{\text{тв}}} + \frac{P}{\lambda_{\text{в}}}} \quad (1-73')$$

где $\lambda_{\text{тв}}$ и $\lambda_{\text{в}}$ — коэффициенты теплопроводности твердого скелета и воды. Пористость материала

$$P = \frac{V_{\text{пор}}}{V_{\text{пор}} + V_{\text{тв}}} \text{ м}^3/\text{м}^3,$$

$$P = \frac{V_{\text{пор}}}{V_{\text{пор}} + V_{\text{тв}}} 100\%,$$

где $V_{\text{пор}}$ и $V_{\text{тв}}$ — объем пор и твердого скелета, м^3 .

На том же рис. 1—33 показаны кривые, построенные по уравнениям (1—73) и (1—73'); эти кривые характеризуют изменение коэффициента теплопроводности влажного материала в зависимости от пористости P . Коэффициент теплопроводности твердого скелета этого материала $\lambda_{\text{тв}} = 4,64 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$; при $P = 0$ $\lambda = \lambda_{\text{тв}} = 4,64 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$; при $P = 100\%$ $\lambda = \lambda_{\text{в}} = 0,580 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$.

Схемы I и II характеризуют крайние случаи расположения пор в материале, причем предполагается, что поры заполнены только жидкостью.

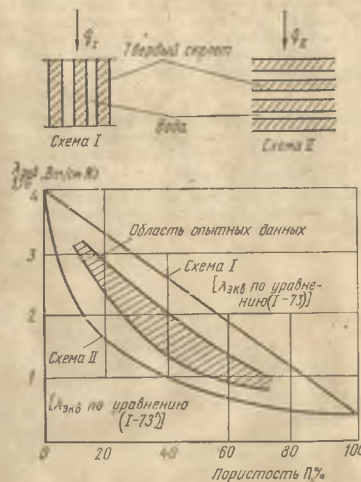


Рис. 1—33. Зависимость $\lambda_{\text{экв}}$ от пористости влажных материалов с различной структурой [при λ твердого скелета, равной $4,64 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$].

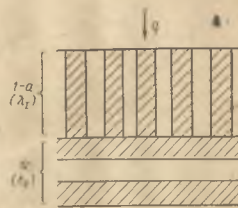


Рис. 1—34. Вариант расположения пор в материале.

Структура материалов бывает сложной с расположением пор в разных направлениях. На рис. 1—34 показан один из возможных вариантов расположения пор; часть материала с порами, расположенными нормально к направлению теплового потока, обозначена через a . В табл. 1—19 по литературным данным приведены полученные экспериментально коэффициенты теплопроводности некоторых минеральных материалов в сухом ($\lambda_{\text{с}}$) и влажном ($\lambda_{\text{вл}}$) состоянии, а также коэффициент теплопроводности твердого вещества скелета этих материалов $\lambda_{\text{тв}}$ и величина a , рассчитанные по следующим формулам:

$$\lambda_c = \frac{1}{\frac{1-a}{\lambda_{Ic}} + \frac{a}{\lambda_{IIc}}} \quad (1-74)$$

$$\lambda_{ва} = \frac{1}{\frac{1-a}{\lambda_{I вл}} + \frac{a}{\lambda_{II вл}}} \quad (1-74')$$

где λ_c и $\lambda_{ва}$ (с индексами I и II) — для материалов первой и второй групп эквивалентные коэффициенты теплопроводности, рассчитанные по формулам (1-73) и (1-73'); для влажного материала при этом подставляется $\lambda_{в} \approx 0,58 \text{ Вт/(м·К)}$; для сухого материала, в порах которого находится воздух, вместо $\lambda_{в}$ подставляется $\lambda_{возд} = 0,02 \text{ ккал/(м·ч·°C)} = 0,0232 \text{ Вт/(м·К)}$.

Для пищевых продуктов коэффициент теплопроводности значительно меньше, чем для минеральных материалов. Так, например, по данным автора, для мякиша пшеничного хлеба ($W=45\%$) $\lambda \approx 0,248 \text{ Вт/(м·К)}$ [$0,214 \text{ ккал/(м·ч·°C)}$]; для корки хлеба ($W \approx 0$) $\lambda \approx 0,056 \text{ Вт/(м·К)}$ [$0,048 \text{ ккал/(м·ч·°C)}$].

По данным Г. А. Егорова и Я. Н. Куприца, для зерна пшеницы ($W=17\%$) $\lambda \approx 0,116 \text{ Вт/(м·К)}$, т. е. λ пищевых продуктов меньше λ воды; поэтому для пищевых продуктов закономерность изменения λ от пористости P будет иная, чем для минеральных материалов.

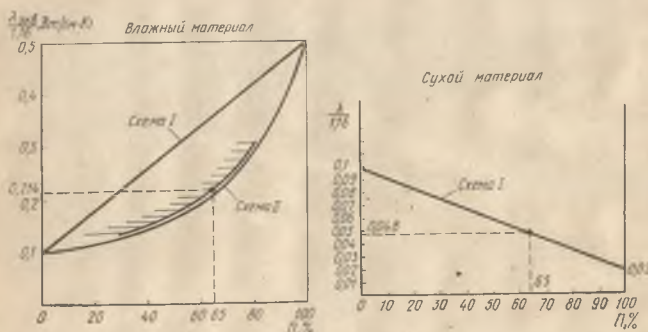


Рис. 1-35. Кривые зависимости λ от P для влажного и сухого материала [при λ твердого скелета, равном $0,116 \text{ Вт/(м·К)}$].

На рис. 1-35 показаны кривые, построенные нами по уравнениям (1-73) и (1-73') и характеризующие зависимость λ от P для материала, у которого $\lambda_{тв} = 0,116 \text{ Вт/(м·К)}$. Так же, как и при построении графиков на рис. 1-33, условно принято, что в порах материала находится только жидкость, что соответствует достаточно высокой влажности материала.

ТАБЛИЦА 1-19

Коэффициенты теплопроводности сухого λ_c , влажного материалов $\lambda_{ва}$ и твердого вещества скелета материала $\lambda_{тв}$

Материал	Объемная масса, кг/м^3	Пористость, $\text{м}^3/\text{м}^3$	Коэффициент теплопроводности, ккал/(м·ч·°C)			Коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К)			Влажность (сх. формула (1-74))
			абсолютно сухого материала λ_c	влажного материала $\lambda_{ва}$	твердого вещества $\lambda_{тв}$	абсолютно сухого материала λ_c	влажного материала $\lambda_{ва}$	твердого вещества $\lambda_{тв}$	
Чистый песок	1300	0,5	0,178	1,80	4,5	0,207	2,10	5,25	0,227
Кварц с диаметром частичек в мм									
11,0	1400	0,464	0,235	1,86	3,92	0,274	2,17	4,57	0,179
2,5	1280	0,510	0,178	1,64	3,92	0,207	1,91	4,57	0,229
1,42	1270	0,515	0,181	1,66	3,92	0,211	1,94	4,57	0,214
0,72	1340	0,467	0,191	1,77	3,92	0,223	2,06	4,57	0,224
0,20	1520	0,421	0,265	2,00	3,92	0,309	2,33	4,57	0,174
Песчаная почва 6%									
гумуса	1580	0,358	0,287	1,55	2,39	0,335	1,80	2,79	0,175
То же	1300	0,50	0,195	1,25	2,39	0,227	1,46	2,79	0,191
Легкие строительные плиты									
из камня	749	0,67	0,185	0,83	1,39	0,215	0,965	1,62	0,099
из молотого камня с диаметром частичек 0,7 мм	1200	0,55	0,130	0,85	1,39	0,151	0,99	1,62	0,253
из кусков диаметром 11 мм	456	0,80	0,077	0,65	1,39	0,0895	0,76	1,62	0,283
Кирпич	1450	0,46	0,29	1,33	2,22	0,338	1,53	2,58	0,127
То же	1650	0,38	0,36	1,47	2,22	0,420	1,72	2,58	0,120
»	1850	0,27	0,57	1,67	2,22	0,665	1,94	2,58	0,094
»	1320	0,50	0,355	1,44	2,58	0,412	1,68	3,01	0,092
»	1600	0,45	0,493	1,14	1,68	0,575	1,33	1,96	0,048
Пористый бетон	860	0,62	0,18	0,63	0,81	0,210	0,73	0,94	0,095

Аналогичная схема на том же рис. 1-35 построена для сухого материала, исходя из предположения, что в его порах находится только воздух. Если хлеб отнести к материалам, структура которых характеризуется схемой I и считать, что в порах сухой корки находится только воздух, то при пористости пшеничного хлеба $P = 65\%$ по формуле (1-73) коэффициент теплопроводности сухого хлеба

$$\lambda_c = 0,048 = 0,35\lambda_{тв} + 0,65 \cdot 0,02.$$

Отсюда коэффициент теплопроводности твердого скелета пшеничного хлеба $\lambda_{тв} = 0,1 \text{ ккал/(м·ч·°C)} = 0,116 \text{ Вт/(м·К)}$.

Для влажного хлеба, если предположить, что в порах его находится только вода, коэффициент теплопроводности

$$\lambda_{ва} = 0,35 \cdot 0,1 + 0,65 \cdot 0,5 = 0,36 \text{ ккал/(м·ч·°C)} = 0,42 \text{ Вт/(м·К)}.$$

Однако по экспериментальным данным коэффициент теплопроводности мякиша составляет около 0,248 Вт/(м·К). Очевидно, в порах мякиша находится не только вода, но и воздух (особенно в макропорах); кроме того, в хлебе, как и в любом реальном материале, расположение пор имеет сложный характер (см. рис. 1—34). Если $\lambda_{\text{вд}}$ рассчитать по формуле (1—73'), как для схемы II, то получим:

$$\lambda_{\text{вд}} = \frac{1}{\frac{0,35}{0,1} + \frac{0,65}{0,5}} \approx 0,2 \text{ ккал/(м} \cdot \text{°C)} = 0,232 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)},$$

что близко к λ мякиша.

Очевидно, что при уменьшении влажности пищевых продуктов в процессе сушки теплопроводность их резко уменьшается; обусловлено это тем, что $\lambda_{\text{тв}} < \lambda_{\text{в}}$ и в поры материала вместо воды входит воздух, теплопроводность которого значительно меньше теплопроводности жидкости. Иллюстрацией этого явления может служить приведенное выше соотношение коэффициентов теплопроводности мякиша и корки хлеба, а также экспериментально установленная Г. А. Егоровым и Я. Н. Куприцем зависимость коэффициента теплопроводности слоя зерна пшеницы от влажности (в пределах $W^c = 10 \div 20\%$):

$$\lambda = 0,070 + 0,00233W^c \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}.$$

Результаты теоретических и экспериментальных исследований теплопроводности твердых тел, жидкостей и газов обобщены французским физиком А. Миснаром. Им сделана попытка получить общие выражения для коэффициента теплопроводности чистых веществ в любом агрегатном состоянии, а также технических материалов, представляющих собой гетерогенные тела сложной структуры, включающей пустоты, воздушные поры и влагу. При этом автор, базируясь на теории Дебая, рассматривает процесс передачи тепла в веществе как волновой, при котором термическое сопротивление обусловлено рассеянием волн, аналогично рассеянию лучистой энергии в газе.

При термической обработке влажных пищевых продуктов, когда внутри материала создаются значительные градиенты температуры и влажности, определенную роль играет перенос тепла потоком массы. Такое явление наблюдается, например, при сушке инфракрасными лучами и в процессе выпечки, когда температура поверхностных слоев образца растет значительно быстрее температуры его центральных слоев. В начале процесса за счет температурного градиента влага начинает перемещаться по направлению теплового потока (см. часть вторую), т. е. внутрь образца; в связи с этим несколько интенсифицируется прогрев центральных слоев. При сушке указанное явление несколько замедляет удаление влаги из материала. При охлаждении нагретого материала температурный градиент меняет свой знак, что способствует перемещению влаги в обратном направлении, т. е. изнутри материала к его поверхности.

Исследования автора дают основание полагать, что при значительной влажности материала внутренний перенос массы, обусловленный градиентом температуры, происходит в основном в виде жидкости.

При малой влажности материала возможен перенос влаги в виде пара, который осуществляется путем испарения жидкости с одной стороны поры и конденсации пара на другой стороне поры, имеющей более низкую температуру. Диффузия пара — процесс медленный, поэтому большее значение может иметь молярный перенос пара внутри поры.

Практически разность температур на стенках пор бывает незначительной ($\Delta\theta \rightarrow 0$); в этом случае, как указывает А. В. Лыков, движение влаги за счет испарения и конденсации пара равносильно перемещению жидкости. Очевидно, нельзя рассматривать процесс переноса в отдельной поре без учета реальной структуры пористого материала. В таком материале при конденсации пара на стенке одной поры на близлежащей стенке соседней поры должно произойти испарение сконденсированной влаги; поэтому приход тепла за счет конденсации пара и расход тепла на испарение будут взаимно погашаться. Более того, так как с понижением температуры теплота парообразования будет увеличиваться, то по направлению движения теплового потока (от поверхности внутрь материала) затрата тепла на испарение может превысить приход тепла за счет конденсации.

Учитывая изложенное, мы приходим к выводу, что известное влияние на перенос тепла внутри влажных материалов имеет перенос влаги в виде жидкости.

Исследования, проведенные автором и В. О. Фогелем, показывают, что за счет массопереноса в процессе выпечки (когда величина $\nabla\theta$ в материале значительна) коэффициент теплопроводности увеличивается на 14—17%.

В табл. 1—20 приведены $\lambda_{\text{кв}}$ и λ для теста, а также λ мякиша и корки хлеба.

Эти данные характеризуют влияние массопереноса на теплообмен в процессе термической обработки пищевых продуктов; кроме того, они представляют непосредственный интерес для процесса сушки, так как корка хлеба может рассматриваться как сухое вещество мякиша, полученное в результате его обезвоживания и тепловой обработки.

При пользовании табличными данными следует иметь в виду, что теплофизические параметры зависят от многих факторов (температуры, влажности, пористости, структуры, химического состава, способа приготовления и т. п.), т. е. они являются функциями состояния и свойств вещества; поэтому сравнение коэффициентов, полученных в различных опытах, является в большой мере условным.

Величина коэффициента a , приведенная в табл. 1—20, получена на основании экспериментальных данных. Теплоемкость c определена расчетом. Из-за отсутствия более точных данных принято, что между теплоемкостью и влажностью существует линейная зависимость:

$$c = (0,4 + 0,006W) 4,19 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}, \quad (1-75)$$

где W — влажность теста, % к общей массе.

Коэффициент теплопроводности λ рассчитан по известному выражению:

$$\lambda = a_{cp}.$$

ТАБЛИЦА 1-20

Примерные значения теплофизических характеристик (параметров) теста-хлеба

Сорт теста и вид хлеба	Тесто							
	$W, \%$	$c, \text{кДж/(кг} \cdot \text{К)}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$a \cdot 10^4, \text{м}^2/\text{ч}$	$a_{\text{экв}}, \text{м}^2/\text{ч}$	K_0	$\lambda, \text{Вт/(м} \cdot \text{К)}$	$\lambda_{\text{экв}}, \text{Вт/(м} \cdot \text{К)}$
Пшеничное из муки I сорта								
подовый хлеб . . .	41,0	2,707	900	6,0	—	—	0,404	—
формовой хлеб . . .	42,0	2,732	880	—	—	—	0,249	—
Пшеничное	44,8	2,803	586	—	—	—	0,313	0,354
из муки				6,9	7,7	0,116	—	—
I сорта	45,08	2,807	629	—	—	—	0,327	0,376
	53,6	3,025	718	—	—	—	0,406	0,476
Ржаное				6,75	7,9	0,17	—	—
	53,9	3,029	701	—	—	—	0,396	0,464

Продолжение

Сорт теста и вид хлеба	Мякиш				Корка			
	$W, \%$	$c, \text{кДж/(кг} \cdot \text{К)}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$a \cdot 10^4, \text{м}^2/\text{ч}$	$c, \text{кДж/(кг} \cdot \text{К)}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$a \cdot 10^4, \text{м}^2/\text{ч}$	$\lambda, \text{Вт/(м} \cdot \text{К)}$
Пшеничное из муки I сорта								
подовый хлеб . . .	42,5	2,744	545	6,0	0,248	1,676	12,8	0,056
формовой хлеб . . .	45,0	2,807	500	—	0,232	1,676	300	0,041
Пшеничное	46,3	2,841	555	—	0,300	—	—	—
из муки				6,9	—	—	—	—
I сорта	46,58	2,845	585	—	0,318	—	—	—
	55,6	3,075	694	—	0,398	—	—	—
Ржаное				6,75	—	—	—	—
	55,9	3,060	687	—	0,394	—	—	—

Примечание. Данные для мякиша в опытах В. О. Фогеля рассчитаны нами с учетом увеличения влажности мякиша против влажности теста на 1,5 % (пшеничный хлеб) и 2 % (ржаной хлеб). Величина $a_{\text{мякиша}}$ принята примерно равной $a_{\text{теста}}$. Величины ρ пшеничного и ржаного теста-хлеба

взяты из соответствующих опытов, считая, что в конце опыта тесто превратилось в мякиш. При тепловом напряжении $q = 1160 \text{ Вт/м}^2$, соответствующем средним условиям выпечки хлеба в производственных печах, средняя температура образцов достигала 55 °С (ржаной хлеб) и 65 °С (пшеничный хлеб). При этой же плотности теплового потока приняты величины $a_{\text{экв}}$ и рассчитаны величины $\lambda_{\text{экв}}$.

В табл. 1—20 приведены критерии K_0 и $K_{\text{экв}}$, которые характеризуют влияние массопереноса на теплофизические параметры. Критерий теплопроводности

$$K_0 = \frac{\lambda_{\text{экв}} - \lambda}{\lambda} \quad (1-76)$$

Критерий температуропроводности

$$K_{\text{экв}} = \frac{a_{\text{экв}} - a}{a} \quad (1-77)$$

Влияние массопереноса на коэффициент теплопроводности можно также проиллюстрировать данными М. А. Громова, экспериментально определившего теплофизические характеристики при процессах термической обработки овощей (табл. 1—21 и 1—22).

ТАБЛИЦА 1-21

Средние значения эквивалентных теплофизических характеристик овощей в зависимости от условий тепловлажностного режима варки

Овощи	Вид варки	$W, \%$	$a_{\text{экв}}, 10^4, \text{м}^2/\text{ч}$	$c, \text{кДж/(кг} \cdot \text{К)}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$\lambda_{\text{экв}}, \text{Вт/(м} \cdot \text{К)}$	$\lambda_{\text{экв}}, \text{ккал/(см} \cdot \text{ч} \cdot \text{°С)}$
Картофель	В кипящей воде	80,0	5,6	3,63	0,87	0,5950	0,51
	Во влажном насыщенном водяном паре	80,3	5,4	3,63	0,87	0,5815	0,50
Свекла	В кипящей воде	87,5	5,7	3,8	0,91	0,6081	0,52
	Во влажном насыщенном водяном паре	86,9	5,6	3,8	0,91	0,5815	0,50

Как видно из табл. 1—21 и 1—22, внутренний массоперенос, обусловленный термической обработкой, вызывает соответствующее увеличение $a_{\text{экв}}$ и $\lambda_{\text{экв}}$.

Зависимость $\lambda_{\text{экв}}$ влажных материалов от внутреннего массопереноса свидетельствует о том, что обычно определяемые экспериментальным путем коэффициенты теплопроводности (при создании в образце температурного градиента) являются эквивалентными коэффициентами $\lambda_{\text{экв}}$.

ТАБЛИЦА 1-22

Средние значения эквивалентных теплофизических характеристик клубней картофеля в зависимости от их сорта

Сорт	Технологический процесс	W, %	$\lambda_{\text{экв}}, \text{Вт/(м}\cdot\text{К)}$	$\delta_{\text{экв}}, \text{м/(Вт}\cdot\text{К)}$	$C_{\text{экв}}, \text{ккал/(кг}\cdot\text{°C)}$	$\lambda_{\text{жид}}, \text{Вт/(м}\cdot\text{К)}$	$\lambda_{\text{пар}}, \text{ккал/(м}\cdot\text{°C)}$
Лорх	Варка в воде	80,0	5,5	3,64	0,87	0,5950	0,51
	«Жарка» при 143°C	80,1	2,7	3,55	0,85	0,233	0,20
Берлинхинген	Варка	79,2	5,5	3,55	0,85	0,6081	0,52
	«Жарка» при 143°C	78,2	2,4	3,51	0,84	0,233	0,20
Прикульский	Варка	81,6	5,7	3,68	0,88	0,63	0,54
	«Жарка» при 143°C	81,5	2,4	3,55	0,85	0,245	0,21
Передовик	Варка	80,1	5,7	3,64	0,87	0,63	0,54
	«Жарка» при 143°C	80,8	2,4	3,55	0,85	0,245	0,21

Для многих материалов кривая $\lambda_{\text{экв}} = f(u)$ имеет максимум, обусловленный зависимостью термоградиентного коэффициента δ , характеризующего эффективность термического переноса влаги внутри материала, от влагосодержания.

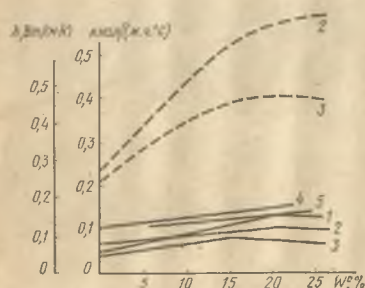
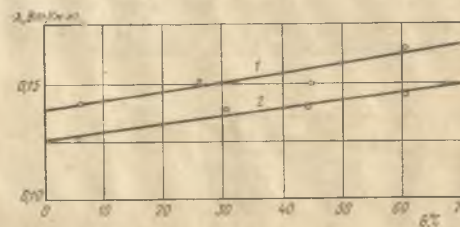


Рис. 1-36. Зависимость коэффициента теплопроводности зернового слоя (сплошные линии) и единичного зерна (пунктирные линии) пшеницы от влажности:

1 — сорт Омская; 2 — Меланопус 69;
3 — Новомосковская 2453, (Г. А. Егоров, Я. Н. Куприца); 4 — Каза-ряна; 5 — Холи; 6 — В. С. Уколова, автор.

Для зерна пшеницы экстремальная точка на кривых $\lambda_{\text{экв}} = f(W^c)$ (данные Г. А. Егорова и Я. Н. Куприца) соответствует $W^c \approx 20\%$ (рис. 1-36). В опытах В. С. Уколова такая точка не обнаружена. При отсутствии циркуляции воздуха в слое сыпучего материала $\lambda_{\text{экв}}$ меньше λ отдельных зерен, так как неподвижный воздух оказывает значительное термическое сопротивление (см. рис. 1-36); при циркуляции воздуха $\lambda_{\text{экв}}$ увеличивается.

Зависимость λ влажных материалов от температуры такая же, как и для сухих материалов: с повышением температуры λ увеличивается, хотя для ряда пищевых продуктов это увеличение незначительно. Так, по данным Г. И. Красовской, коэффициент теплопроводности муки почти не зависит от температуры.

Рис. 1-37. Зависимость коэффициента теплопроводности зерна пшеницы λ [Вт/(м·К)] от температуры θ (°C):
1 — пшеница Саратовская 29 (стекловидность 62%, влажность 11,8%);
2 — ячмень (влажность 12,1%).

На рис. 1-37 показана зависимость λ слоя зерна от температуры θ (данные В. С. Уколова):

$$\lambda = \lambda_c \left(1 + A \frac{\theta}{100} \right), \quad (1-78)$$

где $A = 0,27$.

Для подсолнечной лузги Р. Ф. Скаковским получены эмпирические формулы:

$$\lambda = (8,16 + 0,191W) 10^{-2} \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)};$$

$$\lambda = [(532 + 18,1W + 4,6\theta) 10^{-4}] \cdot (0,25 + 17 \cdot 10^{-4}\rho) \text{ ккал/(м}\cdot\text{ч}\cdot\text{°C)}, \quad (1-78')$$

где ρ — объемная масса, кг/м³.

Аналогичная закономерность наблюдается для продуктов сахарного производства. Так, на рис. 1-38 приведены кривые В. Д. Попова и А. М. Черного, характеризующие зависимость коэффициента теплопроводности сахарных растворов с различным содержанием сухих веществ (от 0 до 85%) от θ . Из рис. 1-38 видно, что более резкий подъем имеют кривые растворов с малым содержанием сухих веществ; при большой концентрации на кривых появляется экстремальная точка. С увеличением концентрации раствора λ уменьшается, так как λ сахара меньше λ воды.

Для теплоизоляционных материалов В. И. Дубницкий получил следующую эмпирическую формулу, устанавливающую зависимость λ от температуры θ и влагосодержания u материала:

$$\lambda = \lambda_c + A\theta u e^{-B\theta}, \quad (1-79)$$

где λ_s — коэффициент теплопроводности сухого материала при $\theta = 0$;
 A и B — эмпирические коэффициенты, например для диатомовой крошки
 $A = 0,037$ и $B = 2$.

Представляет интерес выяснить влияние на коэффициент теплопроводности величины давления (вакуума), так как, например, при сублимационной сушке тепло передается в зону сублимации через сухой слой при давлении около 0,133 кПа (1 мм рт. ст.). Такое исследование проведено К. Б. Гисниной.

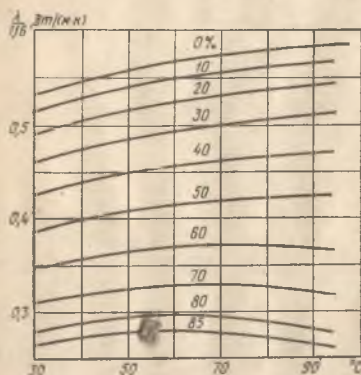


Рис. 1—38. Зависимость коэффициента теплопроводности сахарных растворов различной концентрации от температуры.

По данным опытов (рис. 1—39) видно, что коэффициент эффективной теплопроводности $\lambda_{\text{эки}}$ возрастает с повышением давления примерно до $p \approx 6,7$ кПа (50 мм рт. ст.), затем $\lambda_{\text{эки}}$ остается постоянным.

Очевидно, при малом давлении сильно сказываются теплоизоляционные свойства вакуума, а теплопроводность газовой фазы (например, воздуха) в капиллярах тела (хотя она и меньше λ сухого скелета) оказывает положительное влияние на перенос тепла. Аналогичные данные получены другими исследователями при определении λ зернистых материалов (рис. 1—40 и 1—41).

Изоляционные свойства вакуума могут быть объяснены, основываясь на кинетической теории газов. Зависимость коэффициента теплопроводности газа λ_g от давления обусловлена соотношением между длиной свободного пробега молекул и числом молекул газа в единице объема. Обычно считают, что в широких пределах практически λ_g не зависит от давления, так как, хотя число молекул газа в единице объема n увеличивается пропорционально давлению, однако длина свободного пробега молекул λ_g уменьшается

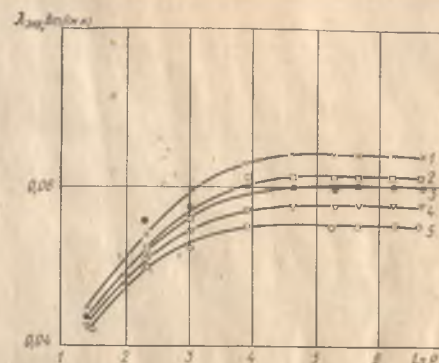


Рис. 1—39. Зависимость коэффициента теплопроводности сухих биопрепаратов от давления воздушной среды p :
1 — с 10% сахара; 2 — с 0,5% желатина; 3 — б-з добавок; 4 — дрожжи; 5 — с 1% мочевины.

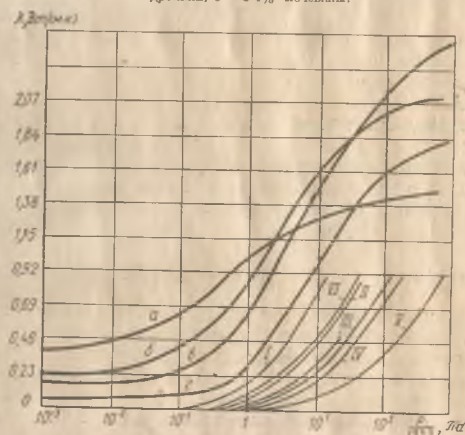


Рис. 1—40. Зависимость коэффициента теплопроводности зернистого и порошкообразного материала в воздухе от давления:
I — глина; II — стеклянные шарики $d = 1,58$ мм; III — кварцевый песок, $0,264$ мм; IV — цинковая пыль, $0,0278$ мм; V — никелевая пыль, $0,0362$ мм; VI — порошок железа, $0,016$ мм (по Смолюховскому).

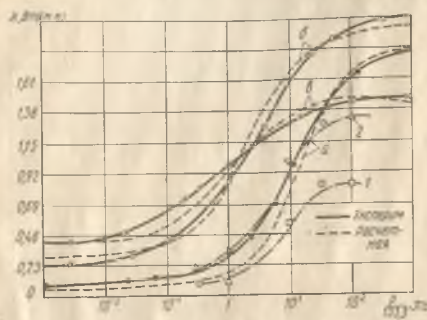


Рис. 1—41. Зависимость коэффициента теплопроводности различных материалов от давления:
а — стеклянные шарики $d = 0,305$ мм; б — стеклянные шарики $d = 1,88$ мм;
в — итог в воздухе (по Кесслеру); г — итог в воздухе (по Гиссину);
1 — стеклянные шарики $d = 0,060$ мм; 2 — стеклянные шарики $d = 0,250$ мм (по Гиссину).

во столько же раз и произведение $\lambda, n \approx \text{const.}$ Физическая обстановка изменяется при значительном вакууме, когда λ_r увеличивается и становится больше толщины слоя газа (или d капилляра); в этой области молекулы движутся без столкновений и λ_r зависит от числа молекул, т. е. от давления газа. Поэтому в данной области λ_r уменьшается с понижением давления и в пределе стремится к нулю. При очень высоких давлениях (более 1 МПа), когда толщина газового слоя резко уменьшается, λ_r также становится функцией давления, и в этой области λ_r увеличивается с повышением давления.

Коэффициент температуропроводности влажного материала

Как известно, коэффициент температуропроводности a является важной характеристикой материала, определяющей его теплоинерционные свойства; чем выше a , тем быстрее происходит нагревание или охлаждение материала, т. е. коэффициент a необходимо учитывать при исследовании и расчете нестационарных процессов — нагревания, охлаждения, сушки, увлажнения и т. п.:

$$a = \frac{\lambda}{\rho c}, \quad (1-80)$$

где λ — коэффициент теплопроводности материала;
 c — удельная теплоемкость;
 ρ — плотность (или объемная масса).

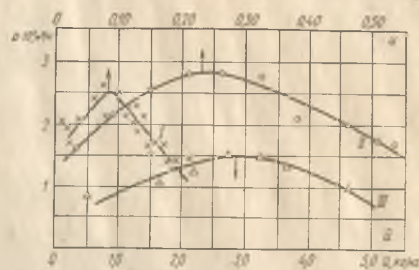


Рис. 1—42. Зависимость коэффициента температуропроводности a от влагосодержания u :
I — для песка; II — для глины; III — для торфа.

Произведение ρc — есть теплоемкость единицы объема материала. Она характеризует теплоаккумулирующую способность: чем больше ρc , тем при том же значении λ коэффициент a будет меньше, т. е. материал, обладающий большой теплоаккумулирующей способностью, будет медленно нагреваться, но также медленно он будет и охлаждаться.

Зависимость a от влажности материала как комплексного коэффициента определяется зависимостью входящих в него характеристик, главным образом c и ρ от влажности; эта зависимость рассмотрена выше.

Аналогично эквивалентному коэффициенту теплопроводности материала можно ввести эквивалентный коэффициент температуропроводности $a_{\text{экв}}$. Тогда дифференциальное уравнение внутреннего переноса тепла будет иметь вид:

$$\frac{\partial \theta}{\partial \tau} = a_{\text{экв}} \nabla^2 \theta. \quad (1-81)$$

В табл. 1—20 приведены коэффициенты a для теста-хлеба. Из таблицы видно, что за счет внутреннего массообмена коэффициент a увеличивается на 11,6—17%. По данным автора, для корки ($W \approx 0$) коэффициент a примерно в 2 раза меньше, чем для мякиша ($W = 42,5\%$).

На рис. 1—42, по данным А. В. Лыкова, приведены кривые, характеризующие зависимость коэффициента a от влагосодержания u для песка, глины и торфа. Все кривые имеют экстремальную точку. Такая же зависимость получена Г. А. Егоровым и Я. Н. Куприцем для зерна пшеницы, причем экстремальная точка соответствует $W \approx 20\%$ (рис. 1—43).

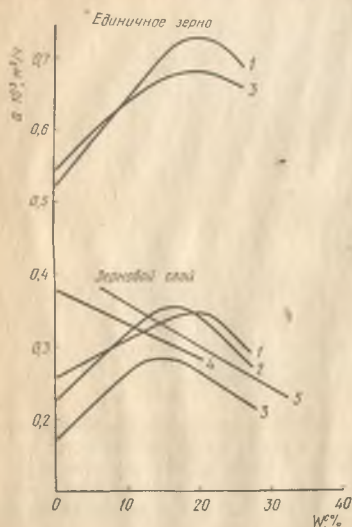


Рис. I-43. Зависимость a зерна пшеницы от влажности W^c :

1 — сорт Мелюховец 69; 2 — Омская; 3 — Новомосковская 2453 (Г. А. Егоров, Я. Н. Купниц); 4 — опыты Казаряна и Холла; 5 — опыты В. С. Уколова и автора.

В опытах Казаряна и Холла, а также В. С. Уколова (в пределах $W = 10 \div 25\%$) экстремальная точка не обнаружена: с увеличением W a уменьшается, что обусловлено значительным повышением теплоемкости c при сравнительно небольшом увеличении λ .

Характерный участок увеличения a при сравнительно небольшой влажности материалов (примерно до $W^c = 8\%$) обнаружен А. С. Зелепугой и В. А. Шейманом (рис. I-44); причем для поваренной соли при больших влажностях a возрастает меньше, чем λ , что также объясняется увеличением c . Для лимонной кислоты зависимость a от W^c имеет линейный характер.

На рис. I-45 приведены данные В. П. Душенко, В. М. Барановского и Х. Б. Байджанова, характеризующие зависимость a и λ картофельного крахмала и пшеничной муки I сорта от влажности и температуры. Как видно, кривые для крахмала имеют две переломные точки, обусловленные формами связи влаги: точка W_1 соответствует влаге мономолекулярной адсорбции; точка W_2 — гигроскопической влажности.

Более резкое увеличение теплофизических характеристик на втором участке может быть связано с явлением капиллярной кон-

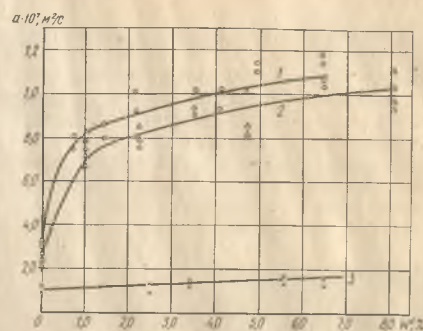


Рис. I-44. Зависимость a кристаллических пищевых материалов от влажности W^c :
1 — поваренная соль I сорта; 2 — то же, экстра; 3 — лимонная кислота.

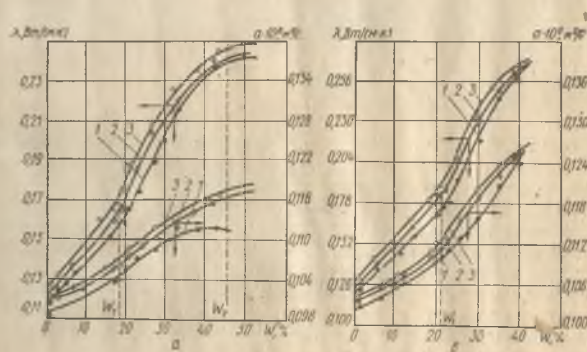


Рис. I-45. Зависимость a и λ от влажности:
а — крахмал; б — мука; 1 — $t = 20^\circ\text{C}$; 2 — 40°C ; 3 — 60°C .

денсации в микрокапиллярах тела, что приводит к образованию водяных тепловых «мостиков» в местах контакта частиц материала, а также к частичной замене воздуха в порах влагой.

Положение переломных точек на кривых мало зависит от температуры, так как в пределах $20-60^\circ\text{C}$ дифференциальные вододерживающие свойства крахмала и муки изменяются незначи-

ГЛАВА II ВЛАЖНЫЙ ГАЗ (ОСНОВЫ ГИГРОСТАТИКИ)

Процесс тепловой сушки заключается в переводе влаги, находящейся в теле, в парообразное состояние и в удалении образующегося пара во внешнюю — окружающую среду. Наибольшее применение имеют сушильные установки, в которых внешней средой (рабочим телом) является газ — влажный воздух или смесь воздуха с продуктами сгорания топлива. Благодаря предварительному нагреву или смешиванию с топочными газами воздух имеет повышенную температуру и может отдавать телу тепло, необходимое для

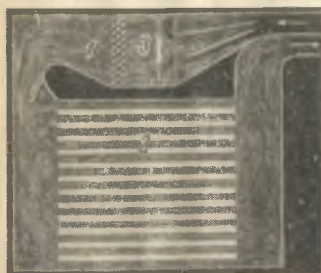


Рис. 1—46. Принципиальная схема сушильной установки:
1 — калорифер; 2 — сушильная камера; 3 — вентилятор.

испарения влаги; таким образом, воздух одновременно является теплопередачиком и влагопоглотителем или, как его принято называть, — сушильным агентом.

Сушильная установка (рис. 1—46) состоит из двух основных элементов — калорифера 1 и сушильной камеры 2. В калорифере воздух нагревается при неизменном влагосодержании; в камере, отдавая тепло материалу, воздух охлаждается, одновременно поглощая влагу, выделяемую из материала. По мере увеличения влагосодержания воздуха сушильная способность его уменьшается; поэтому сушильный агент необходимо обновлять, т. е. удалять отработавший воздух и подавать свежий нагретый и более сухой воздух. Для этой цели обычно используется вентилятор 3.

Как видно, в процессе сушки состояние сушильного агента непрерывно изменяется, и в зависимости от характера этого изменения достигаются различные результаты процесса. Чтобы установить их и, в частности, выяснить необходимую затрату тепла и количество влаги, воспринимаемой сушильным агентом, необходимо установить параметры, характеризующие это состояние, и проследить изменение их при нагревании воздуха в калорифере и поглощении влаги в сушильной камере. В связи с изложенным теоретические основы процесса сушки обычно начинали изучать с

рассмотрения термодинамических параметров влажного газа.

Влажным воздухом называется бинарная смесь сухого воздуха с водяным паром. Приблизительно сухой воздух рассматривают как приведенный однородный газ с эффективной молекулярной массой $\mu_r \approx 29$ (табл. I—23).

ТАБЛИЦА I—23 *

Газовые постоянные и молекулярная масса газов

Газ	R_g кгс·м/кг·°C	R_g Дж/(кг·K)	μ_r	Газ	R_g кгс·м/кг·°C	R_g Дж/(кг·K)	μ_r
CO ₂	19,30	190	44	Сухой воздух	29,30	287	29
N ₂	30,30	298	28	Водяной пар	47,10	462	18
O ₂	26,50	260	32				
SO ₂	13,25	130	64				
CO	30,30	298	28				

* Подробные таблицы характеристик воздуха и продуктов сгорания топлива приведены в справочной литературе.

Термодинамический анализ изменения состояния влажного газа в процессе сушки и кондиционирования воздуха дан Д. М. Левиным в работе «Лекции по процессам изменения состояния влажного газа» (Красноярск, изд. СТИ, 1969).

Изучение параметров влажного газа и рассмотрение изменения его состояния в процессе сушки производят без учета времени, т. е. предполагается, что материал отдает столько влаги, сколько в данных условиях может поглотить воздух. Поэтому этот раздел теории сушки мы называем гигростатикой. Термин *гигро* относится к характеристике сушильной способности газа, поглощающего влагу в парообразном состоянии; термин *статика* определяет, что изменение параметров газа рассматривается вне зависимости от скорости отдачи влаги материалом, которая является предметом изучения *кинетики* сушки.

Всякий термодинамический процесс может протекать в разных направлениях: одно из них приводит к равновесию системы; такие процессы называются положительными — они могут протекать в естественных условиях без какого-либо воздействия; процессы, протекающие в противоположном направлении, называются отрицательными — они приводят к нарушению равновесия и возникновению неуравновешенных термодинамических сил, например подъем тела на высоту, передача тепла от тела с низкой температурой более нагретому телу при затрате соответствующей работы, как это осуществляется в холодильнике при передаче теплоты из холодильной камеры в окружающую среду.

С термодинамической точки зрения сушка является естественным необратимым процессом, при котором влага переходит от

ТАБЛИЦА 1—24

Зависимость между давлением насыщенного пара p_n (мм рт. ст. и Па) и его температурой t , °C

t , °C	p_n мм рт. ст.	p_n Па	t , °C	p_n мм рт. ст.	p_n Па	t , °C	p_n мм рт. ст.	p_n Па	t , °C	p_n мм рт. ст.	p_n Па	t , °C	p_n мм рт. ст.	p_n Па
-20	0,722	96,5	7	7,51	1,02	33	35,66	4,86	58	136,1	18,2	84	416,8	55,7
-19	0,851	113,0	8	8,05	1,07	34	37,73	5,1	59	142,6	19,05	85	433,6	57,6
-18	0,935	124,0	9	8,61	1,15	35	39,90	5,33	60	149,4	19,92	86	450,9	59,2
-17	1,027	137,0	10	9,21	1,23	36	42,18	5,63	61	156,4	20,84	87	468,7	62,4
-16	1,128	151,0	11	9,84	1,31	37	44,56	5,95	62	163,8	21,81	88	487,1	65,0
-15	1,238	164,1	12	10,52	1,40	38	47,07	6,27	63	171,4	22,81	89	506,1	67,5
-14	1,357	181,0	13	11,23	1,5	39	49,60	6,63	64	179,3	23,86	90	525,8	71,0
-13	1,486	199,2	14	11,99	1,59	40	52,44	6,99	65	187,5	25,01	91	546,1	72,7
-12	1,627	218,3	15	12,79	1,71	41	55,32	7,39	66	196,1	26,2	92	567,0	75,7
-11	1,781	238,1	16	13,63	1,82	42	58,34	7,76	67	205,0	27,38	93	588,6	78,4
-10	1,946	261,0	17	14,53	1,94	43	61,50	8,2	68	214,2	28,31	94	610,9	82,5
-9	2,125	285,1	18	15,48	2,06	44	64,80	8,64	69	223,7	29,8	95	633,9	84,5
-8	2,321	311,2	19	16,49	2,19	45	68,26	9,1	70	233,7	31,1	96	657,6	87,7
-7	2,532	338,0	20	17,54	2,34	46	71,88	9,57	71	243,9	32,45	97	682,1	91,0
-6	2,761	369,0	21	18,65	2,49	47	75,65	10,1	72	254,6	34,1	98	707,3	94,8
-5	3,008	400,0	22	19,33	2,64	48	79,61	10,62	73	265,7	35,45	99	733,2	97,7
-4	3,276	437,0	23	20,07	2,82	49	83,71	11,15	74	277,2	37,0	100	760,0	101,3
-3	3,566	476,2	24	20,88	2,98	50	88,12	11,75	75	289,1	38,45			
-2	3,879	519,0	25	21,75	3,17	51	92,51	12,35	76	301,4	40,17			
-1	4,216	565,0	26	22,67	3,36	52	97,20	12,99	77	314,1	41,9			
0	4,579	612,0	27	23,76	3,56	53	102,1	13,61	78	327,3	43,6			
1	4,93	661,2	28	24,74	3,78	54	107,2	14,4	79	341,0	45,5			
2	5,29	712,2	29	25,84	4,00	55	112,5	15,01	80	355,1	47,4			
3	5,69	765,2	30	27,04	4,24	56	118,0	15,75	81	369,7	49,4			
4	6,10	813,4	31	28,32	4,45	57	123,8	16,38	82	384,9	51,49			
5	6,54	875,4		33,70					83	400,6	53,4			
6	7,01	936,5												

материала, над поверхностью которого парциальное давление пара выше, чем в окружающей среде, к сушильному агенту.

С течением времени взаимодействие влажного материала с окружающей средой приводит к состоянию динамического равновесия; оно наступает тогда, когда парциальное давление пара над поверхностью материала становится равным парциальному давлению пара в окружающей среде. Чем ближе система влажный материал — газ к состоянию равновесия, тем меньше движущая сила процесса и менее интенсивно происходит влагообмен между материалом и газом в процессе сушки.

При хранении высушенных материалов может происходить обратный процесс — увлажнение материала за счет сорбции пара из окружающей среды. Поэтому для выбора режимов сушки с учетом форм связи влаги с материалом и для обоснования режима хранения высушенных материалов очень важно знать параметры гигротермического равновесного состояния материалов. Эти вопросы также рассматриваются в гигростатике сушки.

Как правило, перед началом сушки всякий сушильный агент является смесью сухого газа с паром воды, т. е. он является влажным газом. В некоторых случаях используется смесь топочных газов с воздухом. В процессе сушки влажность сушильного агента увеличивается, т. е. доля влаги, содержащаяся в смеси, в процессе сушки возрастает. Газовая постоянная такой смеси может быть определена из обычного термодинамического соотношения:

$$R_{см} = \sum g_i R_i \quad (I-82)$$

где g_i — массовые доли каждого компонента влажного газа;
 R_i — газовые постоянные компонентов (см. табл. 1—23).

ОСНОВНЫЕ ПАРАМЕТРЫ ВЛАЖНОГО ВОЗДУХА

Согласно закону Дальтона давление смеси газов, занимающих определенный объем, равно сумме парциальных давлений всех ее компонентов:

$$B = p_1 + p_2 + p_3 + \dots + p_n \quad (I-83)$$

где B — общее давление смеси газов, Па;
 $p_1, p_2, \dots, p_n$ — парциальные давления отдельных газов (в тех же единицах, что давление всей смеси), т. е. давления, которые показал бы прибор, измеряющий давление отдельного компонента, если бы его объем и температура были бы равны объему и температуре всей смеси.

В соответствии с этим барометрическое давление влажного воздуха

$$B = p_{с.в} + p_n \quad (I-83')$$

где $p_{с.в}$ — парциальное давление сухого воздуха;
 p_n — парциальное давление водяного пара, содержащегося в воздухе.

В табл. 1—24 приведено давление насыщенного пара в зависимости от температуры. Такие физические свойства газовой смеси обусловлены тем, что при атмосферном давлении расстояние между молекулами воздуха примерно в 3000 раз больше диаметра самих молекул; поэтому, если один какой-нибудь компонент находится в объеме при давлениях, с которыми приходится встречаться в сушильной технике, то молекулы другого компонента, попадая туда, всегда могут легко распространиться в пространстве между молекулами первого компонента.

Из закона Дальтона следует, что парциальное давление пара, находящегося во влажном воздухе, p_n меньше общего (барометрического) давления смеси B ; однако, так как температура пара равна температуре смеси, то, очевидно, пар, находящийся в ненасыщенном влажном воздухе, имеет температуру, превышающую температуру кипения воды при данном его парциальном давлении, т. е. он находится в перегретом состоянии.

Барометрическое давление и парциальное давление пара являются параметрами, характеризующими состояние влажного воздуха. Кроме этих параметров, состояние влажного воздуха характеризуется рядом других параметров, к которым относятся абсолютная и относительная влажность, влагосодержание, плотность,

удельный объем, температура и энтальпия. Зная три параметра влажного воздуха, можно найти все остальные его параметры, пользуясь приведенными ниже формулами.

Абсолютной влажностью воздуха ρ_n называется масса водяного пара, находящегося в 1 м³ влажного воздуха (в г/м³). Как видно, ρ_n есть плотность пара в смеси.

Относительной влажностью воздуха или просто **влажностью** называется отношение абсолютной влажности к максимально возможной массе водяного пара ($\rho_{\text{макс}}$), которая может содержаться в 1 м³ влажного воздуха при тех же условиях (температура и барометрическое давление):

$$\varphi = \frac{\rho_n}{\rho_{\text{макс}}} \quad \text{или} \quad \varphi = \frac{\rho_n}{\rho_{\text{макс}}} 100\% \quad (1-84)$$

Относительная влажность является важным параметром влажного воздуха — ее величина характеризует способность воздуха насыщаться влагой; чем меньше φ , тем при прочих равных условиях больше сушильная способность воздуха.

Характер зависимости φ от температуры различен.

1. Если температура влажного воздуха t ниже температуры кипения воды t_k при данном барометрическом давлении, т. е. при $t < t_k$ (при $B = 760$ мм рт. ст. $t_k = 100^\circ \text{C}$, при $B = 745$ мм рт. ст. $t_k = 99,4^\circ \text{C}$), $\rho_{\text{макс}}$ будет являться плотностью насыщенного пара ρ_n при данной температуре, т. е. $\rho_{\text{макс}} = \rho_n$, тогда

$$\varphi = \frac{\rho_n}{\rho_n} = 1 \quad (1-85)$$

Числовые значения ρ_n приведены в таблицах водяного пара и для технических расчетов могут быть определены по эмпирической формуле Г. К. Филоненко:

$$\lg \rho_n = 0,686 + \frac{6,9t}{230 + t} \quad (1-86)$$

где ρ_n , г/м³.

Если приближенно применить характеристическое уравнение идеального газового состояния к водяному пару, то можно написать:

$$\rho_n = \rho_n \frac{RT}{\mu_n} \quad (a)$$

$$\rho_n = \rho_n \frac{RT}{\mu_n} \quad (б)$$

где μ_n — молекулярная масса пара, равная 18;

ρ_n — давление насыщенного пара при данной температуре T (табл. I—24);

R — универсальная газовая постоянная; $R = 8314,3$ Дж/(кмоль · К) [848 кгс·м/(кмоль · град)].

Числовое значение величины R равно работе расширения 1 килограмм-молекулы (киломоля) газа при постоянном давлении и повышении его температуры на 1 градус.

Для отдельных газов $R_g = \frac{R}{\mu_g}$ Дж/(кг·К) (см. табл. I—23).

Разделив уравнение (а) на уравнение (б), получаем:

$$\varphi = \frac{\rho_n}{\rho_n} = \frac{\rho_n}{\rho_n} \quad (1-87)$$

Величина ρ_n зависит от температуры t , с повышением которой давление насыщенного пара увеличивается (см. табл. I—24); поэтому при постоянном влагосодержании газа соответственно уменьшается значение φ . В связи с этим при нагревании воздуха в калориферах его сушильная способность увеличивается, и, наоборот, при охлаждении воздуха ρ_n уменьшается, а относительная влажность его при постоянном влагосодержании соответственно повышается, достигая при $\rho_n = \rho_n$ единицы (100%); температура воздуха при таких условиях достигает величины точки росы, воздух становится насыщенным и начинается конденсация пара.

В интервале температур t от 0 до 100°C ρ_n (мм рт. ст.) можно рассчитать по эмпирической формуле Г. К. Филоненко:

$$\lg \rho_n = 0,622 + \frac{7,5t}{238 + t} \quad (1-88)$$

На рис. I—47 приведены кривые, изображающие зависимость ρ_n и ρ_n от температуры пара.

2. Если температура влажного воздуха выше t_k при данном барометрическом давлении, то полное насыщение возможно только при абсолютном отсутствии сухого воздуха и давление насыщенного пара будет равно барометрическому давлению: $\rho_n = B$. В этом случае

$$\varphi = \frac{\rho_n}{B} \quad (1-89)$$

Влагосодержанием (удельным или приведенным массосодержанием) называется масса водяного пара, содержащаяся во влажном воздухе, отнесенная к 1 кг сухого воздуха. Этот параметр широко используется в расчетах сушильных установок. Обычно в отечественной литературе влагосодержание обозначается через x (кг/кг); если влагосодержание d выразить в г/кг, то:

$$x = \frac{d}{1000} = \frac{G_n}{G_{c, \text{в}}} \quad (1-90)$$

где G_n и $G_{c, \text{в}}$ — массы пара и сухого воздуха в смеси.

Применяя приближенно уравнение газового состояния к пару и к сухому воздуху, можем написать:

$$\rho_n V = G_n \frac{RT}{\mu_n};$$

$$\rho_{c.в} V = G_{c.в} \frac{RT}{\mu_{c.в}},$$

где V — объем влажного воздуха, равный объему пара или объему сухого воздуха.



Рис. I-47. Зависимость ρ_n и $\rho_{c.в}$ водяного пара от его температуры.

Разделив первое уравнение на второе, получим:

$$x = \frac{G_n}{G_{c.в}} = \frac{\rho_n}{\rho_{c.в}} \cdot \frac{\mu_{c.в}}{\mu_n}. \quad (1-91)$$

Подставляя числовые значения молекулярных масс $\mu_n = 18$, $\mu_{c.в} = 29$ и, пользуясь уравнением (I-90), получим:

$$x = 0,622 \frac{\rho_n}{B - \rho_n} \text{ кг/кг}, \quad (1-91')$$

или

$$d = 622 \frac{\rho_n}{B - \rho_n} \text{ г/кг}. \quad (1-92)$$

Таким образом, зная парциальное давление пара в воздухе, можно определить его влагосодержание, и, наоборот, по влагосодержанию можно определить парциальное давление пара.

Плотность влажного воздуха, который представляет собой смесь сухого воздуха и водяного пара,

$$\rho_{см} = \rho_{c.в} + \rho_n,$$

где $\rho_{c.в}$ и ρ_n — плотности сухого воздуха и пара.

Так как

$$x = \frac{G_n}{G_{c.в}} = \frac{\rho_n}{\rho_{c.в}}, \quad (1-93)$$

то

$$\rho_n = x \rho_{c.в}, \quad \rho_{см} = \rho_{c.в} (1 + x). \quad (1-94)$$

При нормальных условиях (давление $p_{c.в} = B$; $t = 273 \text{ К}$) $\rho_{c.в} = 1,293 \text{ кг/м}^3$. Пользуясь уравнением состояния газа, можно написать:

$$\frac{\rho_{c.в}}{\rho_{c.в} T} = \frac{B}{1,293 \cdot 273},$$

отсюда плотность сухого воздуха

$$\rho_{c.в} = \frac{1,293 \cdot 273 \rho_{c.в}}{(273 + t) B} \quad (1-95)$$

Подставляя это выражение в формулу (I-94) и заменяя, согласно формулам (I-83') и (I-91'), $p_{c.в} = B - p_n$

и $x = 0,622 \frac{\rho_n}{B - \rho_n}$, получаем:

$$\rho_{см} = \frac{1,293 \cdot 273}{273 + t} \cdot \frac{B - \rho_n}{B} \left(1 + 0,622 \frac{\rho_n}{B - \rho_n} \right);$$

или,

$$\rho_{см} = \frac{1,293 \cdot 273}{273 + t} \left(\frac{B - \rho_n}{B} + 0,622 \frac{\rho_n}{B} \right) =$$

$$= \frac{1,293 \cdot 273}{273 + t} \left(1 - 0,378 \frac{\rho_n}{B} \right) \text{ кг/м}^3. \quad (1-96)$$

Формула (I—96) показывает, что плотность влажного воздуха зависит от двух изменяющихся в процессе сушки параметров — его температуры t и парциального давления водяного пара p_n . При увеличении парциального давления пара в воздухе в процессе сушки $\rho_{см}$ уменьшается, так как пар вытесняет сухой воздух; однако снижение температуры воздуха, сопровождающее процесс конвективной сушки и приводящее к увеличению $\rho_{см}$, оказывается более заметным. Поэтому в конечном итоге $\rho_{см}$ в процессе сушки увеличивается.

Средняя удельная теплоемкость влажного газа при постоянном давлении относится к 1 кг влажного газа, т. е. к 1 кг смеси, и рассчитывается как средневзвешенная величина между теплоемкостью сухого газа и пара в кДж/(кг влаги · К):

$$c_{см} = \frac{G_{с.в.} c_{с.в.} + G_n c_n}{G_{с.в.} + G_n} = \frac{c_{с.в.} + x c_n}{1 + x}, \quad (I-97)$$

где $c_{с.в.}$ — средняя удельная теплоемкость сухого воздуха; при $t \leq 200^\circ \text{C}$ принимают $c_{с.в.} \approx 0,24$ ккал/(кг · °C) $\approx 1,004$ кДж/(кг · К); при $t > 200^\circ \text{C}$ следует учитывать зависимость $c_{с.в.}$ от температуры; c_n — средняя удельная теплоемкость пара; $c_n \approx 0,44$ ккал/(кг · °C) $\approx 1,842$ кДж/(кг · К).

Приведенная теплоемкость относится к 1 кг сухого воздуха в кДж/(кг с. в. · К):

$$c'_{см} = \frac{G_{с.в.} c_{с.в.} + G_n c_n}{G_{с.в.}} = c_{с.в.} + x c_n. \quad (I-98)$$

В качестве теплофизической характеристики состояния влажного газа в сушильной технике используется **энтальпия***.

Обычно удельная энтальпия влажного воздуха относится к 1 кг сухого воздуха и определяется как сумма удельных энтальпий 1 кг сухого воздуха ($I_{с.в.}$) и d г пара, приходящихся в смеси на 1 кг сухого воздуха (кДж/кг с. в. или ккал/кг с. в.):

$$I_{см} = I_{с.в.} + \frac{d}{1000} I_n = c_{с.в.} t + \frac{d}{1000} I_n, \quad (I-99)$$

где t — температура смеси;

I_n — удельная энтальпия пара, находящегося в смеси при данной температуре и данном парциальном давлении.

* Ранее применяли термин **теплосодержание**, под которым понимали количество тепла, необходимое для нагревания единицы массы тела от 0°C до данной температуры. Физический смысл этого понятия не соответствует его названию; поэтому, согласно терминологии АН СССР, термин **теплосодержание** должен быть заменен **энтальпией**. Энтальпия является функцией состояния системы; она равна сумме внутренней энергии (U) и произведения давления на объем: $I = U + pV$. Для процессов, происходящих при постоянном давлении, приращение энтальпии равно количеству теплоты, сообщенной системе.

Как было указано, в сушильной камере, как правило, имеется не насыщенный, а перегретый водяной пар в смеси с воздухом. Его энтальпия* зависит от энтальпии воды (жидкости), теплоты парообразования и температуры перегрева.

Энтальпия воды при температуре t

$$I_n = c_{ж} t, \quad (I-100)$$

где $c_{ж}$ — удельная теплоемкость воды (жидкости), кДж/(кг · К).

Если принять, что энтальпия жидкости при 0°C равна нулю, то энтальпию перегретого пара можно определить по формуле:

$$I_n = c_{ж} t_k + r + c_n (t - t_k), \quad (I-101)$$

где t_k — температура кипения жидкости, зависящая от давления; r — удельная теплота парообразования, зависящая также от давления; c_n — теплоемкость перегретого пара при постоянном давлении.

Так как в атмосферных сушильных установках изменение парциального давления сравнительно невелико, то принимают, что энтальпия пара практически зависит только от температуры t и не зависит от давления. Очевидно, это возможно, когда $c_{ж} = \text{const}$ и $c_n = \text{const}$. Тогда $c_{ж} t_k + r - c_n t_k = \text{const} = r_0$, где r_0 считают теплотой парообразования при $t_k = 0^\circ \text{C}$.

Таким образом, удельная теплота парообразования

$$r = r_0 - (c_{ж} - c_n) t_k. \quad (I-102)$$

Если подставить $r_0 = 597^{**}$, $c_{ж} \approx 1$, $c_n \approx 0,44$, то получим приближенную формулу, устанавливающую зависимость r от t :

$$r = 597 - 0,56 t \text{ ккал/кг} = 4,186 (597 - 0,56 t) \text{ кДж/кг.}$$

Величину r в зависимости от t можно принимать из табл. I—25.

Если подставить значение r из формулы (I—102) в выражение (I—101), то получим приближенную формулу для расчета энтальпии перегретого пара:

$$I_n = r_0 + c_n t, \quad (I-103)$$

где $r_0 = 597$ ккал/кг $= 2500$ кДж/кг и $c_n = 0,44$ ккал/(кг · °C) $= 1,842$ кДж/(кг · К).

Аналогично можно получить приближенную формулу для определения энтальпии насыщенного пара:

$$I_n = c_{ж} t_k + r. \quad (I-104)$$

* Здесь и далее имеется в виду удельная энтальпия, кДж/кг или ккал/кг.
** В литературе величина r_0 иногда принимается равной 595 ккал/кг. Однако, согласно последним данным о термодинамических свойствах водяного пара, теплота парообразования при 0°C равна 597,3 ккал/кг $= 2500$ кДж/кг. Также величину c_n , по данным О. Кришера, следует принимать не 0,47, а 0,44 или 1,842 кДж/(кг · К).

ТАБЛИЦА 1-2

Зависимость удельной теплоты парообразования воды r и энтальпии насыщенного водяного пара от температуры t , по данным ВТИ

t , °C	r , ккал/кг	I_n , кДж/кг	I_n , ккал/кг	t , °C	r , ккал/кг	I_n , кДж/кг	I_n , ккал/кг
0	597,3	2500,3	597,3	75	544,3	2320,3	699,3
1	596,7	2497,0	597,7	76	543,7	2317,8	699,7
2	596,2	2495,7	598,2	77	543,1	2315,3	700,1
3	595,6	2493,2	598,6	78	542,5	2312,8	700,5
4	595,1	2491,1	599,1	79	541,9	2310,3	700,9
5	594,5	2488,6	599,5	80	541,3	2307,8	701,3
6	594,0	2486,1	599,9	81	540,7	2305,3	701,7
7	593,4	2484,0	600,4	82	540,1	2302,8	702,1
8	592,8	2481,5	600,8	83	539,5	2300,3	702,5
9	592,2	2478,9	601,2	84	538,9	2297,8	702,9
10	591,7	2476,9	601,7	85	538,3	2295,3	703,3
11	591,1	2474,3	602,1	86	537,7	2292,8	703,7
12	590,6	2472,3	602,6	87	537,1	2290,3	704,1
13	590,0	2469,7	603,0	88	536,5	2287,8	704,5
14	589,5	2467,6	603,5	89	535,9	2285,3	704,9
15	588,9	2465,1	603,9	90	535,3	2282,8	705,3
16	588,3	2462,6	604,3	91	534,7	2280,3	705,7
17	587,7	2460,1	604,7	92	534,1	2277,8	706,1
18	587,1	2457,6	605,1	93	533,5	2275,3	706,5
19	586,6	2455,5	605,6	94	532,9	2272,8	706,9
20	586,0	2453,0	606,0	95	532,3	2270,3	707,3
21	585,4	2450,5	606,4	96	531,7	2267,8	707,7
22	584,9	2448,4	606,9	97	531,1	2265,3	708,1
23	584,3	2445,9	607,3	98	530,5	2262,8	708,5
24	583,8	2443,8	607,8	99	529,9	2260,3	708,9
				100	529,3	2257,8	709,3

Подставив в последнее выражение значение r из формулы (1—102), получим энтальпию насыщенного пара (в ккал/кг):

$$I_n = c_{ж}t + 597 - 0,56t = 597 + 0,44t. \quad (1-105)$$

Л. К. Рамзин показал, что с достаточной степенью приближения энтальпию пара, входящего в состав влажного сушильного агента, можно рассчитывать по формуле:

$$I_n = 595 + 0,47t.$$

Как видно, выражение (1—105) по своему виду аналогично этой формуле.

Из уравнений (1—103) и (1—105) видно, что приближенно энтальпия перегретого ненасыщенного пара равна энтальпии насыщенного пара при той же температуре (если парциальное давление пара не превышает 0,1 МПа); поэтому для расчетов энтальпии пара можно принимать непосредственно из паровых таблиц (см. табл. 1—25) при температуре до 100° С. Таким образом, подставляя в формулу (1—99) значения $I_{с.н}$ и I_n , получим энтальпию влажного воздуха:

$$I_{см} = 0,24t + \frac{d}{1000} (597 + 0,44t) \text{ ккал/кг с. в.},$$

или

$$I_{см} = 1,004t + \frac{d}{1000} (2500 + 1,842t) \text{ кДж/кг с. в.} \quad (1-106)$$

Если величину I_n , рассчитанную по формуле (1—105), сравнить со значениями, приведенными в табл. 1—25, то видно, что даже при $t = 100^\circ \text{C}$ расхождение составляет 1,9 ккал/кг (7,9 кДж/кг) или около 0,4%; при $t = 50^\circ \text{C}$ значения энтальпий получаются одинаковыми.

ТЕМПЕРАТУРА МОКРОГО ТЕРМОМЕТРА

В теории сушильного процесса одним из параметров, характеризующих состояние влажного воздуха, принимается так называемая температура мокрого термометра.

Если при испарении воды в воздух будут соблюдены адиабатные условия, т. е. испарение будет происходить только за счет теплоты воздуха, то в процессе испарения температура воздуха будет снижаться; при полном насыщении воздуха влагой температура его будет равна температуре испаряющейся воды. Эту температуру называют температурой мокрого термометра.

Таким образом, температура мокрого термометра является термодинамическим параметром, характеризующим способность воздуха отдавать тепло для испарения воды до полного насыщения воздуха. Разность между температурой воздуха и температурой

мокрого термометра характеризует способность воздуха к поглощению влаги. Эту разность условно называют потенциалом сушки ϵ :

$$\epsilon = t_c - t_m, \quad (1-107)$$

где t_c — температура воздуха, или температура обычного (сухого) термометра;

t_m — температура мокрого термометра (адиабатного насыщения воздуха)

При полном насыщении воздуха ($\varphi = 100\%$) $t_c = t_m$ и $\epsilon = 0$.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ВЛАЖНОСТИ ВОЗДУХА

На измерении разности между температурой сухого термометра (фактическая температура воздуха) и температурой смоченного термометра основан так называемый психометрический способ определения влажности воздуха, который получил наибольшее распространение в сушильной технике.

Психрометр (рис. 1-48) состоит из двух термометров: обыкновенного (сухого) и смоченного. Шарик смоченного термометра непрерывно смачивается водой через кусочек материи (лучше всего батист), погруженной в стаканчик с водой. С поверхности материи на шарике испаряется вода. При этом шарик отдает тепло, за счет чего термометр показывает более низкую температуру, чем сухой термометр. Таким образом, смоченный термометр показывает температуру испаряющейся воды.

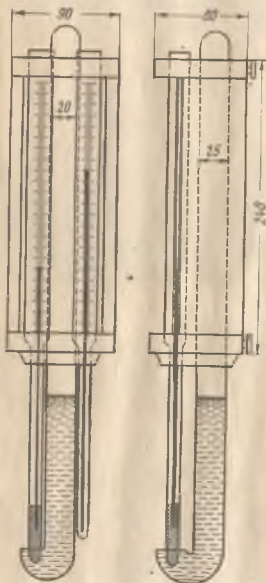


Рис. 1-48. Психрометр с неорганизованной циркуляцией воздуха.

Следует, однако, отметить, что температура смоченного термометра в психрометре несколько отличается (в сторону увеличения) от истинной температуры мокрого термометра, т. е. от температуры непарящейся воды при адиабатных условиях. Объясняется это тем, что шарик мокрого термометра передается некоторое количество тепла за счет излучения окружающих твердых предметов и через выступающий столбик ртути, который имеет температуру окружающего воздуха ($t_c > t_m$). Для уменьшения ошибки нужно: 1) защитить шарик от радиации; 2) обернуть батистом также и выступающий столбик ртути; 3) повысить скорость движения воздуха, что увеличивает скорость испарения.

Как показывают экспериментальные данные, при скорости воздуха 1,5—2 м/с и температуре мокрого термометра $t_m > 20^\circ\text{C}$ ошибка составляет около 1% от психометрической разности и ею можно пренебречь.

Для точных расчетов А. В. Лыков рекомендует пользоваться диаграммой, построенной по экспериментальным данным (рис. 1-49); на этой диаграмме

можно найти значение ошибки при различных показаниях мокрого термометра (от -30 до 93°C) и разной скорости воздуха (0—10, 12 м/с). Истинная температура мокрого термометра

$$t_m = t'_m - \frac{\Delta(t_c - t'_m)}{100}, \quad (1-108)$$

где t'_m — показания смоченного термометра в психрометре;

Δ — ошибка в процентах от измеренной психометрической разности ($t_c - t'_m$).

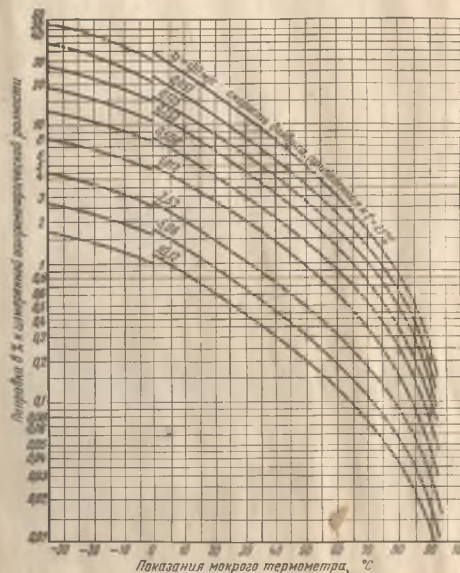


Рис. 1-49. График для определения ошибки при измерении относительной влажности воздуха психрометром.



Рис. 1-50. Психрометр с принудительной циркуляцией воздуха.

При скорости воздуха более 4 м/с поправку на ошибку можно не вносить. Поэтому показания смоченного термометра в психрометре с принудительной циркуляцией воздуха (рис. 1-50) близки к истинной температуре мокрого термометра. В этом психрометре термометры заключены в металлические трубки, через которые продувается воздух со значительной скоростью при

помощи вентилятора, получающего движение от пружинного двигателя или электромоторчика. Исправность психрометра проверяется по продолжительности одного полного завода пружины вентилятора. Это время (80—90 с) указано в паспорте прибора. Наблюдение производится через окошко в кожухе по отметке на барабане. Для смачивания батиста, надеваемого на мокрый термометр, имеется специальная пипетка, наполняемая для этого водой на 0,7 своей длины.

Зная психрометрическую разность ($t_c - t_m$), можно определить влажность воздуха. Расчет производится по так называемой психрометрической формуле, которая получается из уравнения баланса тепла для шарика мокрого термометра: количество тепла q_1 , переданное от воздуха шарiku при стационарном состоянии и отсутствии потерь, должно быть равно количеству тепла q_2 , расходуемому шариком на испарение влаги с поверхности материи:

$$q_1 = q_2. \quad (I-109)$$

По известному уравнению теплоотдачи (в Вт/м²)

$$q_1 = \alpha (t_c - t_m).$$

Вводя понятие интенсивности испарения q_m [(количество влаги, отданное с единицы поверхности в единицу времени — кг/(м²·с)], будем иметь:

$$q_2 = q_m r, \quad (I-110)$$

где r — удельная теплота испарения, Дж/кг.

Подставляя значения q_1 и q_2 в формулу (I-109), получим:

$$\alpha (t_c - t_m) = q_m r.$$

Из этой формулы можно установить связь между t_m и t_c :

$$t_m = t_c - \frac{q_m r}{\alpha}. \quad (I-111)$$

Интенсивность испарения q_m приблизительно может быть определена по формуле Дальтона, как для испарения воды со свободной поверхности:

$$q_m = a_m \Delta p \frac{760}{B}, \quad (I-112)$$

где a_m — коэффициент испарения (вагообмена);

B — барометрическое давление;

Δp — разность парциальных давлений пара у поверхности воды и в окружающем воздухе.

Для данного случая

$$\Delta p = p_m - p_n,$$

где p_m — давление насыщенного пара при температуре мокрого термометра t_m ;

p_n — давление пара в окружающем воздухе.

Уравнение баланса тепла может быть написано в таком виде:

$$\alpha (t_c - t_m) = a_m (p_m - p_n) \frac{760}{B} r.$$

Отсюда

$$p_m - p_n = \frac{\alpha}{a_m \cdot 760 r} B (t_c - t_m).$$

Обозначим

$$\frac{\alpha}{a_m \cdot 760 r} = A,$$

где A — называется психрометрическим коэффициентом; для невысоких температур и при хорошей аспирации психрометра $A = 6,6 \cdot 10^{-4}$. Тогда

$$p_n = p_m - AB (t_c - t_m). \quad (I-113)$$

Отсюда получаем выражение для влажности воздуха:

$$\varphi = \frac{p_n}{p_n},$$

где p_n — давление насыщенного пара при температуре воздуха, т. е. при температуре сухого термометра t_c .

Подставив значение p_n из формулы (I-113) в уравнение для φ , получаем рассчитанную психрометрическую формулу:

$$\varphi = \frac{p_m}{p_n} - \frac{AB}{p_n} (t_c - t_m), \quad (I-114)$$

где p_m — давление насыщенного пара при t_m .

Психрометрический коэффициент A зависит от коэффициентов теплоотдачи и испарения, которые в свою очередь зависят от скорости воздуха v , поэтому $A = f(v)$.

При скорости воздуха $v \geq 0,5$ м/с коэффициент A можно определить по эмпирической формуле:

$$A = \left(65 + \frac{6,75}{v} \right) 10^{-5}. \quad (I-115)$$

По формулам (I-114) и (I-115) составлены таблицы и номограммы для практического пользования, в которых влажность воздуха является функцией температуры воздуха (т. е. показаний сухого термометра t_c) и психрометрической разности ($t_c - t_m$) при определенных скоростях воздуха (см. приложение).

I — d-ДИАГРАММА ВЛАЖНОГО ВОЗДУХА

Состояние влажного воздуха характеризуется тремя любыми термодинамическими параметрами, которые наряду со скоростью воздуха определяют режим сушки.

В сушильной технике влажный воздух характеризуется следующими параметрами:

- 1) t_c — температура по сухому термометру, °С;
- 2) φ — относительная влажность, %;
- 3) B — барометрическое давление, мм рт. ст., или Па, или бары.

Вместо относительной влажности часто вводится потенциал сушки ϵ . Все остальные параметры влажного воздуха могут быть рассчитаны по приведенным выше формулам. Как изменяется состояние влажного воздуха при изменении какого-либо из его параметров, можно видеть на I — d -диаграмме влажного воздуха (см. приложение).

Диаграмма влажного воздуха (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 М. Ю. Лурье; в последующие годы она была переработана и дополнена в сушильной лаборатории ВТИ имени Ф. Э. Дзержинского. 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.

Основные принципы построения I - d -диаграммы

Диаграмма построена для определенного барометрического давления ($B = 745$ мм рт. ст. $\approx 99,3$ кПа ≈ 1 бар).

1. На вертикальной оси ординат отложена энтальпия (ккал/кг с. в. или кДж/кг с. в.) в определенном масштабе.

2. Ось абсцисс расположена под углом 135° к оси ординат (для увеличения рабочей части поля диаграммы и удобства разворота кривых $\phi = \text{const}$); на ней откладывается влагосодержание d (г/кг с. в.) в определенном масштабе.

Таким образом, линии $I = \text{const}$ расположены параллельно оси абсцисс и образуют с осью ординат угол 135° ; линии $d = \text{const}$ расположены параллельно оси ординат, т. е. вертикальны. Для удобства отсчета влагосодержаний проведена горизонтальная линия — вспомогательная ось d (рис. 1-51).

3. Изотермы — линии постоянных температур ($t = \text{const}$), представляющие собой зависимость I от d при $t = \text{const}$, примерно параллельные прямые линии (в области невысоких температур) в координатах I - d , наклон которых тем больше, чем выше температура, что следует из уравнения (1-106):

$$I = c_{с.в} t + 597 \frac{d}{1000} + 0,44 \frac{d}{1000} t \text{ ккал/кг с. в. или} \\ I = 1,004t + 2,5d + 0,001842dt \text{ кДж/кг с. в.} \quad (1-116)$$

Из этого уравнения видно, что I является суммой трех величин, которые могут быть представлены графически в виде трех соответствующих отрезков, взятых в указанном на диаграмме масштабе. Для наглядности проследим построение характерных двух изотерм (см. рис. 1-51): $t = 0$ и $t_1 = \text{const}$.

а) Изотерма $t = 0$.

При $t = 0$ и $d = 0$ $I_0 = 0$ (на диаграмме начальная точка O).

При $t = 0$ и $d = d_1$ $I_1 = r \frac{d_1}{1000}$.

Чтобы графически показать I_1 , проводим линию $d_1 = \text{const}$ и на ней от линии $I = 0$ (точка a) откладываем в соответствующем

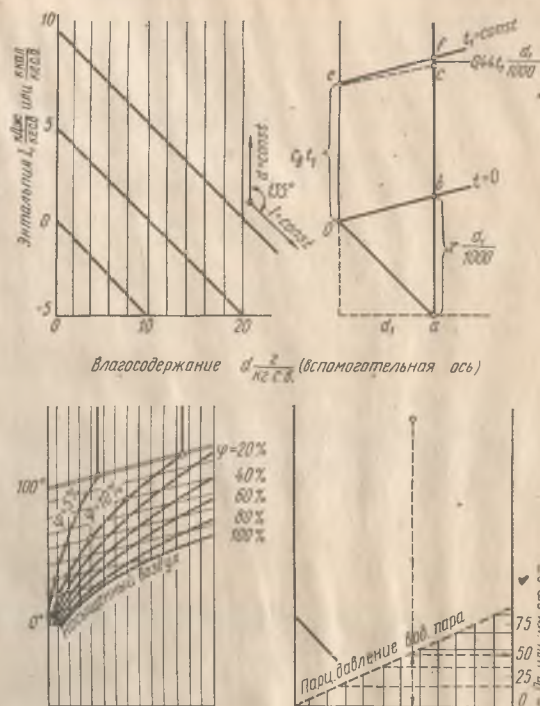


Рис. 1-51. Построение основных линий на I - d -диаграмме.

масштабе отрезок ab , равный $r \frac{d_1}{1000}$. Соединяя точки O и b , получим изотерму $t = 0$.

б) Изотерма $t_1 = \text{const}$.

При $t = t_1$ и $d = 0$ $I_0 = c_{с.в} t_1$ — на диаграмме отрезок oe , отложенный на линии $d = 0$ (ось ординат).

При $t = t_1$ и $d = d_1$

$$I_1 = c_{с.в} t_1 + r \frac{d_1}{1000} + 0,44 \frac{d_1}{1000} t_1.$$

Для графического изображения I_1 на линии $d_1 = \text{const}$ откладываем отрезок bc , равный $0e(c_{c,n} t_1)$ и отрезок cf , равный $0,44 \frac{d_1}{1000} t_1$.

Изотерма $t_1 = \text{const}$ пройдет через точки e и f .

Из основного уравнения и схем видно, что с увеличением t угол наклона изотерм несколько увеличивается за счет увеличения отрезка $cf(0,44 \frac{d_1}{1000} t_1)$, хотя и незначительно, так как величина

$0,44 \frac{d_1}{1000} t_1$ мала по сравнению с другими членами уравнения. Характерно, что I (кДж/кг с. в.), отложенные на оси ординат, по числовым значениям равны соответствующим отрезкам t ; действительно, при $d = 0$ $I_0 = c_{c,n} t_1 = 1,004 t_1$.

4. Линии постоянной относительной влажности $\phi = \text{const}$. Эти линии построены по формуле (1-92):

$$d = 622 \frac{p_n}{B - p_n} = 622 \frac{\phi p_n}{B - \phi p_n}$$

Из этой формулы видно, что при $\phi = \text{const}$ с увеличением d должно увеличиваться и p_n , т. е. t . Поэтому линии $\phi = \text{const}$, соединяющие точки, лежащие на пересечении соответствующих линий d и t , имеют вид пучка. Такой характер имеют линии $\phi = \text{const}$ до того, пока воздух будет иметь температуру, при которой давление пара равно барометрическому ($t_k = 99,4^\circ \text{C}$ при 745 мм рт. ст. или при 99,3 кПа). При температуре, превышающей $t_k = 99,4^\circ \text{C}$, линии $\phi = \text{const}$ изображаются прямыми линиями, почти параллельными оси ординат, т. е. линиями $d = \text{const}$ (см. рис. 1-51).

Действительно, из уравнения (1-87) видно, что до температуры $99,4^\circ \text{C}$ при повышении t при постоянном d , т. е. при постоянном p_n , ϕ уменьшается вследствие увеличения p_n (см. табл. 1-24).

Это видно и по $I-d$ -диаграмме, где при приближении к $t = 99,4^\circ \text{C}$ ϕ уменьшается. При $t > 99,4^\circ \text{C}$ смесь будет состоять только из пара и $\phi = \frac{p_n}{p}$ [см. формулу (1-89)]. Так как $I-d$ -диаграмма построена для $B = \text{const}$, то изменение t (при $p_n = \text{const}$) не сказывается на ϕ ; поэтому для определенного d (т. е. p_n) $\phi \approx \text{const}$.

5. Линия $\phi = 100\%$.

Эта линия делит площадь всей диаграммы на две части:

- верхняя часть относится к влажному воздуху, представляющему собой смесь сухого воздуха и насыщенного водяного пара;
- в нижней части насыщенный водяной пар частично конденсируется в воду.

* О построении линий $\phi = \text{const}$ для значений B , обусловленных зависимостью $p_n = f(t)$, см. далее.

Точка росы легко находится на диаграмме, как линия $t = \text{const}$, проходящая через точку пересечения соответствующей линии $d = \text{const}$ с линией $\phi = 100\%$. При дальнейшем охлаждении насыщенного воздуха происходит частичная конденсация водяного пара, вследствие чего влагосодержание воздуха снижается и процесс протекает по линии $\phi = 100\%$.

6. Линия парциальных давлений водяного пара.

Эта линия построена по уравнению:

$$p_n = B \frac{d}{622 + d} \quad (\text{обычно } d \ll 622 \text{ г/кг с. в.}).$$

Из уравнения видно, что указанная зависимость на диаграмме в координатах p_n-d будет иметь вид прямой линии. Чтобы найти парциальное давление пара при определенном влагосодержании воздуха d , следует спроектировать точку пересечения соответствующей линии $d = \text{const}$ с линией парциальных давлений пара на правую ось ординат, на которой в масштабе (на $I-d$ -диаграмме в приложении 1 мм = 0,095 кПа) находится соответствующее p_n .

Изменение состояния влажного воздуха в $I-d$ -диаграмме и построение линий $t_n = \text{const}$

После рассмотрения принципов построения отдельных линий на $I-d$ -диаграмме рассмотрим процессы изменения состояния влажного воздуха, которые наглядно представлены на $I-d$ -диаграмме. Из диаграммы видно, что при повышении температуры влажного воздуха при неизменном влагосодержании относительная влажность его снижается, т. е. повышается сушильная способность воздуха. Этот процесс изображен на диаграмме линиями $d = \text{const}$, которые называются поэтому линиями нагрева. На практике с этим процессом мы встречаемся при нагреве воздуха в калориферах (перед сушкой) или при промежуточном нагреве воздуха в сушильной камере.

При адиабатном испарении воды в некотором замкнутом объеме воздуха температура воздуха будет снижаться; однако, так как образующийся пар поглощается тем же объемом воздуха, то энтальпия I смеси, отнесенная к 1 кг сухого воздуха, не изменится. Этот идеальный процесс, который происходит только в сушилке без потерь (в так называемой теоретической сушилке), изобразится на $I-d$ -диаграмме линиями $I = \text{const}$, которые называются поэтому линиями испарения.

Следует иметь в виду, что энтальпия воздуха не изменится в процессе адиабатного испарения только в том случае, если температура испаряющейся воды, равная температуре мокрого термометра (t_m), будет равна 0. В противном случае энтальпия воздуха несколько увеличится за счет энтальпии испаряющейся жидкости. Действительно, после испарения U кг воды энтальпия влажного воздуха I_2 будет равна энтальпии воздуха до испарения I_1 плюс

энтальпия испарившейся жидкости, отнесенная так же, как и I , к 1 кг сухого воздуха:

$$I_2 = I_1 + \frac{U c_w t_m}{L}, \quad (I-117)$$

где L — количество сухого воздуха в кг, потребного для испарения U кг воды;
 c_w — удельная теплоемкость воды.

Из уравнения (I-117) видно, что если $t_m > 0$, то $I_2 > I_1$.

В процессе испарения влагосодержание воздуха d будет увеличиваться, и при полном насыщении ($\phi = 100\%$) влагосодержание воздуха, соответствующее t_m , будет d_m . Очевидно, прирост влагосодержания воздуха будет соответствовать количеству испарившейся воды:

$$\frac{U}{L} = \frac{d_m - d}{1000}.$$

Таким образом, если в процессе адиабатного испарения (при постоянной $t_m > 0$) конечная энтальпия воздуха будет I_2 , то начальная энтальпия будет несколько меньше (согласно формуле (I-117), т. е.

$$I_1 = I_2 - \frac{d_m - d}{1000} c_w t_m. \quad (I-118)$$

По уравнению (I-118) на I - d -диаграмме построены линии $t_m = \text{const}$. Для этого через какую-либо точку B на линии $\phi = 100\%$ (рис. I-52), соответствующую определенной t_m , проводится линия $I_2 = \text{const}$ до пересечения с осью ординат, т. е. с линией $d = 0$ (точка C). От точки C вниз откладывается отрезок CD , равный $\frac{d_m}{1000} c_w t_m$. По точке D можно определить величину I_1 .

Линия, соединяющая точки D и B , будет искомой линией $t_m = \text{const}$ *. Так как при $\phi = 100\%$ $t_m = t_c$, то, очевидно, что значение линии t_m соответствует значению изотермы $t_c = \text{const}$, проходящей через точку B .

Линии $t_m = \text{const}$ показаны на I - d -диаграмме пунктиром (см. приложение). Зная t и t_m можно на диаграмме найти соответствующее значение ϕ на линии $\phi = \text{const}$, проходящей через точку пересечения линий $t_c = \text{const}$ и $t_m = \text{const}$. Так, например, (см. рис. I-52) при $t_c = 40^\circ \text{C}$ и $t_m = 30^\circ \text{C}$ $\phi \approx 50\%$.

Пользуясь линиями t_c и t_m , можно на диаграмму нанести также линии постоянных потенциалов сушки: $\varepsilon = t_c - t_m = \text{const}$. Так,

* Если учесть, что состояние сухого воздуха в атмосферной сушилке изменяется неизобарно, то, как показал Д. М. Левин, в масштабах построения расчетных I - d -диаграмм можно принять, что линии $t_m = \text{const}$ проходят параллельно линиям $I = \text{const}$.

на рис. I-52 приведены линии $\varepsilon = 10^\circ \text{C}$ (по точкам A, A_1, A_2) и $\varepsilon = 50^\circ \text{C}$ (по точкам C_1, C_2). Линия $\varepsilon = 0$ является линией $\phi = 100\%$. Как указывают Г. К. Филоненко и П. Д. Лебедев, потенциал сушки наиболее полно характеризует сушильную способность воздуха; объясняется это тем, что потенциал сушки определяет скорость испарения воды в зависимости от совместного влияния температуры и влагосодержания воздуха. Поэтому авторы рекомендуют пользоваться диаграммой с нанесенными на ней линиями $\varepsilon = \text{const}$.

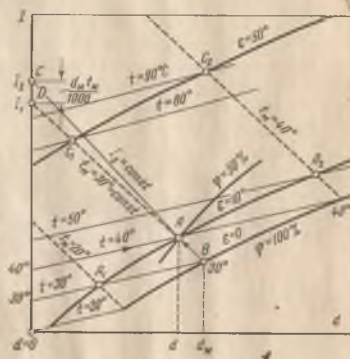


Рис. I-52. Построение линий $t_m = \text{const}$ и $\varepsilon = \text{const}$ на I - d -диаграмме.

Применение I - d -диаграммы при различных барометрических давлениях

Применяемые в настоящее время расчетные I - d -диаграммы составлены для средних барометрических давлений $B = 745$ мм рт. ст. = 99,3 кПа.

Нетрудно показать, что масса влаги, насыщающей 1 кг воздуха при одной и той же температуре, но при различном барометрическом давлении, будет различной. Так, воспользовавшись формулой (I-92)

$$d = 622 \frac{p_n}{B - p_n} = 622 \frac{\phi p_n}{B - \phi p_n},$$

можно получить влагосодержание при $\phi = 1$:

$$d_n = 622 \frac{p_n}{B - p_n}. \quad (I-119)$$

При $t = \text{const}$, $p_n = \text{const}$ и $d_n = f\left(\frac{1}{B}\right)$, т. е. на 1 кг сухого воздуха при разном давлении, приходится различное количество (масса)

пара. Из этого следует, что и относительная влажность воздуха зависит от барометрического давления.

В различных районах СССР наблюдаются различные барометрические давления, расхождения достигают около 80 мм рт. ст. При таких значительных отклонениях барометрического давления от 745 мм рт. ст. пользование расчетной $I-d$ -диаграммой может привести к заметным ошибкам. Иллюстрацией этого является табл. I-26, в которой приведены расчеты, произведенные Д. М. Левиным для трех различных барометрических давлений.

Таким образом, при значительных отклонениях от $B = 745$ мм рт. ст. необходимо ввести поправку на значения линий $\varphi = \text{const}$, проведенных на расчетной $I-d$ -диаграмме, или пользоваться универсальной $I-d$ -диаграммой для любого барометрического давления без линий $\varphi = \text{const}$ и линий $t_m = \text{const}$; величина d в этом случае определяется в зависимости от t_c и t_m по таблицам, составленным Д. М. Левиным.

На рис. I-53 показано расположение линий насыщенного воздуха $\varphi = 100\%$ для различных барометрических давлений. Как показал О. Кришер, линиями $\varphi = \text{const}$, построенными для какого-либо одного барометрического давления, можно пользоваться и

для других давлений, но с заменой числовых значений φ , указанных на диаграмме, на другие.

Формулу (I-92), по которой построены линии $\varphi = \text{const}$ на $I-d$ -диаграмме, можно представить в виде:

$$d = \frac{622}{\frac{B}{\varphi P_n} - 1}$$

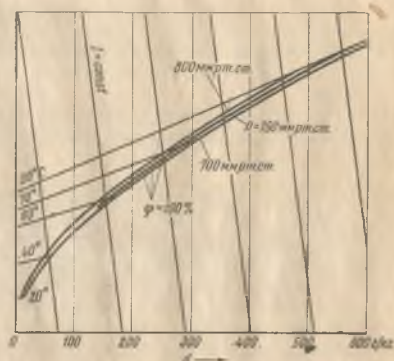


Рис. I-53. Расположение на $I-d$ -диаграмме линий насыщенного воздуха при различных барометрических давлениях.

ТАБЛИЦА I-26

Сравнительные показатели работы сушилок при различных барометрических давлениях

Показатели	Единицы измерения	Значения показателей		
		Астрахань	Чита	для общ. но по выч. из этого давления
Барометрическое давление B	мм рт. ст. кПа	768,5 102,4	698 93,0	745 99,3
Влагосодержание воздуха, поступающего в калорифер, $d_0=d_1$	г/кг с. в.	10,1	11,13	10,42
Влагосодержание воздуха при выходе из сушильной камеры d_2	г/кг с. в.	51,7	56,43	53,5
Энтальпия воздуха, поступающего в калорифер, I_0	{ ккал/кг с. в. кДж/кг с. в.	{ 10,9 45,6	{ 11,52 48,3	{ 11,09 46,4
Энтальпия воздуха при входе в сушильную камеру I_1	{ ккал/кг с. в. кДж/кг с. в.	{ 48,3 202,0	{ 51,23 214,2	{ 49,41 206,1
Температура воздуха при входе в сушильную камеру t_1	°C	165,0	182	174,1
Изменение влагосодержания воздуха в сушильной камере d_2-d_1	г/кг с. в.	41,6	45,3	43,08
Расход воздуха на испарение 1 кг влаги	кг/кг	24,1	22,1	23,2

Отсюда видно, что влажность воздуха, характеризуемая линиями $\varphi = \text{const}$, проведенными на диаграмме для различных давлений, будет определяться отношением $\frac{B}{\varphi}$, которое при $d = \text{const}$ и $t = \text{const}$ будет также постоянно: $\frac{B}{\varphi} = \text{const}$. Например, на расчетной $I-d$ -диаграмме для линии насыщенного воздуха $\varphi_{745} = 100\%$ отношение

$$\frac{B}{\varphi} = \frac{745}{100} = 7,45.$$

При давлении 700 мм рт. ст. эта линия будет соответствовать

$$\varphi_{700} = \frac{700}{7,45} \approx 94\%.$$

Таким образом, для различных давлений значения линий φ можно определить по формуле, представленной нами в следующем общем виде:

$$\varphi_B = \frac{B}{\frac{745}{\varphi_{745}}} = \varphi_{745} \frac{B}{745} \quad (\text{I-120})$$

или

$$\varphi_n = \varphi_{99,3} \frac{B}{99,3}$$

где

B — заданное барометрическое давление, мм рт. ст. или кПа;
 φ_{745} или $\varphi_{99,3}$ — значения линий φ на расчетной $I-d$ -диаграмме, построенной для давления 745 мм рт. ст. или 99,3 кПа.

Развитие $I-d$ -диаграммы влажного воздуха

В связи с общим прогрессом теории и техники сушки появились работы, направленные на развитие и совершенствование $I-d$ -диаграммы.

Одна из первых работ в этой области принадлежит И. В. Кречетову. Как было указано выше, в обычно применяемой $I-d$ -диаграмме линии $\varphi = \text{const}$ имеют перелом на изотерме $t = 99,4^\circ \text{C}$. Это обусловлено методом определения $\varphi = \frac{p_n}{p}$ с расчетом, что при $t > 99,4^\circ \text{C}$ и $B \approx 100 \text{ кПа}$ (1 ат) $p_n \approx 100 \text{ кПа} = \text{const}$.

Если принять, в соответствии с термодинамическими свойствами пара, что $p_n = f(t)$, то функция $\varphi = f(t)$ будет монотонной и при $t > 99,4^\circ \text{C}$ линии φ не будут иметь перелома. При обычных расчетах воздушных конвективных сушильных установок область линий $\varphi = \text{const}$ при $t > 99,4^\circ \text{C}$ не имеет большого применения; однако при высокотемпературной конвективной сушке и особенно при сушке в атмосфере перегретого пара с высокой температурой эта область имеет важное значение и метод построения линий φ играет здесь существенную роль.

И. В. Кречетов приводит следующий расчетный пример. Пусть $t_c = 160^\circ \text{C}$; при $d = 1000 \text{ г/кг}$ по обычной $I-d$ -диаграмме $\varphi \approx 62\%$, а при $d \rightarrow \infty$, т. е. когда сухой воздух в смеси будет отсутствовать ($p_{c,n} = 0$), $p_n = B$ и $\varphi = 100\%$. В действительности, при $t_c = 160^\circ \text{C}$ и $t_m = 99,4^\circ \text{C}$ значения φ будут ниже. Их нетрудно определить по следующим приближенным формулам: при $t = 90 + 250^\circ \text{C}$ $p_n = \left(\frac{t}{100}\right)^4$, где p_n — давление насыщенного пара в кгс/см². Из формулы

$$d = 622 \frac{p_n}{B - p_n} \quad p_n = \frac{Bd}{622 + d}$$

При

$$B = 1 \text{ ат} \quad p_n = \frac{d}{622 + d}$$

тогда

$$\varphi = \frac{p_n}{p} = \frac{d}{622 + d} \left(\frac{100}{t} \right)^4 \quad (1-121)$$

142

Для перегретого пара при отсутствии воздуха при $t > 99,4^\circ \text{C}$ и $p = 1 \text{ ат}$ наибольшее значение $\varphi_{\text{макс}} = \left(\frac{100}{t}\right)^4$. При $t_c = 160^\circ \text{C}$ и $d = 1000 \text{ г/кг}$

$$\varphi = \frac{1000}{622 + 1000} \left(\frac{100}{160} \right)^4 = 0,094, \text{ или } 9,4\%.$$

При сушке в атмосфере перегретого пара $\varphi \approx \left(\frac{100}{160}\right)^4 = 0,152$, или 15,2%.

Такие значения φ получаются и по $I-d$ -диаграмме, в которой линии $\varphi = \text{const}$ не имеют перелома (они могут быть построены по приближенному уравнению (1-121)).

В последующих работах французского исследователя А. Вильера по определению равновесной влажности древесины также говорится о возможности применения двух методов расчета φ при $t > 100^\circ \text{C}$.

Важное значение имеет увязка статического расчета по $I-d$ -диаграмме со свойствами конкретных материалов, подвергаемых сушке. В этом плане большое значение имеет нанесение на $I-d$ -диаграмму линий $u_p = \text{const}$ (изотерм десорбции), проведенное И. В. Кречетовым для древесины.

Интересные работы по развитию $I-x$ -диаграммы и использованию ее для разнообразных расчетов параметров влажного воздуха (кондиционирование, сушка, увлажнение и т. д.) проведены В. Хойслером (Высшая техническая школа в Карл-Маркс-Штадте)*. На его диаграмме для общего (барометрического) давления от 1 до 10 бар нанесена дополнительная шкала $\frac{\Delta i}{\Delta x}$. Вспомогательная номограмма (построена справа) дает возможность определить относительную влажность воздуха φ' для общего давления B' в указанных пределах 1—10 бар. Переход от φ при $B = 1 \text{ бар}$ к φ' производится по простому соотношению [см. формулу (1-120)]

$$\varphi' = \varphi \frac{B'}{B}$$

Характерно, что на диаграмме В. Хойслера, построенной для давлений B до 10 бар, линии $\varphi = \text{const}$ не имеют перелома при $t \approx 100^\circ \text{C}$, как это сделано в работе И. В. Кречетова.

Для удобства пользования Я. Салин (Отдел химической технологии Академии наук Финляндии) предложил модифицировать $I-x$ -диаграмму влажного воздуха, заменив однородную шкалу для влагосодержания x так называемой «проективно-пре-

* Häusler W, Lufttechnische Berechnungen im Mollier — i, x — Diagramm, Verlag T. Steinkopff, Dresden, 1969.

143

образованной x -шкалой)*. Этим устраняется недостаток диаграммы с однородной шкалой x , при которой в области относительно малых значений влагосодержаний (практически чаще всего используемых) шкала x слишком уплотнена, что затрудняет проведение расчетов с требуемой точностью; в области же мало используемой (т. е. в области больших значений x) шкала излишне растянута. Общий вид диаграммы Салина дан на рис. 1—54.

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

Вместе с тем следует указать пути дальнейшего развития диаграммы, что будет способствовать уточнению указанных расчетов. Диаграмма составлена, исходя из предположения, что материал отдает столько влаги, сколько может поглотить воздух с определенными параметрами. Между тем для многих материалов процесс сушки лимитируется внутренним переносом влаги и процесс протекает в период переменной — убывающей скорости. Естественно, что эти явления обусловлены свойствами материала и формами связи влаги в нем. Поэтому диаграмму влажного воздуха необходимо увязать: а) с гигроскопическими характеристиками материалов путем нанесения на диаграмму соответствующих изотерм десорбции (которые могут характеризовать процесс сушки при очень малой скорости влагоотдачи) или линий термодинамических характеристик влажных материалов (что даст более полное представление о свойствах материалов); б) с действительной скоростью процесса сушки определенных групп материалов, т. е. увязать графо-аналитический статический расчет с кинетикой процесса сушки.

Такая обобщенная диаграмма явится комплексной диаграммой влажного воздуха и влажного материала. Таким образом, важное значение имеет увязка расчета параметров воздуха в процессе

* Я. Салин. Модифицированная диаграмма влажного воздуха. ИФЖ, т. 16, № 1, 1969.

В основе «проективного преобразования» диаграммы лежит так называемый рациональный метод (по английски Stroud Convention, по немецки Rechnen mit Grössengleichungen); согласно этому методу при рассмотрении бинарной смеси двух веществ A и B величины их G_A и G_B , имеющие различные физические размерности U_A и U_B (например, кг сухого воздуха и кг пара), нельзя просто суммировать и представлять в виде величин «кг смеси», так как соотношение $\frac{G_A}{G_B}$ изменяется в процессе рассмотрения. В этом случае вводятся произведения (или отношения) соответствующих единиц измерения. Собственно говоря, такое отношение $\frac{U_B}{U_A}$ дает размерность влагосодержания x (кг пара/кг с. в.) так же, как, например, размерность приведенной энтальпии влажного воздуха I (ккал/кг с. в. или кДж/кг с. в.), которые были положены в основу Л. К. Рамзиным при создании диаграммы влажного воздуха.

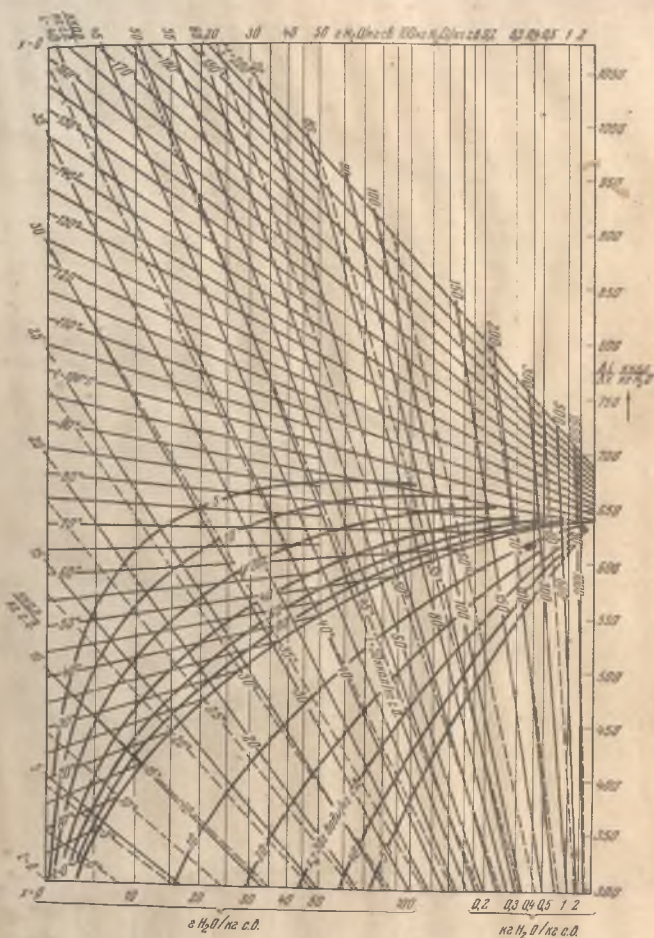


Рис. 1—54. Прсективно преобразованная $I-x$ -диаграмма Я. Салина.

сушки по I - d -диаграмме с кинетикой сушки конкретных материалов. Это может быть достигнуто сочетанием I - d -диаграммы воздуха с соответствующей I_m - u -диаграммой материала. Первые шаги в этом направлении были предприняты еще Гиршем.

Важные исследования в области увязки свойств высушиваемого материала и взаимодействующего с ним воздуха проведены венгерским ученым А. Эндрени, которым на I - x -диаграмму нанесены линии, характеризующие параметры материала.

В последнее время интересная работа была выполнена В. Мальтри (ГДР), который построил I_m - u -диаграмму влажного материала при исследовании процесса сушки. Аналогичная диаграмма для зерна пшеницы построена В. А. Цой, А. С. Васильевой и автором по приведенным выше теплофизическим характеристикам этого материала (рис. 1-55).

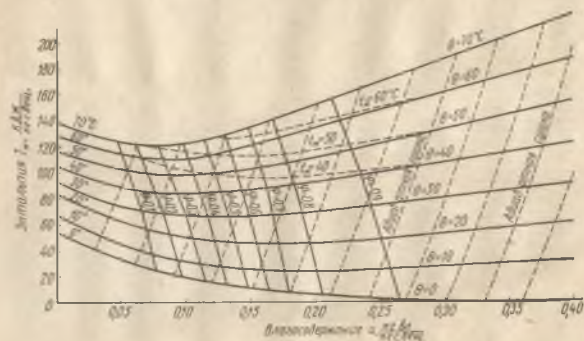


Рис. 1-55. I_m - u -диаграмма для зерна пшеницы.

— Удельная энтальпия влажного материала, отнесенная к 1 кг с. вещ.,

$$I_m = I_{с. \text{ вещ.}} + I_{вл} + \Delta r.$$

Удельная энтальпия сухих веществ (кДж/кг с. вещ.)

$$I_{с. \text{ вещ.}} = c_{с. \text{ вещ.}} \theta,$$

где $c_{с. \text{ вещ.}}$ — удельная теплоемкость сухого вещества; для пшеницы $c_{с. \text{ вещ.}} = 0,33 \text{ ккал/(кг} \cdot ^\circ\text{C)} = 1,383 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{K)}$.

Удельная приведенная энтальпия воды, отнесенная к 1 кг с. вещ. (кДж/кг с. вещ.)

$$I_{вл} = c_{вл} u \theta,$$

где $c_{вл}$ — удельная теплоемкость воды; $c_{вл} \approx 4,19 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{K)}$; u — влагосодержание пшеницы, кг влаги/кг с. вещ.

Приведенная энергия связи

$$\Delta r = \int_0^u \Delta F du,$$

где $\Delta F = -RT \ln \varphi$ — энергия связи;

$\varphi = \frac{p_u}{p_n}$ — относительная влажность воздуха над материалом, соответствующая его влагосодержанию u .

Если влажность материала (зерна пшеницы) больше гигроскопической, то энергия связи Δr 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 $\varphi = \frac{p_u}{p_n} = \text{const}$ 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 $p_u = f_1(\theta)$, то для каждого u имеет место однозначная зависимость $\varphi = f_2(\theta)_u$.

На диаграмме нанесены также кривые температур мокрого термометра $t_m = \text{const}$.

Зная относительную влажность воздуха, можно определить психрометрическую разность для любой температуры по соответствующим таблицам (см. приложение), т. е. можно определить значение t_m для соответствующей температуры θ . При влагосодержании, превышающем гигротермическое (для пшеницы $u_r \approx 0,28 \text{ кг/кг с. вещ.}$), 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

$$\left(\frac{\partial t}{\partial u} \right)_{ad} = r + c_p t = 2493 + 1,970 t \text{ кДж/кг влаги,}$$

основываясь на том, 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 пере-

менном 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 состояние материала.

В работах, проводимых в последние годы кафедрой «Процессы и аппараты химической технологии» МИХМа А. Н. Плановским, В. И. Муштаевым и др., значительное внимание уделяется термодинамическому анализу состояния и определению энергии связи влаги в объектах сушки. На основе этого анализа предложен метод изображения процесса взаимодействия влажного материала с газовой смесью в $I-x$ -диаграмме с учетом изменения параметров материала.

КРИТЕРИЙ ГУХМАНА

Критерий Гухмана G_u характеризует потенциальные возможности нагретого газа как сушильного агента. В этом смысле критерий G_u является параметрическим критерием, вводимым непосредственно на основании условия задачи о сушильной способности нагретого газа.

При сушке сублимацией температура газа может быть ниже нуля; поэтому, чтобы получить положительное значение критерия в соответствии с его физическим смыслом при любой температуре среды, ее значение берется по абсолютной шкале:

$$T = 273 + t_c$$

Критерий G_u был предложен Ф. М. Полонской в следующем виде:

$$G_u = \frac{t_c - t_m}{T_c} = \frac{(d_m - d_c)(r_0 - c_v t_m)}{1000 c_{sm}' T_c}, \quad (I-122)$$

где c_v — удельная теплоемкость влаги, а d выражено в г/кг с. в.

Выражение (I-122) может быть получено из уравнения (I-118):

$$I_2 - I_1 = \frac{d_m - d}{1000} c_{sm}' t_m \quad (I-123)$$

* См. часть вторую.

Для этого в последнее выражение подставим значения $I = c_{c,v} t + \frac{d}{1000}(r_0 + c_v t)$ и введем $c_{sm}' = c_{c,v} + \frac{d}{1000} c_v$ [формула (I-98)], т. е. подставим $I = c_{sm}' t + r_0 \frac{d}{1000}$.

Тогда, подставляя $d = d_c$, соответствующее t_c , получим выражение для разности энтальпий:

$$I_2 - I_1 = c_{sm}' t_m + r_0 \frac{d_m}{1000} - c_{sm}' t_c - r_0 \frac{d_c}{1000} = -c_{sm}' (t_m - t_c + r_0 \frac{d_m - d_c}{1000}), \quad (I-124)$$

Подставляя это выражение в формулу (I-123), получим:

$$c_{sm}' (t_m - t_c) + r_0 \frac{d_m - d_c}{1000} = \frac{d_m - d_c}{1000} c_v t_m. \quad (I-125)$$

Отсюда

$$r_0 \frac{d_m - d_c}{1000} - t_m \frac{d_m - d_c}{1000} = c_{sm}' (t_c - c_v t_m). \quad (I-126)$$

Следовательно,

$$c_{sm}' (t_c - t_m) = \frac{d_m - d_c}{1000} (r_0 - c_v t_m). \quad (I-127)$$

Тогда

$$t_c - t_m = \frac{(d_m - d_c)(r_0 - c_v t_m)}{1000 c_{sm}'}$$

Значение психрометрической разности $(t_c - t_m)$ подставляется в выражение для критерия Гухмана (I-122).

ПРОДУКТЫ СГОРАНИЯ ТОПЛИВА

В подавляющем большинстве случаев сушка пищевых продуктов осуществляется воздухом, который перед поступлением в камеру нагревается в паровых или огневых калориферах. В обоих случаях значительная доля тепла, выделяющегося при горении топлива, теряется с отходящими газами. При нагревании воздуха в огневых калориферах эта потеря имеет место в самом калорифере; при использовании паровых калориферов она снижает к. п. д. парового котла, питающего калорифер паром. Если учесть, что в энергетическом балансе этих установок потеря тепла с отходящими газами является наиболее крупной потерей, то становится понятным стремление избавиться именно от этой потери. Последнее возможно только при условии, если в сушильную камеру вместо воздуха пода-

вать продукты сгорания. При таких условиях, кроме повышения к. п. д. всей установки, конструкция ее значительно упрощается, так как отпадает надобность в дорогостоящих калориферах и уменьшается затрата электроэнергии из-за снижения сопротивления газового тракта.

Однако непосредственное использование продуктов сгорания топлива в качестве сушильного агента возможно только при условии, когда они достаточно очищены от золы и сажи, так как эти вещества могут снизить качество высушенного материала.

При сжигании топлива, содержавшего значительное количество серы, в газах присутствуют вредные сернистые соединения, что делает невозможным их непосредственное использование при сушке гигроскопических пищевых продуктов*.

Тепловой расчет газовых сушилок включает дополнительные задачи, которые не требуется решать при расчете сушилок, в которых в качестве сушильного агента используется воздух. К ним относится определение массы (веса) продуктов сгорания, их влагосодержания и энтальпии. Эти параметры состояния так же, как и масса (вес) продуктов сгорания, определяются качеством топлива, сжигаемого в топке, и условиями горения. Качество твердого и жидкого топлива характеризуется его элементарным составом

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

В этом выражении все члены левой части представляют собой массовое (весовое) процентное содержание в топливе углерода, водорода, кислорода, азота, серы, влаги и золы. Высшая рабочая теплота сгорания (теплотворность) таких топлив определяется по формуле Д. И. Менделеева:

$$Q_p^* = 81 C^p + 300 H^p - 26 (O^p - S^p) \text{ ккал/кг}, \quad (1-128)$$

или $Q_p^* = 419 \cdot 10^6 [81 C^p + 300 H^p - 26 (O^p - S^p)] \text{ МДж/кг}.$

Масса (вес) воздуха, теоретически необходимого для сжигания 1 кг топлива, рассчитывается по формуле:

$$g_a = \frac{2,67 C^p + 8 H^p + S^p - O^p}{23} \text{ кг/кг топлива}. \quad (1-129)$$

Во избежание потерь от неполноты сгорания процесс в топке ведут с некоторым избытком воздуха; поэтому масса (вес) воздуха, действительно поступающего в топку на 1 кг сжигаемого топлива, g_a , оказывается больше теоретически необходимого g_0 . Отношение $g_a/g_0 = \alpha$ называется коэффициентом избытка воздуха. Тогда масса

* В последнее время обращается также внимание на возможность содержания в продуктах сгорания топлива канцерогенных веществ (типа 3,4-бензпирена).

(вес) газообразных продуктов, получаемых при сгорании 1 кг топлива,

$$g_r = g_a + 1 - \frac{A^p}{100} = \alpha g_0 + 1 - \frac{A^p}{100}.$$

Влагосодержание этих продуктов сгорания можно определить, если рассчитать массу (вес) влаги $g_{вл}$, содержащейся в них:

$$g_{вл} = \frac{9 H^p + W^p}{100} + \frac{\alpha g_0 d_0}{1000} \text{ кг/кг топлива},$$

где d_0 — влагосодержание наружного воздуха, поступающего в топку.

Влагосодержание продуктов сгорания

$$d_r = \frac{1000 g_{вл}}{g_{с.г}} = \frac{90 H^p + 10 W^p + \alpha g_0 d_0}{\alpha g_0 + 1 - \frac{A^p}{100} - \frac{9 H^p + W^p}{100}} \text{ г/кг с. г.},$$

или

$$d_r = \frac{9000 H^p + 1000 W^p + 100 g_0 d_0}{100(\alpha g_0 + 1) - (A^p + 9 H^p + W^p)} \text{ г/кг с. г.} \quad (1-130)$$

Масса сухих газов

$$g_{с.г} = \alpha g_0 + 1 - \frac{A^p}{100} - \frac{9 H^p + W^p}{100}.$$

Для пользования этим выражением, кроме процентного содержания некоторых компонентов топлива (H^p , W^p , A^p), требуется еще знать коэффициент избытка воздуха.

Горение является химической реакцией, скорость и полнота которой зависят от температуры. Чем выше температура реагирующих веществ, тем горение происходит быстрее и полнее, т. е. топочное устройство получается более компактным, а к. п. д. его выше. Однако чрезмерное повышение температуры тоже недопустимо, так как оно может привести к плавлению золы и шлакообразованию, что может серьезно нарушить режим горения. Допустимой температурой горения в топках, питающих газом сушильные установки, можно считать 900—1000°С. При этих температурах горение происходит достаточно полно и быстро и зола большинства топлив не плавится. Однако газ с такой температурой не может быть направлен в камеру для сушки подавляющего большинства пищевых продуктов. Поэтому между топкой и сушильной камерой располагают устройство для очистки топочных газов от золы и сажи и смесительную камеру, куда, кроме топочных газов, подают наружный воздух для смешения с топочными газами. Количество этого воздуха должно быть таким, чтобы температура смеси соответствовала температуре t_c , которая определяется режимом сушки.

Изложенное показывает, что для расчета газовой сушилки должны быть известны два коэффициента избытка воздуха: один в топке α_t , обеспечивающий допустимую температуру в ней, а другой — в сушильной камере α . Эти коэффициенты должны иметь такие значения, чтобы температура смеси, поступающей в сушильную камеру, точно соответствовала любой заранее заданной температуре t_c .

При отсутствии прямой отдачи коэффициент избытка воздуха в топке α_t связан с температурой в топке таким выражением:

$$t_t = \frac{Q_p^* \eta_t}{(\alpha_t g_0 + 1) c_{p,г}} + t_0, \quad (I-131)$$

где η_t — к. п. д. топки, учитывающий потери от механической и химической неполноты сгорания, а также потери через стенки топки в окружающую среду; для топок, питающих газосушилки, η_t можно принять в пределах 0,85 — 0,95;

$c_{p,г}$ — средняя изобарная теплоемкость продуктов сгорания.

Низшая рабочая теплота сгорания (теплотворная способность) топлива

$$Q_p^* = Q_p^* - 6 (9 H^p + W^p) \text{ ккал/кг,}$$

или

$$Q_p^* = Q_p^* - 0,223 H^p - 0,025 W^p \text{ МДж/кг.}$$

Для расчета собственно сушилки знание коэффициента избытка воздуха α_t необязательно, требуется знать лишь коэффициент избытка воздуха в смеси α , поступающей в сушильную камеру. Исходя из тепловых балансов процессов горения в топке и смешения топочных газов в смесительной камере, можно получить следующее выражение для коэффициента избытка воздуха в смеси α :

$$\frac{Q_p^* \eta_t + c_t t_t - \left(\frac{9 H^p + W^p}{100} \right) I_{п.г} - \left(1 - \frac{9 H^p + W^p + A^p}{100} \right) c_{с.г} t_r}{g_0 \left[\frac{d_0}{1000} (I_{п.г} - I_{п.о}) + c_{с.г} (t_r - t_0) \right]} \quad (I-132)$$

где c_t — теплоемкость топлива, которую можно принять равной 2,09 кДж/(кг·К) [0,5 ккал/(кг·°C)];

$I_{п.г}$ — 2500 + 1,842 t_r , кДж/кг = 597 + 0,44 t_r ккал/кг — энтальпия пара при температуре смеси, поступающей в сушильную камеру;

$c_{с.г}$ — теплоемкость сухой смеси газов, которую принимают аналогично теплоемкости воздуха: если температура этой смеси не выше 200 °C, то теплоемкость ее можно принимать равной 1,004 кДж/(кг·К) [0,24 ккал/(кг·°C)];

$I_{п.о}$ — энтальпия пара, содержащегося в атмосферном воздухе, при температуре t_0 .

После определения значения α легко рассчитать влагосодержание смеси, поступающей в камеру, d_r по приведенной выше формуле. Энтальпию смеси газов, поступающей в камеру, I_r определяют по формуле (ккал/кг с: г. или кДж/кг с: г.):

$$I_r = \frac{Q_p^* \eta_t + c_t t_t + \alpha g_0 t_0}{g_{с.г}}$$

Зная влагосодержание смеси газов d_r , энтальпию смеси газов I_r можно рассчитать также по известной формуле:

$$I_r = c_{с.г} t_r + \frac{d_r}{1000} I_{п.г} \approx 0,24 t_r + \frac{d_r}{1000} (597 + 0,44 t_r) \text{ ккал/кг с: г.,}$$

или

$$I_r \approx 1,004 t_r + \frac{d_r}{1000} (2500 + 1,842 t_r) \text{ кДж/кг с: г.}$$

Связь между влагосодержанием продуктов сгорания и парциальным давлением пара в них устанавливается известной формулой (I-91). В эту формулу вместо $\mu_{с.в}$ надо подставить μ_r .

Газовая постоянная продуктов сгорания

$$R_r = \frac{g_{CO_2} R_{CO_2} + g_{SO_2} R_{SO_2} + g_{O_2} R_{O_2} + g_{N_2} R_{N_2}}{\alpha g_0 + 1 - \left(\frac{A^p + 9 H^p + W^p}{100} \right)}. \quad (I-133)$$

Масса отдельных компонентов продуктов сгорания 1 кг топлива определяется по следующим формулам:

$$\begin{array}{llll} g_{CO_2} & g_{SO_2} & g_{O_2} & g_{N_2} \\ 3,67 \frac{C^p}{100} & 2 \frac{S^p}{100} & 0,23 (\alpha - 1) g_0 & 0,77 \alpha g_0 \end{array}$$

Изменение состояния газовой смеси в процессе сушки легко определяется по I - d -диаграмме так же, как и для воздуха.

ГЛАВА III

ВЗАИМОДЕЙСТВИЕ ВЛАЖНОГО МАТЕРИАЛА И ВОЗДУХА ДО ГИГРОТЕРМИЧЕСКОГО РАВНОВЕСНОГО СОСТОЯНИЯ (ОСНОВЫ СТАТИКИ ПРОЦЕССА СУШКИ)

Статика процесса сушки посвящена изучению взаимодействия влажных материалов с воздухом, в результате которого они стремятся к гигротермическому равновесному состоянию.

ИЗОТЕРМЫ СОРБЦИИ И ДЕСОРБЦИИ

Взаимодействие влажного материала с окружающим воздухом может происходить в двух направлениях:

а) если парциальное давление пара у поверхности материала p_m больше парциального давления пара в воздухе $p_n (p_m > p_n)$, то будет происходить процесс испарения (десорбция);

б) если $p_m < p_n$, то материал будет увлажняться за счет поглощения пара из окружающего воздуха (сорбция).

Через некоторое время, когда p_m и p_n станут равны, наступает состояние динамического равновесия. Влажность материала, соответствующая состоянию равновесия, называется равновесной влажностью W_p . Нетрудно видеть, что величина равновесной влажности зависит от парциального давления пара в воздухе p_n или, иначе говоря, от его влажности $\varphi = \frac{p_n}{p_n^*}$ (p_n^* — давление насыщенного пара при данной температуре).

Так как в состоянии равновесия $p_m = p_n$, то влажность воздуха в таком состоянии равна относительной упругости пара у поверхности материала $\frac{p_m}{p_n^*}$.

Равновесная влажность обычно исследуется тензиметрическим (статическим) методом. Для этого образец материала определенной влажности помещают в стаканчик, находящийся в эксикаторе с раствором серной кислоты известной концентрации или с насыщенным раствором некоторых солей. Образец материала в стаканчике периодически взвешивают, пока его вес не станет постоянным; это свидетельствует о достижении состояния равновесия, которому соответствует определенная равновесная влажность материала.

Каждой определенной концентрации серной кислоты соответствует определенная влажность воздуха φ . Повторяя опыт при различных концентрациях серной кислоты, т. е. помещая материал в атмосферу воздуха с различной влажностью φ , можно в результате эксперимента получить зависимость:

$$W_p = f(\varphi).$$

Если вся серия опытов проводится при одной и той же температуре материала, равной температуре окружающего воздуха, то график, построенный в координатах φ и W_p , называют изотермой.

На рис. 1—56 приведена изотерма сорбции сухаря. На оси ординат отложена $\varphi = \frac{p_n}{p_n^*}$, на оси абсцисс — W_p ; для точек, лежащих на изотерме, $p_m = p_n$.

Если от какой-либо точки на изотерме увеличить φ , т. е. создать условия, при которых $p_m > p_n$, то произойдет увлажнение (сорбция); если φ уменьшить (т. е. $p_m < p_n$), то произойдет испарение (десорбция).

Если состояние равновесия между p_m и p_n достигнуто в результате испарения воды из материала, то кривая, характеризующая эту зависимость, называется изотермой десорбции (обезвоживания). Если кривая получена в результате увлажнения материала, то она называется изотермой сорбции*. На рис. 1—57 приведены изотермы сорбции и десорбции крахмала, причем на оси ординат отложена величина p_n .

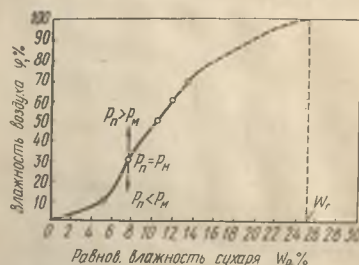


Рис. 1—56. Изотерма сорбции сухаря.

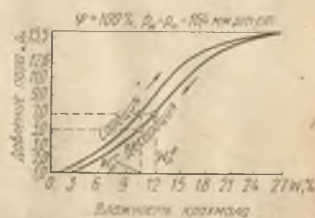


Рис. 1—57. Изотермы сорбции и десорбции крахмала.

Из графика видно, что изотермы сорбции и десорбции не совпадают (за исключением крайних точек $\varphi = 0$ и $\varphi = 1$) и наблюдается явление сорбционного гистерезиса. Фигура, образованная обеими линиями (сорбции и десорбции), называется петлей гистерезиса. Гистерезис свидетельствует о том, что если материал после сушки снова увлажнять, то для получения той же равновесной влажности нужно создать более высокую влажность воздуха, т. е. при той же равновесной влажности φ сорбции $> \varphi$ десорбции.

Рациональная теория сорбционного гистерезиса до сих пор не разработана. По Дюгему длительность взаимодействия влажного материала с воздухом до гигротермического равновесного состояния чрезвычайно велика; поэтому наблюдаемое в опытах равновесие не является истинным. Так, например, для коллоидных тел этот процесс длится несколько месяцев и более. Отсюда делается вывод, что зафиксированная в опытах равновесная влажность сорбции меньше истинной, а равновесная влажность десорбции больше истинной.

В первом приближении полагают, что причиной сорбционного гистерезиса капиллярно-пористых тел является наличие в них воз-

* Выше были приведены данные об использовании изотерм сорбции и десорбции для анализа состояния влаги и энергии связи в некоторых материалах.

духа, который попадает в капилляры тела при удалении капиллярной влаги в процессе сушки и адсорбируется на стенках капилляров. При последующем увлажнении происходит неполное смачивание ($\cos \theta < 1$, где θ — краевой угол), и, чтобы преодолеть сопротивление воздуха, необходимо увеличить парциальное давление пара, т. е. φ .

Если петля гистерезиса имеет резко выраженный характер, то явление гистерезиса может иметь некоторое практическое значение. Так, из графика видно, что одной и той же φ воздуха соответствует $W_p^c < W_p^d$ (W_p^c — равновесная влажность сорбции, W_p^d — равновесная влажность десорбции). Поэтому материалы, предназначенные для длительного хранения, можно сушить до меньшей W_p^c , соответствующей φ воздуха склада, без опасения, что они увеличат свою влажность за счет сорбции пара из окружающей среды.

Явление сорбционного гистерезиса зерновых продуктов изучалось рядом исследователей. Некоторые авторы (Андерсон, Найт и Лармур и др.) установили, что у целого зерна гистерезис выражен более резко, чем у муки; это дало основание предположить, что гистерезис зависит от структуры материала. Пирс и Смит установили, что на «гладкой» поверхности, лишенной капиллярной структуры, гистерезис не обнаруживается. Несомненно, что время достижения равновесия зависит от структуры (дисперсности) материала.

В табл. 1—27 приведены данные Брисса о сорбционном гистерезисе зерна необрушенного риса.

ТАБЛИЦА 1—27

Равновесная влажность зерна необрушенного риса

Относительная влажность φ , %	Равновесная влажность, %			Относительная влажность φ , %	Равновесная влажность, %		
	при сорбции W_p^c	при десорбции W_p^d	величина гистерезиса ΔW_p		при сорбции W_p^c	при десорбции W_p^d	величина гистерезиса ΔW_p
10	3,9	4,6	0,7	60	10,4	12,2	1,8
20	5,3	6,5	1,2	70	11,8	13,4	1,6
30	6,8	7,9	1,1	80	13,6	14,8	1,2
40	7,9	9,4	1,5	90	16,6	16,7	0,1
50	9,2	10,8	1,6				

Как видно, большее значение ΔW_p имеет место в области $\varphi = 50 \div 70\%$.

В последнее время для определения равновесной влажности материалов применяют так называемый «динамический» метод, при

котором образец материала пронизывается потоком воздуха с определенной влажностью. В этих условиях состояние равновесия достигается значительно быстрее, чем при статическом методе.

Наиболее достоверные данные достигаются при определении равновесной влажности в вакуумной сорбционной установке с использованием весов Мак-Бэна-Бакра; применение вакуума целесообразно для изучения статки сушки материалов, склонных к окислению. Следует отметить, что значение равновесной влажности W_p , полученное в лабораторных условиях при постоянных параметрах окружающей среды, может отличаться от действительных значений W_p в рабочей камере сушильных установок в условиях переменного режима.

Значительный интерес представил бы аналитический метод получения уравнений изотерм сорбции или десорбции. Однако, в связи с тем что влага в материале находится в различных формах (видах) связи, получить теоретически общее уравнение изотерм представляет значительные трудности. Такая работа была проделана Я. М. Минювичем, который сделал попытку вывести уравнение изотермы капиллярно-пористого тела. Мы уже сообщали, что С. Брунауэр и другие получили уравнения изотерм сорбции для различных механизмов процесса сорбции. Однако в эти уравнения входят некоторые величины, которые надо определить экспериментально. Поэтому большинство авторов получает эмпирические уравнения изотерм сорбции различных материалов путем обработки опытных данных. Такие формулы получены, например, для зерновых продуктов Г. А. Егоровым, для макаронных изделий И. М. Савиной*, для солода (в интервале $\varphi = 3 \div 85\%$) В. И. Поповым:

$$\varphi = 100 \exp(-7e^{-13W_p}).$$

Г. А. Егоров, исходя из гипотезы о вероятностном характере адсорбционного взаимодействия, рассматривает сорбционное взаимодействие зерна с влагой как случайный процесс; при этом уравнение изотермы сорбции зерна формально аналогично уравнению нормального закона:

$$1 - \frac{p_n}{p_n} = K_1 \exp(-K_2 W_p^c).$$

Обработка опытных данных дала следующую эмпирическую формулу:

$$W_p^c = K_1 + K_2 \lg \left(\frac{1}{1 - \frac{p_n}{p_n}} \right)^{1/2}, \quad (1--134)$$

где K_1 и K_2 — постоянные, зависящие от условий взаимодействия зерна с влагой, обусловленных формами связи влаги с сухим веществом материала;

* См. стр. 78.

$\frac{p_n}{p_n} = \varphi$ — относительное давление пара в воздухе, или относительная влажность.

Графическая зависимость $W^c = f \left[\lg \left(\frac{1}{1 - \frac{p_n}{p_n}} \right) \right]$

(рис. 1—58) свидетельствует о наличии трех характерных зон (участков), в которых K_1 и K_2 приобретают различные значения:

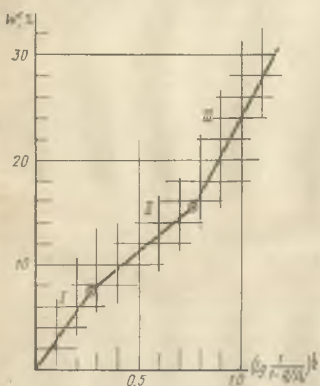


Рис. 1—58. Зависимость $W^c = f \left[\lg \left(\frac{1}{1 - \frac{p_n}{p_n}} \right) \right]$ для зерна.

I зона — зона мономолекулярной адсорбции в пределах

$$W_p^c \approx 0 \div 8 \% \quad \left(0 < \frac{p_n}{p_n} < 0,1 \right) : K_1 = 0; K_2 = 29,5;$$

II зона — ее верхняя граница соответствует началу интенсивного развития структурных изменений в зерновке

$$W_p^c = 8 \div 15,5 \% \quad \left(0,1 < \frac{p_n}{p_n} < 0,8 \right) : K_1 = 2,7; K_2 = 19,5;$$

III зона — $W_p^c > 15,5 \% \quad \left(0,8 < \frac{p_n}{p_n} < 1,0 \right) : K_1 = 4,5; K_2 = 30,5.$

Экспериментально определить равновесную влажность, соответствующую $\varphi = 1$ (ее называют гигроскопической влажностью W_r), трудно, так как уже при $\varphi = 0,7$ зерно поражается плесневыми грибами. Расчет по формуле для III зоны получено значение $W_r = 38,5\%$.

Г. К. Филоненко получил эмпирическую формулу такого вида:

$$W_r = \left(\frac{B}{b} \right)^{1/n} \left[\frac{\varphi}{\frac{100}{b} - \varphi} \right]^{1/n} \quad (1-135)$$

где B , b и n — константы, а φ — выражена в %.

Для некоторых материалов значения констант и гигроскопическая влажность W_r (при $\varphi = 100\%$) приведены в табл. 1—28.

ТАБЛИЦА 1—28

Коэффициенты B , b и n для кривых равновесной влажности

Материал	B	b	n	$\left(\frac{B}{b} \right)^{1/n}$	$\frac{100}{b}$	$\frac{1}{n}$	W_r
Треста конопляная	93	0,74	2	11,2	135	0,5	19,0
Шерсть	205	0,75	2	16,5	133	0,5	28,7
Кожа дубленая	300	0,75	2	20	133	0,5	34,8
Шелк натуральный	730	1	3	9,0	100	0,33	—
Хлопок-сырец	45	1	2	6,7	100	0,5	—
Дерево	81	1	2	9	100	0,5	—
Силикагель	66,6	—1,82	1	36,6	55	1	23,6
Вата гигроскопическая	55	—1	1	55	100	1	27,5
Табак	275	1	2	16,6	100	0,5	—

Новые исследования равновесной влажности пищевых продуктов проведены Г. К. Филоненко и его учениками на специально созданной экспериментальной установке, позволяющей определить W_p в потоке воздуха заданных параметров в течение 8—12 ч.

Г. К. Филоненко предлагает определять содержание адсорбционно связанной влаги мономолекулярного слоя продукта по точке W_0 (рис. 1—59), отсекаемой на оси абсцисс прямой, являющейся продолжением прямолинейного участка изотермы. По количеству влаги мономолекулярного слоя обычно рассчитывается удельная поверхность сорбента по воде. Точка W_m должна соответствовать полимолекулярным слоям

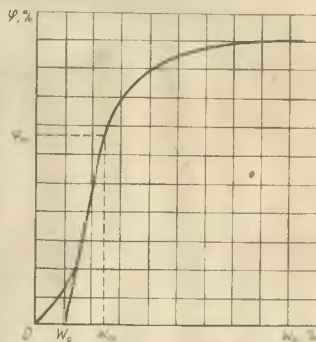


Рис. 1—59. Условная изотерма (по Г. К. Филоненко).

адсорбционно связанной влаги; далее располагается область капиллярной влаги, осмотически удержанной влаги и влаги смачивания. В этой области наблюдается значительный разброс экспериментальных точек и определение максимальной влажности W_r , соответствующей $\varphi = 100\%$, весьма затруднительно.

Очевидно, в связи с тем что во влажных продуктах находится не чистая вода, а раствор различных веществ (солей, кислот и т. п.), давление пара над продуктом ниже, чем над чистой водой; поэтому экспериментальные изотермы не пересекают линии $\varphi = 100\%$, а точка W_r находится путем экстраполяции. Следует отметить, однако, что такой метод является весьма неточным.

Для прямолинейного участка изотермы от W_0 до W_m предложено уравнение:

$$W_{pII} = \frac{a + \varphi}{K} \quad (1-136)$$

где коэффициент K характеризует зависимость W_r от температуры t ; например, для картофельных крекеров $K = 4,75 + 0,00075 t^2$.

Для участка от W_m и выше предложено уравнение:

$$W_{pII} = \frac{B(\varphi - \varphi_m)}{b - (\varphi - \varphi_m)} + W_m \quad (1-137)$$

где коэффициент B и влажность W_m зависят от температуры; так, для крекеров $B = 13,4 - 0,00122 t^2$; $W_m = 18,8 - 0,135 t$.

В табл. I-29 приведены значения коэффициентов a , K , B , b и влажности W_m , соответствующей φ_m для ряда продуктов.

ТАБЛИЦА I-29
Значения коэффициентов в формулах (I-136) и (I-137), описывающих изотермы десорбции некоторых пищевых продуктов

Продукт	Температура	W _{pII} на участке до φ_m		W _{pII} на участке $\varphi_m - \varphi_{\max}$		φ_m	W_m
		a	K	B	b		
Кизил	293	40	50	1,9	60	45	1,75
Косточки абрикосовые	293	30	10	6	48	45	10,4
Семена перца	303	20	6,95	8,40	58	55	10,8
Горошек	298	25	7	7,40	51	55	11,4
Морковь	293	5	8,20	17	80	35	9,5
Хурма	303	20	7,20	17	70	35	7,7
Свекла столовая	293	40	6,90	9	47	50	13,0
Картофельные крекеры с добавкой крахмала и специй	293	15	4,78	12,92	51	65	16,1
Абрикосы	293	17,5	3,55	22	75	40	16,2
Яблоки	293	32	8,50	17,60	75	30	7,2
Слива	293	13	3,77	20	75	30	12,8

РАВНОВЕСНАЯ И ГИГРОСКОПИЧЕСКАЯ ВЛАЖНОСТЬ

Резюмируя изложенное, можно прийти к выводу, что равновесная влажность пищевых продуктов W_r при неизменном значении φ зависит главным образом от их химического состава и отчасти от состояния, в котором продукты находятся. Для большинства материалов (продуктов) с повышением температуры W_r уменьшается; наибольшее влияние температура воздуха оказывает на W_r при большей влажности материала, соответствующей φ от 0,8 до 1,0.

А. Е. Пасс и Л. И. Слепченко предложили расчетный метод определения W_r при различных температурах воздуха t_i (или материала θ , так как в состоянии равновесия $\theta = t$) на основании экспериментально установленной зависимости $W_r = f(\varphi)$ для какой-либо температуры t . На основании анализа изотерм сорбции некоторых гигроскопических материалов (зерновые культуры, древесина) авторы показали, что W_r зависит от разности Δt_r между любой температурой t и температурой точки росы t_r ; причем, эта разность Δt_r остается почти неизменной при различных температурах t , т. е. изменение t_r (при той же φ) соответствует изменению t (табл. I-30).

ТАБЛИЦА I-30

Связь между Δt_r и t при различной φ воздуха (соответствующей W_r продукта)

Параметры продукта и воздуха	$t = 0^{\circ}\text{C}$					$t = 20^{\circ}\text{C}$					$t = 30^{\circ}\text{C}$				
Пшеница															
$W_p, \%$	10	12	15	18	10	12	15	18	10	12	15	18	10	12	15
$\varphi, \%$	30	47	69	84	36	50	73	87	39	54	76	89	41	56	78
$t_p, ^{\circ}\text{C}$	-15,5	-9,5	-4,5	-2,5	4,5	9,5	15	17,6	14,5	20	25,4	28	17,6	22,5	27,6
$\Delta t_p, ^{\circ}\text{C}$	15,5	9,5	4,5	2,5	15,5	10,5	5	2,4	15,5	10	4,6	2	15,5	10	4,6
Рис-сырец															
$W_p, \%$	8	10	13	15	8	10	13	15	8	10	13	15	8	10	13
$\varphi, \%$	20	38	72	90	22	37	64	79	27	41	69	82	27	41	69
$t_p, ^{\circ}\text{C}$	-21	-14,5	-4,5	-1,5	-2	4,5	13	16,3	8	15,3	23,7	26,6	8	15,3	23,7
$\Delta t_p, ^{\circ}\text{C}$	21	14,5	4,5	1,5	22	15,5	7	3,7	22	14,7	6,3	3,4	22	14,7	6,3
Кукуруза															
$W_p, \%$	10	13	15	18	10	13	15	18	10	13	15	18	10	13	15
$\varphi, \%$	24	52	67	81	34	59	70	84	39	64	76	89	41	69	82
$t_p, ^{\circ}\text{C}$	-18	-9	-5,5	-3	4	11,2	14,5	17,3	14,5	22,5	25,4	28	14,5	22,5	25,4
$\Delta t_p, ^{\circ}\text{C}$	18	9	5,5	3	16	8,8	5,5	2,7	15,5	7,5	4,6	2	15,5	7,5	4,6
Соя															
$W_p, \%$	6	8	10	14	6	8	10	14	6	8	10	14	6	8	10
$\varphi, \%$	22	42	60	74	25	49	64	76	32	55	67	88	32	55	67
$t_p, ^{\circ}\text{C}$	-19	-11,7	-6,5	-4	0,5	9	13	15,5	10,5	19,3	22,4	27,3	10,5	19,3	22,4
$\Delta t_p, ^{\circ}\text{C}$	19	11,7	6,5	4	19,5	11,0	7	4,5	19,5	10,7	7,6	2,7	19,5	10,7	7,6

Указанную закономерность можно наглядно проследить по $I-d$ -диаграмме. Как было указано, для многих продуктов величина W_p с повышением температуры воздуха (при той же φ) уменьшается, или, иначе говоря, той же W_p продукта при повышении t соответствует большее значение φ воздуха.

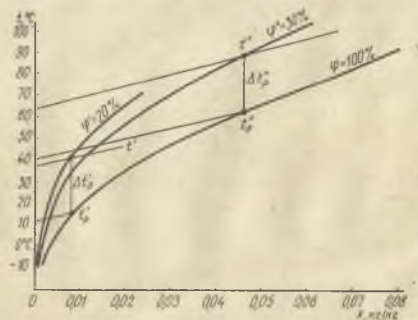


Рис. 1-60. Разность Δt_p в $I-d$ -диаграмме.

На рис. 1-60 нами схематично показана указанная зависимость: $t'' > t'$; $\varphi'' > \varphi'$; $t_p > t'_p$, однако, $\Delta t_p \approx \Delta t'_p$.

Таким образом, получив экспериментально зависимость $W_p = f(\varphi)$, при какой-либо температуре t' , можно, пользуясь табл. 1-30 и 1-31, найти зависимость $W_p = f_1(\Delta t_p)$; затем, задаваясь требуемой температурой t'' , можно рассчитать соответствующие значения $t'_p = t'' - \Delta t_p$ и по тем же таблицам получить зависимость $W_p = f_2(\varphi)_{t'}$.

ТАБЛИЦА 1-31

Значение φ при различных значениях t_p , соответствующих определенной величине t

$t, ^\circ\text{C}$	Значение $\varphi, \%$ при Δt_p													
	1	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20	22	24	26
-40														
-30	90,2	82,4	66,7	54,9	45,0	37,3	30,5	24,5	19,6	15,7	11,8	9,4	7,7	3,6
-20	92,0	84,0	68,0	58,5	48,8	40,8	33,6	27,2	22,4	18,4	15,2	12,4	10,0	4,8
-10	92,4	84,8	72,5	61,6	51,8	43,8	36,7	31,6	25,5	21,4	17,8	16,1	12,0	6,7
0	93,0	86,3	74,0	64,0	54,6	46,8	39,9	33,9	28,8	24,2	20,5	17,5	14,4	8,3
10	93,5	87,0	76,5	66,0	56,8	49,7	42,8	36,9	31,7	27,1	23,2	19,7	16,8	10,1
20	94,0	88,0	77,5	68,5	59,8	52,5	45,7	40,2	34,6	29,9	26,1	22,5	18,1	12,4
30	94,5	89,1	79,0	70,5	62,5	55,0	48,5	42,8	37,8	32,9	29,5	25,2	22,0	14,4
40	95,0	90,0	80,5	72,5	64,5	57,6	51,5	45,7	40,5	36,0	31,8	28,0	24,7	16,7

Естественно, что указанная закономерность имеет место в определенном диапазоне температур t . Так, например, А. Е. Пасс и Л. И. Слепченко установили, что для древесины хорошее совпадение расчетных и опытных данных имеет место в области $t = (-20) \div (+100^\circ\text{C})$. В табл. 1-32 приведены опытные данные для $t = 10^\circ\text{C}$ и соответствующие значения t_p и Δt_p , а также расчетные данные для φ при температурах -10 и $+30^\circ\text{C}$.

ТАБЛИЦА 1-32

Определение значений φ при различных температурах по опытным данным $u_p = f(\varphi)_t$

$\varphi, \%$	$u_p, \text{кг/кг}$	Опытные данные при $t = 10^\circ\text{C}$		Расчетные данные			
		психрометрические данные		$t = -10^\circ\text{C}$		$t = +30^\circ\text{C}$	
		$t_p, ^\circ\text{C}$	Δt_p	$t_p, ^\circ\text{C}$	$\varphi, \%$	$t_p, ^\circ\text{C}$	$\varphi, \%$
10	0,0340	-20,5	30,5	-40,5	6	-0,5	14
20	0,0520	-12,3	22,3	-32,3	14	7,7	25
30	0,0680	-7,1	17,1	-27,1	23	12,9	37
40	0,0825	-3,0	13,0	-23,0	34	17,0	46
50	0,0970	+0,2	9,8	-19,8	45	19,2	55
60	0,1140	+2,4	7,6	-17,6	54	22,4	64
70	0,1350	+4,8	5,2	-15,2	66	24,8	74
80	0,1630	+6,75	3,25	-13,25	77	26,75	83
90	0,2100	+8,4	1,6	-11,6	88	28,4	91

Сравнение опытных и расчетных данных для риса-сырца, проведенное В. Е. Якимовичем, показало, что максимальное отклонение Δu не превышает 3,8% (табл. 1-33).

ТАБЛИЦА 1-33

Сравнение значений равновесного влагосодержания риса-сырца, определенных экспериментальным и расчетным путем

	Равновесное влагосодержание u_p (в кг/кг) при температурах, $^\circ\text{C}$								
	25			10			0		
	$u_{p\text{эксп}}$	$u_{p\text{расч}}$	$\Delta u, \%$	$u_{p\text{эксп}}$	$u_{p\text{расч}}$	$\Delta u, \%$	$u_{p\text{эксп}}$	$u_{p\text{расч}}$	$\Delta u, \%$
20	0,080	0,082	2,5	0,086	0,089	3,4	0,089	0,091	2,2
30	0,096	0,095	1,2	0,105	0,103	2,0	0,110	0,108	1,8
40	0,114	0,113	1,0	0,120	0,117	2,6	0,125	0,123	1,7
50	0,125	0,125	0	0,134	0,130	3,0	0,140	0,136	2,9
60	0,139	0,140	0,8	0,147	0,145	1,4	0,153	0,149	2,7
70	0,155	0,158	1,9	0,164	0,161	1,8	0,170	0,168	1,2
80	0,175	0,175	0	0,189	0,185	2,2	0,199	0,193	3,0
90	0,209	0,211	1,0	0,225	0,225	0	0,238	0,225	3,8

Строго говоря, как указано выше, из-за содержания во влаге продукта растворенных низкомолекулярных веществ (сахар, соль),

ТАБЛИЦА 1—34

Равновесная влажность некоторых пищевых продуктов и материалов, %

Материал	Влажность воздуха φ , %									
	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50
Мука	1,75	2,20	3,25	3,90	4,50	5,05	6,50	6,90	7,50	8,50
Белый хлеб	0,60	1,00	1,40	2,00	2,50	3,10	3,85	4,60	5,80	6,50
Ржаной сухарь	—	4,90	—	—	—	7,10	—	—	—	9,75
Галеты	1,00	1,50	2,00	2,55	3,10	3,50	3,80	4,00	4,50	5,05
Макароны	3,50	5,00	6,20	7,10	8,05	8,75	9,60	10,60	11,75	12,20
Мыло	1,20	2,40	3,10	3,90	4,50	5,25	6,00	6,75	7,50	8,40
Клей	2,00	3,35	4,25	4,95	5,65	6,00	6,45	6,95	7,35	7,80
Табак листовой	5,00	7,40	9,00	10,80	12,30	13,90	15,10	16,35	18,15	19,80
Печенье	—	2,10	—	2,80	—	3,30	—	3,50	—	5,00
Чай с фракциями 1—3 мм	—	—	6,00	6,90	—	8,00	—	8,50	—	8,70
Чай с фракцией 5 мм	—	—	6,00	6,50	—	8,00	—	8,90	—	9,80
Желатин	—	—	—	1,60	—	2,80	—	3,80	—	4,90
Яблоки	—	—	—	—	—	5,00	—	—	—	11,00
Твердая пшеница	—	—	7,10	—	—	9,30	—	—	11,20	—
Рожь	3,70	6,00	7,50	8,40	9,00	9,50	10,00	12,00	12,50	—
Овес	2,60	4,60	6,00	7,00	8,00	8,60	9,00	10,00	10,50	11,60
Ячмень	3,70	6,00	7,50	8,50	9,40	9,60	10,00	10,60	11,40	12,00
Рис	3,20	5,50	7,00	8,00	9,00	10,00	10,80	11,40	12,00	12,50
Гречиха	3,00	5,00	7,00	8,00	9,10	10,00	10,50	11,20	11,80	12,50
Подсолнечник	—	—	—	—	—	—	5,30	—	6,30	—
Лен	—	—	—	—	—	—	5,40	—	6,30	—
Конопля	—	—	—	—	—	—	5,00	—	5,90	—

Продолжение

Материал	Влажность воздуха φ , %									
	55	60	65	70	75	80	85	90	95	
Мука	9,00	10,08	11,50	12,60	13,80	15,80	17,50	19,00	—	
Белый хлеб	7,45	8,50	9,85	11,40	12,50	13,90	16,75	18,9	—	
Ржаной сухарь	—	10,40	—	11,75	—	16,85	—	—	—	
Галеты	6,50	6,90	7,60	8,70	9,85	11,10	12,00	13,0	—	
Макароны	13,00	13,75	15,00	16,60	17,45	18,85	20,06	22,4	—	
Мыло	9,50	10,80	12,00	13,70	15,35	17,80	20,25	23,8	—	
Клей	8,10	8,40	9,15	9,85	10,20	11,00	11,75	12,4	—	
Табак листовой	21,40	23,00	25,00	27,10	30,00	33,40	—	—	—	
Печенье	—	6,50	—	8,30	—	10,90	—	14,9	—	
Чай с фракциями 1—3 мм	—	9,00	—	15,00	—	21,00	—	28,0	—	
Чай с фракцией 5 мм	—	10,50	—	16,00	—	22,00	—	32,0	—	
Желатин	—	6,10	—	7,60	—	9,30	—	11,4	—	

Продолжение

Материал	Влажность воздуха φ , %								
	55	60	65	70	75	80	85	90	95
Яблоки	—	18,00	—	25,00	—	40,00	—	60,0	—
Твердая пшеница	—	13,00	—	—	16,40	—	—	24,0	—
Рожь	13,00	14,00	15,00	16,00	17,50	19,50	22,30	26,0	30,0
Овес	12,70	13,60	14,00	15,00	16,20	18,00	20,00	22,5	26,0
Ячмень	13,00	14,00	14,80	16,00	17,60	20,00	23,60	—	—
Рис	13,50	14,50	15,20	16,00	17,30	18,50	20,10	22,0	25,0
Гречиха	13,50	14,50	15,40	16,50	17,60	19,50	21,30	23,5	26,5
Подсолнечник	—	7,40	—	8,50	—	10,00	—	12,0	—
Лен	—	7,40	—	8,50	—	10,20	—	13,8	—
Конопля	—	7,17	—	8,40	—	9,90	—	12,7	—
Соя	—	8,40	—	10,00	—	12,60	—	19,5	—

даже при полном насыщении парциальное давление пара над поверхностью многих пищевых продуктов p_m несколько ниже p_n . Так, по данным Х. Ленигера, для большинства овощей при $u = 2 \div 4$ кг/кг отношение $p_m/p_n \approx 0,99 \div 0,995$.

Для сахара разница между p_m и p_n достигает значительных величин; так, например, при содержании сахарозы в растворе 70% и температуре 40°C $p_m/p_n \approx 0,92$. При повышении температуры растворимость сахарозы повышается и соответственно увеличивается содержание сахара, что приводит к еще большему снижению отношения p_m/p_n .

В табл. 1—34 приведены ориентировочные значения средней равновесной влажности некоторых пищевых продуктов и материалов. Более точные значения равновесной влажности отдельных продуктов следует увязать с их температурой.

Как уже известно, максимальную влажность, которую может иметь материал за счет сорбции пара из окружающей среды (максимальная сорбционная емкость при $\varphi = 100\%$), называют гигроскопической влажностью W_g . Ее обычно определяют на графике изотермы сорбции по точке пересечения изотерм с линией $\varphi = 100\%$ (см. рис. 1—61).

Как было указано, такой метод весьма неточен и по существу данные о W_g имеют приближенный характер. Чем больше гигроскопическая влажность материала, тем больше влаги он поглотит при хранении из воздуха. В. А. Шейманом показано, что для водорастворимых веществ W_g не является границей, разделяющей области гигроскопического и влажного состояния материала.

Гигроскопическая влажность некоторых пищевых продуктов и материалов приведена ниже.

Материал	W _г , %	Материал	W _г , %
Хлеб (ржаной) . .	25,0	Пшеница	36,3—38,5
Рис	30,5	Рожь	36,5
Овес	31,5		
Гречиха	32,0		

Напоминаем также, что в реальных условиях сушка происходит в условиях переменного режима при повышении температуры материала; поэтому на разных этапах процесса равновесная влажность материала будет иметь различные значения.

Начальная влажность хлеба (перед сушкой) $W_1 \approx 49\%$. Конечная влажность сухаря ($W_2 = 11\%$) равна W_p , соответствующей $\varphi \approx 70\%$. Область от W_1 до W_2 называется областью сушки. В этой области из материала удаляется так называемая «удаляемая влага»: $W_y = W_1 - W_p$.

166

Важное значение имеет анализ изотерм сорбции для уточнения характеристики форм связи влаги с материалом. Этот анализ, имеющий наиболее общий характер, позволяет сделать следующие выводы.



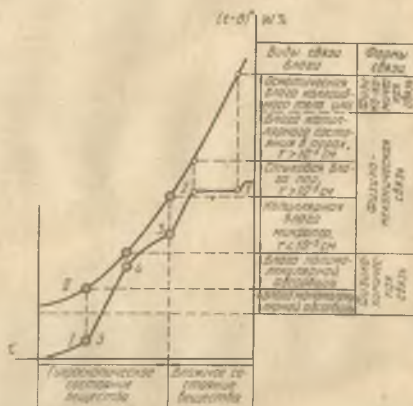
Рис. 1—61. Схема классификации влаги в материале в увязке с процессом ее удаления при сушке

- Достоинством указанного метода является его быстрота по сравнению со значительной продолжительностью снятия изотерм сорб-

ции. Вместе с тем этот метод позволяет наглядно представить кинетику последовательного удаления из тонкого слоя материала воды различных форм и видов связи со скелетом материала.

На рис. 1—62 приведены термограмма I и кривая сушки II тонкого коллоидного капиллярно-пористого материала; эта кривая показывает изменение влажности данного материала во времени. По точкам термограммы и кривой сушки М. Ф. Казанский дал схему классификации видов связи влаги с материалом.

Рис. 1—62. Схема кинетики последовательного удаления влаги различных форм и видов связи в процессе сушки тонких образцов коллоидных капиллярно-пористых тел.



Для удобства совмещения графиков кривая сушки читается справа налево, а термограмма представляет изменение разности $(t - \theta)$ во времени (t — температура окружающего воздуха, θ — температура материала, которая в конце сушки становится равной t).

Наиболее характерными являются две точки термограммы: точка 3, соответствующая гигроскопическому состоянию материала, к которому относятся следующие виды связи воды: влага микрокапилляров, влага полимолекулярной и мономолекулярной адсорбции. Деление на последние виды связи производится в точке 5.

При влажном состоянии материала в нем содержатся осмотически удержанная влага коллоидного тела и влага, находящаяся в объемах, ограниченных стенками пор с радиусом $r > 10^{-5}$ см, т. е. влага макрокапилляров, или стыковая влага, находящаяся в местах стыка частиц зернистого материала, где так же, как и в капиллярах, образуются мениски.

В табл. I—35 приведены данные, характеризующие гигроскопическую влажность, общее количество адсорбированной влаги (путем полимолекулярной и мономолекулярной адсорбции) и количе-

ство влаги мономолекулярной адсорбции. Хотя абсолютное значение отдельных видов влаги отличается от данных других исследователей, однако здесь важно сравнение данных, полученных различными методами.

ТАБЛИЦА I—35

Данные, характеризующие содержание различных видов влаги в материалах, определенные разными методами (см. рис. 1—62)

Материал	Влажность материала W% в % от массы сухого вещества при 20—25°C					
	гигроскопическая влага		максимальное количество адсорбированной влаги		влага мономолекулярной адсорбции	
	по изотермам сорбции	по точке 3 термограммы	по изотермам сорбции	по точке 4 термограммы	по изотермам сорбции	по точке 5 термограммы
Высокополимеры						
крахмал, картофельный	72,3	61,6	—	33,8	—	18,0
нативный	92,4	83,0*	—	34,2	—	29,7
желатин	—	87,1**	—	39,1	—	27,2
агар	—	35,1	—	16,0	—	13,1
целлюлоза сульфитная	30,2	—	—	—	—	—
Искусственные адсорбенты						
силикагель МСМ	32,6	31,8	13,9	14,1	7,2	8,3
силикагель Е	170,0	172,0	10,0	9,8	3,4	3,0
Глины						
жабинский	—	—	—	—	—	—
бентонит	41,4	42,5	—	21,9	—	14,9
часовая глина	16,0	14,8	—	6,8	—	3,5
Почвы						
черноземно-луговая	8,9	10,7	5,0	5,8	—	3,8
дерново-слабоподзолистая	6,0	7,0	2,6	3,3	—	1,8

* Термограмма при 43,6°C.

** Термограмма при 42°C.

Как видно, данные, полученные по изотермам сорбции и по термограммам М. Ф. Казанского для тонкого слоя материалов, близки между собой.

На практике приходится иметь дело с более толстыми образцами материалов. Надо полагать, что последовательность удаления влаги из отдельных слоев толстого материала такая же, как при удалении

влаги из тонкого слоя материалов, но только удаление влаги по слоям смещается во времени. Для конкретных материалов это предположение требует экспериментальной проверки так же, как и необходимо определение энергии связи влаги с материалом на различных этапах процесса сушки.

КРАТКОЕ ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В первой части даны физико-химические, термодинамические и теплофизические характеристики влажного материала и влажного газа и рассмотрено их взаимодействие, которое приводит к гигротермическому равновесному состоянию. Знание свойств и характеристик состояния влажного материала необходимо для понимания закономерностей процессов внешнего и внутреннего тепло- и массообмена (переноса), сопровождающих сушку влажных материалов (продуктов). Термодинамические характеристики непосредственно увязываются с технологическими свойствами материалов.

Анализ изменения свойств и характеристик состояния влажного газа в сушильных установках позволяет выбрать наилучший вариант процесса сушки и произвести тепловой расчет установок. Важное значение имеет увязка статического расчета в $I-d$ -диаграмме со свойствами материала и кинетикой процесса сушки, причем в качестве количественных показателей свойств материалов целесообразно использовать их термодинамические характеристики.

Для выбора оптимальных режимов сушки и хранения пищевых продуктов, а также для оценки движущей силы процесса сушки необходимо знать параметры гигротермического равновесного состояния системы. Чем ближе система влажный материал — газ к состоянию равновесия, тем меньше движущая сила процесса.

Для вскрытия механизма процессов сушки и увлажнения материалов (продуктов) важную роль играет классификация форм и видов связи влаги с материалом. Этому вопросу в настоящее время уделяется большое внимание, причем установлено, что единственно правильным критерием для такой классификации является энергия связи влаги с материалом.

Следует отметить, что качественная сторона классификации форм связи влаги разработана достаточно детально; однако количественное определение энергии связи, что имеет непосредственное значение для энергетического расчета процесса сушки, требует дальнейших исследований, хотя за последние годы в этой области имеются определенные достижения, основанные на применении новейших физических и физико-химических методов исследования.

Часть вторая

ОСНОВЫ ТЕОРИИ ПЕРЕНОСА ЭНЕРГИИ И ВЛАГИ В ПРОЦЕССЕ СУШКИ

Как было указано во введении, одной из основных научных дисциплин, на которых базируется теория сушки, является теория переноса энергии и вещества.

Большой вклад в создание современной теории переноса энергии и вещества в процессе сушки внесли работы советских ученых (А. В. Лыков, А. А. Гухман, Ю. Л. Кавказов, Г. К. Филоненко, И. М. Федоров, Я. М. Мининвич, И. И. Палеев, П. Д. Лебедев, Ю. А. Михайлов, П. Г. Романков, Б. М. Смольский, Н. И. Гамаюнов, А. Г. Темкин и др.). Эти работы опубликованы в виде монографий и отдельных статей.

Из зарубежных работ следует отметить исследования Шервуда, Эккерта, Сполдинга, Циборовского, Кришера и др.

Мы ограничимся изложением лишь основных выводов этой теории в плане применения их к анализу и расчету процессов сушки.

Сушка материалов в обычном понимании этого слова представляет собой удаление из них влаги или других растворителей, молекулы которых не утратили своей индивидуальности. В общем случае в материале, кроме этой влаги, может быть и такая, молекулы которой входят в химическое соединение с молекулами вещества и образуют гидраты его окислов; в материале влага может также быть связана в виде гидроксильных ионов за счет сил главных валентностей; при этом молекула воды как таковая исчезает. Удаление этих видов влаги представляет собой нечто среднее между физико-химическим явлением и химической реакцией. После удаления химически связанной влаги существенно изменяются физические свойства вещества. Совершенно ясно, что в тех случаях, когда технологические свойства материала при сушке не должны быть изменены, эта влага в материале должна оставаться и при сушке удалению подлежит только влага, расположенная внутри пор высушиваемого материала и пропитывающая стенки твердого скелета тела.

При химической связи влаги с веществом имеет место большая сила сцепления между ними, чего нельзя сказать о связи молекул вещества с молекулами влаги, удаляемой при сушке. Как было

указано в первой части, мономолекулярный слой жидкости, непосредственно примыкающий к скелету тела, имеет заметные силы сцепления с молекулами тела. Для удаления адсорбционно связанной влаги, кроме удельной теплоты испарения свободной воды r , требуются дополнительные затраты Δr , причем, чем меньше влажность материала, тем эта дополнительная энергия (величина Δr) больше. Если бы при сушке понадобилось довести материал до абсолютно сухого состояния, то на преодоление связи между слоями жидкости, непосредственно примыкающими к твердому скелету тела, понадобилось бы затратить еще более значительное количество энергии.

Следует учесть, что при удалении влаги, связанной с материалом, характер этой связи оказывает влияние как на скорость удаления влаги, так и на механизм ее перемещения внутри материала — в виде жидкости или пара. Это обстоятельство имеет очень большое значение для тепловой сушки подавляющего большинства материалов и особенно пищевых продуктов. При тепловой сушке влага на поверхности материала или внутри него превращается в пар; затем она удаляется с его поверхности в среду сушильной камеры. Если при этом нужно было бы преодолевать силы притяжения молекул тела, то молекулы удаляемой влаги должны были бы обладать большим количеством внутренней кинетической энергии, т. е. иметь более высокую температуру, так как только температура определяет величину этой энергии. Следовательно, и сам высушиваемый материал неизбежно нагревался бы до более высокой температуры, а это могло бы отразиться на снижении его питательных и вкусовых свойств.

Таким образом, при тепловой сушке затрата энергии обуславливается в основном необходимостью перевода влаги в парообразное состояние; при «глубокой» сушке до малой остаточной влажности затрата энергии обуславливается, кроме того, еще и необходимостью преодоления энергии связи влаги с сухим скелетом материала. Передача энергии материалу в процессе сушки может осуществляться различными методами (не только за счет непосредственной передачи тепла); поэтому в общем случае более правильно применять термин «энергоподвод в процессе сушки»*.

В конвективных сушилках энергия передается материалу от газа. Здесь газ является не только влагопоглотителем, назначение которого эвакуировать из сушильной камеры пар влаги, выделившийся из материала, но и теплоотдатчиком, обеспечивающим материал теплотой. Поэтому, как было указано ранее, его обычно называют сушильным агентом.

Теплота сушильного агента расходуется не только для испарения влаги, но и для нагрева ее до температуры испарения, пере-

грева образующегося пара и, наконец, для нагрева самого материала, без которого невозможен нагрев жидкой влаги и перегрев пара. Таким образом, конвективная сушка представляет собой целый комплекс одновременно протекающих и влияющих друг на друга явлений. К ним относятся:

- а) передача тепла от газа к материалу через пограничный слой газа (теплоотдача);
- б) испарение влаги (фазовое превращение);
- в) передача влаги с поверхности материала в среду сушильной камеры через пограничный слой газа (массообмен);
- г) перенос тепла и влаги внутри материала (тепло- и массоперенос).

Как было указано выше, перенос влаги внутри материала может происходить как в виде жидкости, так и в виде пара. Передача влаги с поверхности материала в окружающую среду происходит в основном в виде пара; однако внешний массообмен может совершаться также путем передачи субмикроскопических частиц влаги в пограничный слой газа, где происходит их испарение; при сублимационной сушке возможен также непосредственный перенос частичек льда в среду сушильной камеры.

Особенностью процесса конвективной сушки, как и ряда других процессов тепло- и массообмена, является тесная взаимосвязь между явлениями, развивающимися в материале и в пограничном слое сушильного агента. Так, параметры состояния сушильного агента и режим сушки влияют на процесс внутреннего тепло- и массопереноса; эндотермические и экзотермические физико-химические явления и фазовые превращения в материале оказывают влияние на состояние (структуру) пограничного слоя, т. е. на внешний тепло- и массообмен.

ГЛАВА IV

ТЕПЛО- И МАССОПЕРЕНОС В ПРОЦЕССЕ СУШКИ

Теория сушки создавалась на базе фундаментальных аналитических и экспериментальных исследований. Современные исследования различных процессов, в том числе таких, как сушка, выпечка, увлажнение, производятся двумя методами: молекулярно-кинетическим и термодинамическим. Первый метод позволил разработать стройную теорию тепло- и массопереноса во влажных коллоидных капиллярно-пористых телах при наличии и образовании в них фазовых превращений. Эта теория вскрывает молекулярную природу и механизм явлений, обуславливающие кинетику их протекания.

* Этот термин был предложен автором применительно к процессу сублимационной сушки при энергоподводе от генераторов инфракрасного излучения и в электрическом поле высокой частоты.

Второй метод основан на известных законах классической термодинамики; при помощи этого метода изучаются конечные энергетические действия движущих сил, а молекулярная структура вещества и механизм процесса по существу не рассматриваются.

Развитие теории сушки происходило одновременно с созданием термодинамики необратимых (неравновесных) процессов*.

Термодинамику необратимых процессов считают теплофизической основой теории сушки (А. В. Лыков); она позволяет дать математическое описание процессов тепло- и массопереноса и рассматривать их «с точки зрения локального равновесия достаточно малых элементов системы», т. е. дает возможность увязать классический термодинамический метод с кинетикой явлений. В термодинамике необратимых процессов неравновесность системы характеризуется скоростью изменения энтропии во времени

$$\dot{S} = \frac{dS}{dt}$$

Уравнения термодинамики необратимых процессов используют для определения потоков переносимой субстанции i и движущих сил переноса: $i = LX$, где L — кинетический коэффициент, X — движущая сила процесса.

Однако ограничить исследование процессов переноса применением термодинамического метода нельзя, — необходимо глубокое проникновение в сущность свойств микроскопических частиц и в механизм их взаимодействия, обуславливающий характер протекающих явлений.

По существу, математическая модель явлений переноса создана на основе феноменологической аналогии с теорией теплопроводности; поэтому дальнейшие работы по молекулярно-кинетическому обоснованию и уточнению этой модели представляют не только теоретический, но и большой практический интерес, так как такой подход может позволить направить процессы переноса в нужном направлении и найти рациональные пути их интенсификации. При этом следует учесть, что значительные резервы таятся в целенаправленном воздействии на кинетические коэффициенты, характеризующие свойства материалов (L), что связано с детальным изучением микроскопической структуры и молекулярной природы материалов с учетом форм связи влаги с сухим скелетом.

Одной из основных задач аналитической теории сушки является решение системы дифференциальных уравнений молекулярно-молярного тепло- и массопереноса при соответствующих краевых условиях, что дает возможность описать поля, т. е. распределение потенциалов переноса — температуры и влагосодержания в теле в любой момент времени.

* О применении термодинамики необратимых процессов, или, как ее теперь называют, неравновесной термодинамики к исследованию и расчету процесса сушки см. стр. 235.

Обычно для решения этих уравнений параболического и гиперболического* типа в частных производных применяют современные методы математической физики. При этом наряду с классическим методом разделения переменных, с успехом применяется метод интегральных преобразований; по этому методу производится последовательное исключение переменных за счет применения к дифференциальному уравнению «операции взятия определенного интеграла»; причем выбор пределов интегрирования и ядра преобразования обусловлен видом самого уравнения и граничных условий. В результате интегральных преобразований система дифференциальных уравнений заменяется системой более простых алгебраических или дифференциальных уравнений, которая решается относительно изображения искомой функции. Операция обратного перехода к оригиналу функции производится обычно по соответствующим формулам обращения. Такие решения получены Ю. А. Михайловым, М. С. Смирновым, Н. И. Гамаюновым и другими применительно к телам классической формы.

Важное значение имеет формулировка граничных условий. Задача усложняется при переменных граничных условиях и, в частности, когда потенциалы окружающей среды изменяются во времени, или когда эти потенциалы являются функцией интегральных потоков тепла и массы (например, при обработке слоя зернистого материала).

Решения получены для тех случаев, когда потенциалы среды представляют собой линейную, или экспоненциальную, либо гармоническую функцию времени. Задача значительно усложняется, если учесть зависимость кинетических коэффициентов от температуры и влагосодержания, т. е. если учесть реальное изменение их в процессе сушки, что приводит к нелинейным уравнениям переноса. Эти уравнения в некоторых конкретных случаях могут быть решены методами численного анализа с помощью машинной вычислительной техники. Такая работа выполнена, например, Р. И. Гавриловой.

Расчеты, проведенные В. М. Казанским и др., показали, что ошибки, возникающие при неучете изменения кинетических коэффициентов, т. е. при замене нелинейных уравнений переноса линейными, достигают 30%, даже при зональном методе расчета**.

Н. И. Гамаюнов дал решения уравнений переноса для реальных многослойных и анизотропных тел сложной конфигурации; при-

* Уравнения гиперболического типа имеют место при анализе высокоинтенсивных процессов, когда скорость переноса энергии (массы) вещества конечна (см. стр. 242).

** Согласно этому методу, процесс тепло- и массопереноса разбивается на зоны $\Delta x - \Delta \tau$, в пределах которых кинетические коэффициенты считают постоянными, т. е. непрерывные функциональные зависимости $L(x, \tau)$ заменяются кусочно-непрерывными.

чем, решения даны не только применительно, как обычно, к системам уравнений параболического типа, но и для более общих гиперболических уравнений.

Для решения (при граничных условиях второго рода) используются совместно интегральные преобразования Фурье и Лапласа. Анализ решений показывает, что при высокоинтенсивных процессах следует учитывать релаксационный критерий Фурье; в противном случае значения потенциала массопереноса получаются завышенными, а поле температур будет отличаться от действительного характера распределения температуры.

А. Г. Темкиным разработан обратный метод теории теплопроводности; при помощи этого метода по экспериментально определяемым температурам в нескольких (двух) точках внутри тела и по его среднему влагосодержанию можно восстанавливать (воспроизводить) поля температуры и влагосодержания, а также определять соответствующие потоки и коэффициенты переноса тепла и вещества, что имеет большое практическое значение. Однако при определении коэффициентов переноса следует точно оговорить метод усреднения температуры и влажности тела, от которых зависят указанные коэффициенты.

В конкретных случаях для инженерных расчетов сушильных установок, и в частности для определения продолжительности сушки, используют приближенные методы.

По существу, общее решение задачи о сушке должно заключаться в интегрировании полной системы уравнений переноса как в самом материале, так и в среде, окружающей влажный материал, причем для границы раздела должны быть сформулированы условия совмещения полей соответствующих потенциалов. Так как в настоящее время такое решение задачи еще не дано, предметом теории сушки является раздельное изучение закономерностей внутреннего тепло- и массопереноса и внешнего тепло- и массообмена.

Как показал Б. М. Смольский, исследование внешнего конвективного тепло- и массообмена при сушке представляет значительные трудности, так как в трех пограничных слоях (тепловом, диффузионном и гидродинамическом) поля скоростей и потенциалов переноса не подобны.

Поэтому решение задачи внешнего тепло- и массообмена связано с интегрированием системы уравнений тепло- и массопереноса и количества движения для указанных пограничных слоев, причем задача значительно усложняется из-за влияния потока массы (так называемого потока Стефана, направленного от поверхности тела в среду) на теплообмен.

Имеются попытки упростить задачу пограничных слоев, заменив ее схемой свободной турбулентности на основе предположения о том, что поток массы (пара) превращает пограничный слой в свободную турбулентную струю; однако, как указывает П. Г. Ро-

манков, такое предположение мало убедительно. Поэтому в настоящее время аналитическое решение задачи внешнего тепло- и массообмена заменяется обычно определением коэффициентов обмена (соответствующих граничному условию третьего рода) на основе критерияльных уравнений, обобщающих результаты локальных экспериментов. Естественно, что при этом должны быть строго соблюдены основные требования физического моделирования (правильный выбор и соответствующее преобразование условий однозначности), а обработка экспериментальных данных должна быть достаточно корректна с указанием пределов возможности использования полученных уравнений.

При исследовании сложных процессов массообмена и обработке соответствующих экспериментальных данных с успехом применяется известный метод анализа размерностей*.

Дальнейшее развитие проблемы базируется на рациональном сочетании методов математического анализа и физического моделирования с доведением результатов исследований до разработки методик инженерных расчетов, увязанных с кинетикой процесса.

Теоретической основой физического моделирования является учение о подобии. Развитие этого учения в трудах М. В. Кирпичева, А. А. Гухмана, В. М. Брейтмана и других показало, что теория подобия — это не только мощный метод научной постановки эксперимента и обобщений его результатов, но и своеобразный метод логического мышления в обобщенных переменных. В соответствии с этим и при аналитическом исследовании сами дифференциальные уравнения, краевые условия и решения уравнений представляются в обобщенной форме посредством обобщенных переменных.

Большое практическое значение имеет применение автомодельных представлений к сложным явлениям путем введения новых обобщенных переменных, посредством которых сложному явлению искусственно придается автомодельная форма. По существу, здесь речь идет об автомодельности представлений**.

* В последнее время развитие этого метода дано Хантли, который наряду с другими вопросами рассматривает линейные размеры в трехкоординатной системе как векторы. Очевидно, это важно для анизотропных тел, причем для каждого направления следует принимать соответствующие (различные) физические характеристики. Хантли. Анализ размерностей. М., «Мир», 1970.

** Эти вопросы впервые были изложены в публичной лекции А. А. Гухмана, прочитанной им в Кишиневском политехническом институте в 1968 г. Более подробно см. в его статье «Универсализация результатов количественного исследования» («Теплоэнергетика», № 9, 1972).

Очень важно в зависимости от конкретной физической обстановки установить структуру — тип задачи с тем, чтобы правильно определить совокупность первичных величин и главное учесть возможную взаимосвязь этих величин, которые могут быть неявными взаимосвязанными функциями.

Таким образом, для сложных процессов физическая модель процесса может быть получена на основе синтеза представлений, уже известных для отдельных частных явлений; при этом влияние других явлений учитывается соответствующими граничными условиями.

Закономерности, определяющие перенос тепла от газа через поверхность твердых и жидких тел, изучаются в специальных курсах теплопередачи.

Поэтому здесь они не рассматриваются. Отметим только некоторые особенности этого процесса, характерные для его протекания при сушке.

Как и весь процесс сушки, перенос тепла является нестационарным процессом. Другая особенность переноса тепла при сушке состоит в том, что здесь (как это указано выше) он осложняется переносом вещества (влаги), так как перенос вещества сопровождается переносом тепла, и наоборот. Эти особенности переноса тепла отражаются на значениях теплофизических параметров, которые рассматривались в первой части, и на взаимовлиянии этих параметров.

Ограничиваясь сделанными замечаниями об основном явлении, обеспечивающем протекание процесса сушки, т. е. о переносе тепла, дадим общую характеристику процесса сушки и рассмотрим, как развиваются явления переноса влаги внутри материала и передачи ее с его поверхности в среду сушильной камеры.

Характер протекания процесса сушки наиболее полно описывается кривыми сушки (в координатах влажность материала — время), кривыми скорости сушки (в координатах скорость сушки — влажность материала) и температурными кривыми (в координатах температура материала — влажность материала).

Данные для построения кривых получают обычно в лабораторных условиях при фиксировании массы (веса) образца материала и температуры его в процессе сушки. Сушка здесь обычно производится нагретым воздухом при постоянном режиме (температура воздуха t_c , его относительная влажность φ и скорость движения воздуха v — постоянны); небольшой определяющий размер образца материала обуславливает незначительные градиенты температуры и влажности в материале. Естественно, что перенос данных лабораторного исследования в производственные условия (где сушка обычно производится при переменном режиме) требует специальных коррективов.

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ЗАКОНОМЕРНОСТИ ПРОЦЕССА СУШКИ

Кривые сушки

Кривые сушки характеризуют изменение средней (интегральной) влажности материала W^c во времени t .

На рис. II—1 приведена типичная кривая сушки. Анализ этой кривой сушки показывает, что в начале процесса, когда влажность материала уменьшается по кривой, имеет место кратковременная стадия прогрева материала. Продолжительность этой стадии зависит от толщины образца. Затем влажность изменяется по прямой линии. Этот первый период сушки называют периодом постоянной скорости.

При некотором значении влажности (так называемая первая критическая влажность W_{K1}) скорость снижения влажности начинает уменьшаться и начинается второй период процесса сушки — период падающей (убывающей) скорости*.

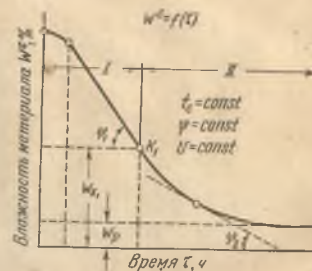


Рис. II—1. Кривая сушки.

В конце сушки кривая сушки асимптотически приближается к линии равновесной влажности, причем величина W_p соответствует данному режиму сушки. При равновесной влажности сушка прекращается — скорость сушки равна нулю. Для тонких материалов стадия прогрева настолько кратковременна, что она на кривой сушки не обнаруживается. Для толстых материалов, особенно характеризующихся малой теплопроводностью, при сравнительно интенсивной влагоотдаче с поверхности материала (к таким материалам относится, например, хлеб) периода постоянной скорости сушки может не быть.

Кривые скорости сушки

Скорость сушки — это изменение влажности материала в единицу времени (dW^c/dt %/ч). Кривые скорости сушки обычно строят методом графического дифференцирования по кривым сушки: скорость сушки в данный момент определяется как тангенс угла наклона касательной, проведенной через точку кривой сушки

* Как показано ниже, важное значение имеет изменение температуры материала в первый и второй периоды.

(см. рис. II—1), соответствующую определенной влажности материала. Такой метод определения скорости сушки не обеспечивает достаточной точности, особенно в конце процесса, когда кривая сушки асимптотически приближается к линии равновесной влажности и точно провести касательную к кривой сушки трудно. Поэтому для более точного построения кривой скорости сушки нужно воспользоваться формулами табличного дифференцирования и рассчитать среднюю скорость сушки за небольшие промежутки времени.

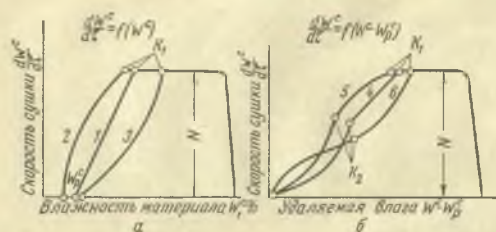


Рис. II—2. Кривые скорости сушки:

1 — капиллярно-пористые тела с большой удельной поверхностью испарения — бумага, тонкий картон; 2 — то же, — ткань, тонкая кожа; 3 и 4 — капиллярно-пористые тела с малой удельной поверхностью испарения — керамические изд. для; 4 — песок, глина; 5 — коллоидные тела — пшеничное макаронное тесто, крахмал; 6 и б — сложные системы — коллоидные капиллярно-пористые тела — зерно, хлеб, торф.

На рис. II—2, а и б показаны примерные кривые скорости сушки различных материалов. Вначале — в стадии прогрева — скорость сушки увеличивается от 0 до максимального значения N ; в период постоянной скорости $N = \text{const}$; затем (от первой критической точки K_1) начинается падение скорости сушки; в период падающей скорости характер кривой зависит от структуры материалов, размеров образца, форм связи влаги с материалом и механизма перемещения влаги. Поэтому кривые сушки различных материалов оказываются различными, что видно из рис. II—2. На кривых имеется вторая критическая точка K_2 , соответствующая второй критической влажности.

Температурные кривые

Температурные кривые, впервые введенные А. В. Лыковым, имеют важное значение для анализа процесса сушки. На рис. II—3, а приведены примерные температурные кривые сушки «тонкого» и «толстого» образцов материала, характерные для конвективной

сушки. В начальной стадии прогрева температура поверхности материала повышается, быстро достигая температуры мокрого термометра; на протяжении всего первого периода процесса сушки температура поверхности материала остается постоянной. В этот период происходит наиболее интенсивная влагоотдача и все тепло, сообщаемое материалу, расходуется на испарение влаги; в это время

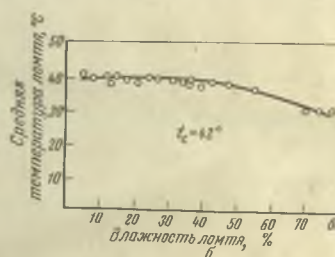
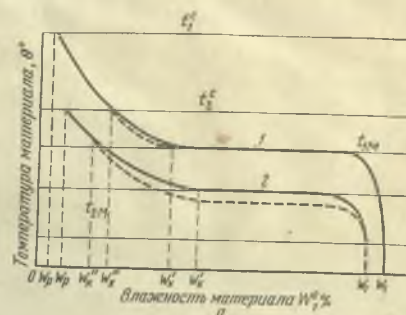


Рис. II—3. Температурные кривые.

материал не нагревается и температура его равна температуре испаряющейся жидкости (t_m). Начиная с первой критической точки (во второй период процесса сушки), скорость влагоотдачи уменьшается, а температура материала повышается; когда влажность материала достигает величины равновесной влажности (скорость влагоотдачи равна нулю), температура его становится равной температуре воздуха (t_c).

Изменение температуры материала θ можно условно проследить по уравнению, аналогичному уравнению баланса тепла для шарика мокрого термометра (см. первую часть):

$$\theta = t_m = t_c - \frac{r q_m}{\alpha}$$

В первый период сушки, если влага внутри тонкого материала перемещается в виде жидкости (в материале имеется осмотически поглощенная влага, стенки капилляров эластичны и происходит усадка материала), температура материала примерно везде одинакова и равна температуре мокрого термометра $t_m(q_m = \text{const})$ — кривая 1 на рис. II—3, а).

Температура поверхности толстого материала равна t_m , а в центре она меньше t_m , т. е. в период постоянной скорости сушки в материале имеется градиент температуры.

В период падающей скорости, когда интенсивность испарения q_m начинает уменьшаться, температура материала θ повышается и при равновесной влажности, когда $q_m = 0$, $\theta = t_m$. Температура центрального слоя толстого образца материала (кривая 2) на протяжении почти всего процесса сушки отстает от температуры поверхности и достигает ее значения только при второй критической точке.

Таким образом, начальная стадия прогрева материала описывается следующим неравенством:

$$t_c > t_m > \theta_n > \theta_v.$$

где θ_v — средняя по объему температура материала.

В конце стадии прогрева, т. е. в начале первого периода сушки, справедливо неравенство:

$$t_c > t_m = \theta_n > \theta_v.$$

И, наконец, второй период сушки характеризуется выражением:

$$t_c > \theta_n > t_m \approx \theta_v.$$

В зависимости от глубины расположения зоны испарения ее температура может быть выше или ниже средней температуры материала. Во второй период по мере углубления зоны испарения средняя температура материала повышается и может оказаться выше температуры испарения, а температура поверхности приближается к температуре среды. Если процесс вести до достижения равновесной влажности, то в конце процесса скорость сушки будет равна нулю и температура тела приблизится к температуре сушильного агента:

$$\theta_n = \theta_v \approx t_c.$$

Для тонкого материала градиент температуры в теле незначителен и можно считать, что в первый период $\theta_v = t_m$, а в конце второго периода $\theta_v = t_c$. На рис. II—4 приведены примерные кривые распределения температуры в образцах толстого и тонкого материала в процессе конвективной сушки (для разных τ).

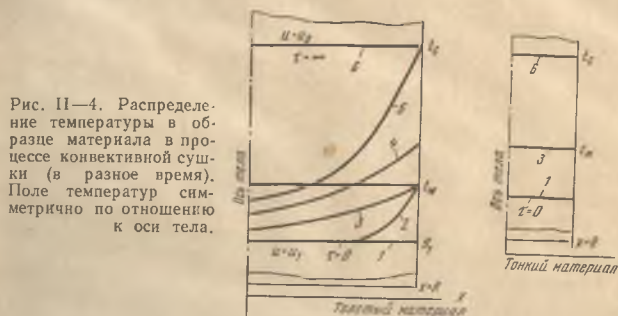


Рис. II—4. Распределение температуры в образце материала в процессе конвективной сушки (в разное время). Поле температур симметрично по отношению к оси тела.

На рис. II—3, б для иллюстрации приведена температурная кривая ломтя хлеба, высушенного при температуре воздуха $t_c = 42^\circ \text{C}$ (данные А. В. Лыкова и Л. Я. Ауэрмана). Из графика видно, что при сушке хлеба температура образца быстро становится выше температуры мокрого термометра и интенсивно повышается, приближаясь к температуре окружающего воздуха; периода постоянной скорости при этом не наблюдается. Таким образом, отличительной особенностью процесса сушки хлеба является весьма интенсивный прогрев: при влажности около 40% (примерно соответствует второй критической точке) температура материала почти равна температуре воздуха (разница 2°C). При высокой температуре воздуха (около 100°C) в образце хлеба возникает температурный градиент, обусловленный более интенсивным прогревом поверхности образца.

При сушке термоизлучением температура материала значительно повышается и становится выше не только температуры мокрого термометра, но и температуры окружающего воздуха.

Механизм обезвоживания материала при конвективной сушке можно представить в виде следующей простейшей схемы. Пусть имеется образец какого-либо материала; примем, что влажность во всех его точках одинакова, т. е. внутри образца не только температурное поле, но и поле влажности является однородным. Если этот образец поместить в сушильную камеру, через которую продувается предварительно нагретый воздух, то материал начнет тоже нагреваться. Вначале начинают прогреваться только наруж-

ные слои образца; влага из этих слоев начинает испаряться и в виде пара уходит в воздух, поле влажности внутри сохнущего материала становится неоднородным: на поверхности влажность ниже, чем в его толще, т. е. появляется градиент концентрации влаги. Под действием этого градиента влага в жидком виде начинает перемещаться к поверхности образца. При этом поток влаги должен преодолевать гидравлическое сопротивление материала, которое снижает скорость продвижения влаги.

В первый период сушки интенсивность переноса влаги из внутренних слоев материала достаточна для того, чтобы поверхность его была смочена влагой и влагосодержание этой поверхности оставалось больше гигроскопического: $u_{\text{пов}} > u_r$.

По мере развития процесса сушки градиент концентрации влаги в материале снижается, а значит уменьшается и количество влаги, поступающей к поверхности*. Это приводит к снижению влагосодержания поверхности материала. В конце концов наступает такой момент, когда количество влаги, поступающей к поверхности образца из его внутренних слоев, окажется настолько малым, что влагосодержание поверхности материала станет равным гигроскопическому: $u_{\text{пов}} = u_r$. Этот момент отмечается на кривых сушки коллоидного тела первой критической точкой W_K (см. выше).

Так как по сечению образца материала имеется перепад влажностей, то в критической точке влажность внутренних слоев больше гигроскопической; поэтому средняя влажность всего образца, характеризующая величиной W_K , больше гигроскопической.

Несоответствие между количеством влаги, испаряющейся с поверхности материала, и количеством влаги, поступающей из внутренних слоев, приводит к углублению зоны испарения внутрь материала. Некоторое углубление зоны испарения происходит с самого начала процесса сушки. При этом температура поверхности тела начинает повышаться.

Таким образом, первая критическая точка разделяет весь процесс сушки на два различных периода, отличающиеся между собой как скоростью процесса, так и особенно тем, что в эти периоды материал имеет разную температуру, т. е. создаются условия, по-разному влияющие на все свойства высушиваемого материала, определяющие его качество. Поэтому А. В. Лыков рекомендует первый из этих периодов называть периодом постоянной температуры материала ($\frac{d\theta}{dt} = 0$), а второй — периодом повышающейся температуры материала ($\frac{d\theta}{dt} > 0$). Строго говоря, это относится к тонким материалам.

Рассмотрим каждый из этих периодов сушки.

* Как будет показано далее, интенсивность внутреннего переноса влаги зависит от коэффициента диффузии влаги, который изменяется в зависимости от влажности и температуры.

АНАЛИЗ ПРОЦЕССА СУШКИ

Период постоянной скорости сушки

Само название рассматриваемого периода сушки показывает, что скорость протекания процесса в этот период является постоянной. Выясним, какие условия могут обеспечить постоянство скорости процесса и насколько приближаются они к тем условиям, которые создаются в действительности в различных установках для сушки пищевых продуктов.

Так как при всякой тепловой сушке влага из материала удаляется только после ее превращения в пар, то при этом процессе обязательной является затрата теплоты парообразования. При конвективной сушке эта теплота так же, как и теплота, необходимая для подогрева материала и его влаги до температуры испарения, получается за счет теплообмена между поверхностью материала и сушильным агентом.

В общем виде можно написать следующее балансовое уравнение (в Дж):

$$dQ = (c_{\text{с. вец}} g_{\text{с. вец}} + c_{\text{вл}} g_{\text{вл}}) d\theta + [r + c_{\text{pn}} (t_n - t_n)] dg_{\text{вл}}. \quad (\text{I}^* - 1)$$

где $c_{\text{с. вец}}$ и $c_{\text{вл}}$ — удельная теплоемкость сухого вещества материала и влаги, Дж/(кг·К);

$g_{\text{с. вец}}$ и $g_{\text{вл}}$ — масса сухого вещества материала и масса влаги, содержащейся в материале в данный момент, кг;

$d\theta$ — изменение средней (по объему) температуры материала за бесконечно малый промежуток времени, °С;

r — удельная теплота парообразования влаги, Дж/кг;

c_{pn} — средняя удельная теплоемкость перегретого пара испаренной влаги при $p = \text{const}$, Дж/(кг·К);

t_n — температура, до которой перегревается пар влаги, уходящий с поверхности материала;

t_n — температура испарения влаги;

$dg_{\text{вл}}$ — масса влаги, испаренной из материала за промежуток времени dt .

С другой стороны, количество тепла, передаваемого конвекцией через поверхность тела F за бесконечно малый промежуток времени dt , можно определить по формуле:

$$dQ = \alpha F (t_c - t_n) dt,$$

где α — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К);
 t_c — температура среды сушильной камеры.

Сопоставляя эту формулу с формулой (I*—1), находим выражение для скорости сушки:

* Для анализа можно также предположить, что в каждый данный момент в материале имеет место однородное температурное поле, т. е. процесс нагрева при мягком режиме протекает настолько медленно, что температура в объеме тела выравнивается.

$$\frac{dg_{вл}}{d\tau} = \frac{\alpha F(t_c - t_n) - (c_{с. вец} g_{с. вец} + c_{вл} g_{вл}) \frac{d\theta}{d\tau}}{r + c_{\rho n} (t_n - t_n)} \quad (11-2)$$

Анализируя эту формулу, отметим прежде всего, что возможны два случая: 1) температура материала при входе в сушильную камеру $\theta_1 < t_n$; это наиболее часто встречающийся случай; 2) $\theta_1 > t_n$; это имеет место, например, при сушке сахара-песка, перегретых растворов, а также при охлаждении нагретых материалов при комбинированном режиме сушки.

Очевидно, что в первом случае, когда $\theta_1 < t_n$, от момента подачи материала до начала сушки проходит некоторый промежуток времени, в течение которого на поверхности материала температура повышается до t_n . Длительность этого промежутка времени могла бы быть найдена из выражения

$$\int \alpha F(t_c - t_n) d\tau = \int (c_{с. вец} g_{с. вец} + c_{вл} g_{вл}) d\theta,$$

если бы было известно температурное поле к тому моменту, когда на поверхности материала устанавливается температура t_n .

Если $\theta_1 > t_n$, то сушка начинается непосредственно в тот момент, когда материал поступает в камеру, так как в это время сушка происходит не за счет внешнего тепла, а за счет внутренней энергии самого материала. При таких условиях собственно конвективная сушка начинается только тогда, когда в результате затраты тепла на самоиспарение влаги температура поверхности материала снижается до t_n . Даже после этого момента сушка оказывается не чисто конвективной; вызвано это тем, что часть тепла, затрачиваемого на испарение влаги, поступает к поверхности материала из его внутренних слоев, и поэтому еще некоторое время продолжает снижаться средняя температура материала.

До тех пор, пока влажность на поверхности сохнущего материала больше гигроскопической, т. е. на протяжении всего первого периода сушки, пар влаги, выделяющийся с поверхности материала, является насыщенным, его температура равна температуре испарения влаги t_n ; следовательно, второй член знаменателя выражения для скорости сушки обращается в нуль. Можно с большой степенью приближения принять, что, поскольку в этот период влага испаряется в основном на поверхности материала, то температура поверхности тоже оказывается равной t_n . Тогда для первого периода выражение (11-2) можно переписать в таком виде:

$$\frac{dg_{вл}}{d\tau} = \frac{\alpha F(t_c - t_n) - (c_{с. вец} g_{с. вец} + c_{вл} g_{вл}) \frac{d\theta}{d\tau}}{r} \quad (11-3)$$

Первый член числителя этого выражения представляет собой все тепло, передаваемое высушиваемому материалу за единицу

времени; второй член — это то тепло, которое расходуется на нагревание материала и его влаги за этот же промежуток времени. Совершенно ясно, что в любой момент времени от начала сушки до ее окончания числитель этого выражения имеет положительное значение, т. е.

$$\alpha F(t_c - t_n) > (c_{с. вец} g_{с. вец} + c_{вл} g_{вл}) \frac{d\theta}{d\tau}.$$

В первый период сушки $g_{вл}$, а особенно скорость прогресса $\frac{d\theta}{d\tau}$ быстро падают; после стадии начального прогресса $\frac{d\theta}{d\tau}$ и скорость сушки, как видно, становятся практически зависимыми только от произведения $\alpha F(t_c - t_n)$.

При установившейся работе сушилки периодического действия на протяжении всего первого периода сушки, когда состояние сушильного агента, подаваемого в камеру, не изменяется, температура t_c остается постоянной; постоянной оказывается и температура испарения влаги ($t_n = t_n$), которая в данном случае зависит только от парциального давления пара жидкости в газе. Как было указано, эта температура равна температуре мокрого термометра ($t_n = t_m$).

В сушилках непрерывного действия процесс сушки тоже разделяется на два таких периода, как и в периодически действующих сушилках. Эти сушилки отличаются лишь тем, что в сушилках периодического действия в любой данный момент во всех точках камеры имеет место одна и та же стадия сушки; в сушилках непрерывного действия все стадии сушки протекают одновременно, но в разных зонах камеры.

Если режим работы сушилки является установившимся, то в каждой точке камеры состояние газа и материала остается во времени постоянным, а в разных точках — различным. Это значит, что во всех зонах камеры, где имеет место первый период сушки материала, остается постоянной и разность $t_c - t_n$.

Что касается коэффициента теплоотдачи α , то его можно представить в виде известного критериального уравнения

$$Nu = f \left(Re; Gr; Pr; \frac{u}{u_k} \right), \quad (11-4)$$

где u — среднее по объему влагосодержание тела в момент τ ;
 u_k — критическое влагосодержание.

В первый период, когда $u > u_k$, критерий 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 критерия Нуссельта $Nu = \frac{\alpha l}{\lambda}$, и, в частности, определяющий размер l , который уменьшается за счет усадки материала при сушке.

Так как $Nu = \text{const}$, то, следовательно, при уменьшении l α увеличивается. Действительно, многие пищевые продукты изменяют свои размеры 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 убывающей скорости сушки

Как было выяснено раньше, период постоянной скорости сушки заканчивается в тот момент, когда влажность на поверхности коллоидного материала становится равной 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 ($\frac{u}{u_k} < 1$) критерий Nu , а следовательно, и α начинают уменьшаться.

Все это приводит к уменьшению количества тепла, передаваемого через поверхность материала из окружающей среды, представленного первым членом правой части выражения для скорости сушки (II—2); кроме того, при этом появляются новые направления, по которым расходуется тепло, передаваемое материалу: на нагревание материала ($\frac{d\theta}{dt} > 0$) 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 . Мы уже знаем, что во второй период t_n выше, чем t_m . Следовательно, второй член правой части знаменателя выражения скорости сушки теперь получает положительное значение, отличное от нуля, что имело место в первый период сушки. Кроме того, при удалении адсорбционно связанной влаги увеличивается r за счет Δr .

Таким образом, характерной особенностью процесса во второй период сушки является ее убывающая (падающая) скорость. В са-

мом 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.

ТЕПЛО- И МАССООБМЕН В ПРОЦЕССЕ СУШКИ (ПЕРЕНОС ВЛАГИ С ПОВЕРХНОСТИ МАТЕРИАЛА В СРЕДУ СУШИЛЬНОЙ КАМЕРЫ)

Сушка влажного материала в конечном итоге представляет собой перенос влаги с его поверхности в окружающую среду, т. е. сводится к массообмену между материалом и средой. При этом, конечно, обязательным также является и перенос этой влаги изнутри материала к его поверхности. Для глубокого понимания этого процесса необходимо тщательно изучить весь сложный механизм переноса влаги как внутри материала, так и с его поверхности. Теория переноса энергии и вещества показывает, под действием каких сил происходит этот перенос и какие средства имеются в распоряжении конструктора сушильной установки для управления процессом сушки, обеспечивающего максимальное сохранение качества высушенного продукта, минимальные затраты энергии на сушку и увеличение производительности установок.

Вначале рассмотрим внешний перенос влаги, т. е. влагообмен между поверхностью материала и средой сушильной камеры.

Вне зависимости от того, является ли сушка периодической или непрерывного действия, сушильный агент обязательно перемещается относительно поверхности элементов материала, т. е. он обтекает эту поверхность. При этом в непосредственной близости к поверхности материала образуется так называемый пограничный слой, который оказывает очень большое влияние на весь процесс сушки. В этом случае все основные параметры газа, движущегося в пограничном слое, отличаются от соответствующих параметров состояния газа в камере; это приводит, как правило, к появлению добавочных сопротивлений переносу тепла и влаги, т. е. пограничный слой является фактором, тормозящим сушку.

Неудивительно поэтому, что исследователи уделяют большое внимание тому, как формируется этот слой, и выяснению условий, определяющих характер полей скорости, температуры и парциального давления пара в нем. Во всех исследованиях пограничного слоя особое значение имеют эксперименты, проведение которых представляет большие трудности; объясняется это тем, что приходится определять температуру, влажность и скорость газа на расстоянии от поверхности, измеряемом сотыми долями милли-

метра; при этом необходимо следить, чтобы само измерение не внесло каких-либо нарушений в изучаемое явление.

До недавнего времени исследователи считали, что в пограничном слое поле температур подобно полю влажности или полю парциальных давлений. Тонкими экспериментами Б. М. Смольскому удалось показать, что только к концу сушки эти поля становятся подобными; в остальное время процесса сушки изменения этих характеристик состояния газа во времени не подобны друг другу.



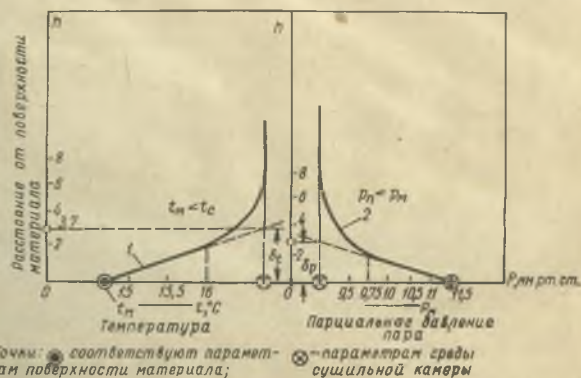
Рис. 11—5. Осциллограммы Б. М. Смольского: распределение температуры и влажности у поверхности влажного материала в процессе сушки.

В этом можно легко убедиться из рассмотрения осциллограммы, полученной Б. М. Смольским при проведении своих экспериментов (рис. 11—5). Здесь на горизонтальной линии точки дают отметки времени, соответствующие расстоянию от поверхности материала; одна из кривых показывает температуру в определенных точках пограничного слоя; вторая кривая показывает влажность газа в тех же точках этого слоя. Для наглядности кривые совмещены путем смещения точки начала отсчета для графика температуры. Как видно, обе эти линии сближаются, и только приближаясь к правому концу осциллограммы, т. е. к концу сушки, они становятся параллельными одна другой.

Формирование пограничного слоя схематично можно представить следующим образом. Если на большом расстоянии от обтекаемой поверхности газ движется со скоростью v_1 относительно этой поверхности, то на некотором, достаточно малом расстоянии от поверхности сказывается влияние трения газа о поверхность. Чем меньше расстояние от рассматриваемой точки до поверхности, тем скорость движения газа в этой точке меньше. Другими словами, можно сказать, что в ядре потока поле скоростей однородно и градиент скорости равен нулю; на некотором же малом расстоянии от обтекаемой поверхности возникает градиент скорости, отличный от нуля и направленный от поверхности к потоку газа. Расстояние от той точки, где появляется градиент скорости, до обтекаемой поверхности, т. е. толщина гидродинамического пограничного слоя, конечно, не может быть точно определена; она зависит в основном от состояния обтекаемой поверхности, прямо пропорциональна

вязкости газа и обратно пропорциональна скорости его движения.

Если обтекаемая поверхность, как это бывает при конвективной сушке, имеет температуру более низкую, чем температура газа, то та часть газа, которая составляет пограничный слой, имеет температуру, приближающуюся к температуре поверхности. Иначе говоря, температура газа, составляющего пограничный слой, окажется тем ниже, чем меньше расстояние от обтекаемой поверхности



Точки: $\bullet$ соответствуют параметрам поверхности материала; $\circ$ — параметрам среды сушильной камеры

Рис. 11—6. Схема распределения температуры (кривая 1) и парциального давления пара (кривая 2) в пограничном слое над поверхностью влажного материала в процессе конвективной сушки.

до слоя. Снижению температуры газа, движущегося на меньшем расстоянии, по сравнению с температурой газа, который движется на большем удалении от поверхности, способствует и то обстоятельство, что термическое сопротивление слоя газа повышается при увеличении его толщины.

Таким образом, в пограничном слое из-за градиента скорости на разных расстояниях от обтекаемой поверхности создается разная температура, т. е. появляется градиент температур; по направлению он совпадает с направлением градиента скорости и зависит от тех же причин, от которых зависит градиент скорости, а также от теплопроводности газа.

Наконец, кроме перечисленных градиентов, в пограничном слое имеет место градиент влагосодержания газа (или градиент парциальных давлений пара), направленный в сторону, противоположную направлению градиента скорости и градиента температуры. Это значит, что чем ближе к поверхности высушиваемого материала,

тем влагосодержание газа (или парциальное давление пара в газе), составляющего пограничный слой, больше.

На рис. II—6 показаны схемы распределения температуры и парциального давления пара в пограничном слое при сушке влажного материала (смоченное сукно) по экспериментальным данным Н. Ф. Докучаева. По этим графикам находят толщину условных пограничных слоев — термического δ_t и влажностного δ_p .

Градиент влажности в пограничном слое возникает в связи с тем, что скорость передачи пара, выделяющегося с поверхности сохнущего материала, имеет конечную величину, соизмеримую со скоростью движения газа относительно поверхности. Обтекаемая поверхность имеет тоже конечную длину. Поэтому за тот промежуток времени, за который любая порция газа движется по поверхности, пар, содержащийся в нем, не успевает переместиться настолько, чтобы равномерно распространиться во всем потоке. Как это будет показано ниже, при прочих равных условиях скорость выделения пара с поверхности сохнущего материала зависит от парциального давления пара в газе, непосредственно соприкасающемся с этой поверхностью, или от влагосодержания этого слоя. Поэтому увеличение влагосодержания воздуха в пограничном слое приводит к снижению скорости выделения пара с поверхности, т. е. к снижению скорости сушки.

С другой стороны, нельзя не учитывать некоторых положительных сторон пограничного слоя, которые выясняются из рассмотрения явлений, происходящих под его влиянием.

Средой сушильной камеры является смесь сухого воздуха с паром воды. Сухой воздух имеет молекулярную массу 29, а водяной пар — 18. Во всех точках пограничного слоя общее давление этой смеси одинаково, а парциальное давление пара у поверхности материала больше, чем в массе газа. Под действием разности этих парциальных давлений происходит диффузия пара от поверхности материала в массу газа, а воздух, наоборот, движется к поверхности материала. Кроме того, градиент температуры в пограничном слое вызывает термодиффузионный перенос тяжелого сухого воздуха по направлению теплового потока, т. е. тоже к поверхности материала. Суммарный нисходящий поток воздуха к поверхности материала вытесняет оттуда в противоположную сторону пар. Следовательно, перенос пара за счет диффузии ускоряется еще молярным — макроскопическим (стефановским) переносом всей парогазовой смеси. Этот перенос вызывает уменьшение толщины пограничного слоя и влечет, таким образом, на интенсивность тепло- и массообмена.

На рис. II—7 (данные Б. М. Смольского) приведены кривые распределения температуры в пограничном слое для «сухой» (испарение отсутствует) и «мокрой» пластины (теплообмен, осложненный массообменом); из этих кривых видно, что при нагревании мокрой пластины толщина условного пограничного слоя δ_t^M меньше тол-

щины слоя для сухой пластины δ_t^C , т. е. массообмен интенсифицирует теплообмен; поэтому температура мокрой пластины растет более интенсивно. Укажем также, что повышенное влагосодержание газа в пограничном слое повышает его теплопроводность, что приводит к увеличению плотности теплового потока.

Кроме того, тепловой поток к поверхности материала увеличивается за счет появления потока сухого воздуха по направлению к поверхности; последнее вызывается разностью парциальных давлений пара у поверхности материала и в газе. Все это благоприятно сказывается на увеличении скорости сушки.

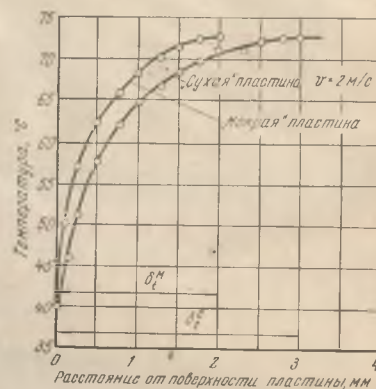


Рис. II—7. Распределение температуры в пограничном слое у поверхности «сухой» и «мокрой» пластины при скорости движения воздуха $v = 2$ м/с.

Из изложенного видно, что в пограничном слое развивается много различных и зависимых друг от друга явлений, по-разному влияющих на скорость сушки. Еще до сих пор различные исследователи по-разному оценивают результирующее влияние этого слоя на ход процесса сушки.

Из серии осциллограмм Б. М. Смольского (рис. II—8) видно, что при свободном движении среды сушильной камеры (график а) пограничный слой у поверхности мокрого материала разрушается из-за стефановского потока, нормального к этой поверхности. Упорядоченный влажностный пограничный слой формируется при вынужденном движении среды сушильной камеры (графики б—д).

Таким образом, в процессе сушки явления тепло- и массообмена неразрывно связаны, и в уравнении теплообмена необходимо учитывать влияние массообмена.

П. Д. Лебедев исследовал внешний теплообмен в процессе комбинированной радиационно-конвективной сушки и получил следую-

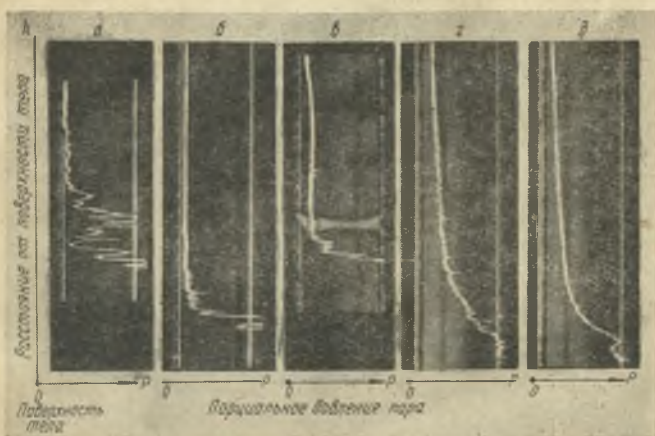


Рис. 11—8. Картина формирования влажностного пограничного слоя у поверхности влажного материала (писчая бумага) по осциллограммам, снятым при различных режимах движения воздуха ($t_c = 45^\circ \text{C}$, $\phi = 32\%$): а — сушка при свободном движении воздуха; б — сушка при вынужденном движении воздуха (при $v = 0,3 \text{ м/с}$); в — то же, при $v = 0,7 \text{ м/с}$; г — то же, при $v = 1,5 \text{ м/с}$; д — то же, при $v = 2,5 \text{ м/с}$.

еще важное расчетное соотношение, являющееся результатом обработки экспериментальных данных по сушке различных материалов:

$$Nu = A Re^{0,5} \left(\frac{T_c}{T_m} \right)^2 \left(\frac{T_n}{T_c} \right)^{0,4} \left(\frac{\bar{u}}{u_k} \right)^n, \quad (11-5)$$

где $\frac{T_c}{T_m}$ — Gu' — модифицированный критерий Гухмана, учитывающий ассимилирующую способность сушильного агента;
 $\frac{T_n}{T_c}$ — параметрический критерий (симплекс), учитывающий отношение температуры излучателя T_n к температуре среды сушильной камеры T_c , т. е. влияние источника радиации на конвективный теплообмен;
 $\frac{\bar{u}}{u_k}$ — критерий (симплекс), введенный П. Д. Лебедевым, выражающий отношение среднего влагосодержания материала в любой момент времени к среднему критическому влагосодержанию u_k .

Величины 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 $\frac{T_n}{T_c}$ не зависит от конструкции сушильной камеры. Важ-

ное значение имеет критерий $\frac{\bar{u}}{u_k}$. В процессе сушки $\bar{u}$ уменьшается и в период падающей скорости становится значительно меньше u_k ; в связи с этим уменьшается и величина Nu , приближаясь к значению критерия Nu при отсутствии влагообмена.

Б. М. Смольский, исследовавший процесс сушки пекарских дрожжей, обработал экспериментальные данные в виде критериальной зависимости, аналогичного уравнению (11—5). Аналогичная критериальная зависимость получена П. Г. Романковым и Н. Б. Рашковской при сушке ряда красителей.

При подводе необходимого количества тепла интенсивность испарения влаги с поверхности материала однозначно зависит от скорости диффузии пара через пограничный слой, которая в общем случае обусловлена разностью химических потенциалов влажного воздуха у поверхности материала μ_m и в окружающей среде μ_n :

$$q_m = \alpha_{mr} (\mu_m - \mu_n), \quad (11-6)$$

где α_{mr} — коэффициент влагообмена, отнесенный к разности химических потенциалов.

П. Д. Лебедев, Б. И. Леончик, О. Л. Данилов и Э. К. Тыныбеков исследовали процесс испарения в среде перегретого пара при сушке тонких плоских материалов, капель суспензий и растворов в широком диапазоне изменения температуры пара ($150-530^\circ \text{C}$) и скорости ($0,7-12 \text{ м/с}$) в условиях атмосферного давления. Если рассматривать в качестве движущей силы переноса градиент химического потенциала $\nabla \mu$, то при температуре $t > 160^\circ \text{C}$ интенсивность сушки в среде перегретого пара выше, чем при воздушной сушке. Энергетически наиболее целесообразно использование пара, образующегося из влаги, испарившейся из материала, и перегретого в циркуляционном контуре.

Для изотермических условий или при небольшом градиенте температуры в пограничном слое в качестве потенциала переноса пара можно принять его парциальное давление. Тогда интенсивность испарения влаги с поверхности материала в первый период сушки выражается уравнением, аналогичным уравнению интенсивности испарения воды со свободной поверхности (формула Дальтона):

$$q_m = \alpha_{mr} (p_m - p_n) \frac{760}{B} \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{ч)}, \quad (11-6a)$$

где q_m — интенсивность испарения, $\text{кг/(м}^2 \cdot \text{ч)}$;
 α_{mr} — коэффициент влагообмена при сушке влажного материала, отнесенный к разности парциальных давлений, $\text{кг/(м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{мм рт. ст.)}$;
 B — барометрическое давление, мм рт. ст. .

Испарение влаги в поверхностном слое создает перепад влажностей в материале; в результате этого начинается перемещение влаги из внутренних слоев к поверхности, обусловленное градиентом влажности.

В период постоянной скорости сушки поверхность материала смочена влагой, поступающей из внутренних слоев, и ее влажность больше гигроскопической. При этом давление пара у поверхности материала равно давлению насыщенного пара p_n при постоянной температуре поверхности материала и интенсивность испарения q_m является величиной постоянной.

Таким образом, в период постоянной скорости интенсивность сушки (определяемая по отношению к геометрической поверхности материала) равна интенсивности испарения со свободной поверхности или несколько превышает ее в том случае, когда в капиллярно-пористых материалах испарение происходит на некоторой глубине внутри материала и поверхность испарения (за счет шероховатости) больше геометрической поверхности материала.

Коэффициент влагообмена зависит главным образом от скорости воздуха, а также от ряда других факторов, например от формы и размера поверхности испарения, условий обтекания поверхности воздухом, температуры. В общем виде влагообмен между телом и окружающей средой характеризуется влагообменным критерием Нуссельта:

$$Nu_m = \frac{\alpha_{mp} l}{\lambda_{mp}},$$

где α_{mp} — коэффициент влагообмена, кг/(м²·ч·мм рт. ст.);
 λ_{mp} — коэффициент паропроводности (аналогичный коэффициенту теплопроводности), кг/(м·ч·мм рт. ст.);
 l — определяющий размер поверхности испарения — длина обтекания по направлению движения воздуха, м.

Подставляя значение α_{mp} в формулу (II—6а), получим

$$q_m = \frac{Nu_m \lambda_{mp}}{l} (p_m - p_n) \frac{760}{B}. \quad (II-7)$$

Для определения влагообменного критерия Nu_m А. В. Нестеренко получил следующую формулу:

$$Nu_m = A Re^n Pr_m^{0,33} Gu^{0,135} \left(\frac{T_c}{T_n} \right)^2, \quad (II-8)$$

где Re — гидродинамический критерий Рейнольдса;
 Pr_m — массообменный критерий Прандтля, характеризующий физические свойства среды;
 Gu — критерий Гухмана;
 T_c и T_n — температуры среды и поверхности испарения.

Постоянные A и n зависят от критерия Re :

при $Re = 3150 - 22000$ $A = 0,49$ и $n = 0,61$;

при $Re = 22000 - 315000$ $A = 0,025$ и $n = 0,90$.

В период падающей скорости сушки в условиях нестационарного процесса влагообмена определение интенсивности влагоотдачи представляет значительные трудности, так как коэффициент влагообмена изменяется во времени. Поэтому расчет скорости сушки связан с решением дифференциального уравнения влагопереноса при соответствующих краевых условиях. При выборе граничного условия считали, что в период падающей скорости сушки интенсивность влагоотдачи q_m зависит от разности концентраций влаги на поверхности материала и в окружающей среде, т. е. от разности соответствующих влагосодержаний:

$$q_m = \alpha_{mi} \rho_0 (u_n - u_p), \quad (II-9)$$

где α_{mi} — коэффициент влагообмена, м/ч;
 ρ_0 — плотность абсолютно сухого материала, кг с. вещ./м³;
 u_p — равновесное влагосодержание, кг влаги/кг с. вещ.;
 u_n — влагосодержание на поверхности материала, кг вл/кг с. вещ..

В связи со сложной зависимостью коэффициента влагообмена от влажности материала, а также из-за интенсивного углубления поверхности испарения внутрь материала во второй период сушки использование формулы (II—9) может носить ограниченный (условный) характер. Действительно, коэффициент $\alpha_{mi} = \frac{D_n}{\delta_u}$ может быть постоянным, если коэффициент диффузии пара D_n (м²/ч) и условная толщина пограничного слоя δ_u не изменяются в процессе сушки. Однако, как уже было указано, $D_n = f(u)$, а δ_u при углублении поверхности испарения увеличивается. Поэтому формула (II—9) может быть применима только при условии $\alpha_{mi} \approx \text{const}$ и при допущении о прямой пропорциональной зависимости между скоростью сушки и удаляемой влагой ($W - W_p$). Такое допущение принимается при выводе приближенного уравнения сушки (см. далее), причем, лучшее приближение дает расчет процесса по зонам.

В некоторых случаях задача расчета массообмена в процессе сушки сводится к расчету внешнего теплообмена. Так, например, при расчете барабанных и распылительных сушильных установок используется так называемый объемный коэффициент теплоотдачи α_v Вт/(м³·К)*. Такая методика расчета процесса сушки применима в том случае, если: а) коэффициент диффузии влаги внутри материала достаточно велик и процесс определяется внешним тепло- и массообменом; б) сушка происходит в первый период с постоянной скоростью; в этом случае считают $\alpha_v = \text{const}$.

Для периода убывающей скорости α_v является функцией вре-

* См. третью часть.

мени, т. е. $\alpha_{\nu} \neq \text{const}$ и применение критериального уравнения типа $Nu = f(Re)$ теряет смысл.

Для расчета производят «усреднение» α_{ν} для всего процесса сушки, более точно производить расчет по зонам, усредняя α_{ν} для каждой зоны и принимая в пределах зоны $\alpha_{\nu \text{ ср}} = \text{const}$.

Новым в проблеме внешнего массообмена является предложенная А. В. Лыковым теория объемного испарения, которая расширяет существующие представления о механизме массообмена между открытой поверхностью влажного пористого тела и турбулентным потоком газа. В этом случае имеет место молярное диспергирование, т. е. отрыв субмикроскопических частиц жидкости, вызванный волнообразным движением ее в поверхностном слое, и испарение этих частиц в пограничном слое или даже унос частиц потоком газа. Аналогичное явление наблюдается при взаимодействии кристаллов с вынужденным потоком газа (работы немецких исследователей Траубе и Берена). Здесь уместно также отметить, что работами А. С. Предводителя установлена аналогия процессов переноса тепла в жидкостях и кристаллах.

Надо полагать, что молярное диспергирование может иметь место при испарении с открытой поверхности жидкости или при испарении из сравнительно грубопористого материала, так как уже при диаметре капли $d \approx 1$ мкм и $Nu=2$ продолжительность существования капли очень мала.

Важное значение имеет вопрос о влиянии формы тела на тепло- и массообмен в процессе сушки. Работ, направленных на непосредственное решение этого вопроса, еще мало (О. Кришер, Лоос, И. С. Мельникова, Ф. М. Полонская и др.); однако с успехом могут быть использованы работы, проведенные в смежных областях. Широкий обзор этих исследований дан Б. М. Смольским.

В работе В. К. Щитникова проведено экспериментальное исследование влияния формы тела и ориентации его в потоке газа на конвективный теплообмен. Интерес представляет предложение автора принять в качестве определяющего геометрического размера отношение P_m/π , где P_m — периметр миделевого сечения тела.

Исследование влияния формы тела на процесс сублимационной сушки проведено Б. М. Ляховицким, П. А. Новиковым, автором и др.

Вопрос о выборе определяющего геометрического размера для тел сложной конфигурации имеет важное значение также для исследования и расчета внутреннего тепло- и массообмена в процессе сушки.

ТЕПЛО- И МАССОПЕРЕНОС ВО ВЛАЖНЫХ МАТЕРИАЛАХ

В главе I было показано, что перемещение влаги в коллоидных капиллярно-пористых материалах обусловлено наличием в них градиента потенциала переноса.

Установлено, что при небольшой влажности материала влага перемещается внутри него в основном в виде пара, т. е. сушка происходит за счет молекулярного переноса пара, а молярное перемещение жидкости практически не имеет места. При большой влажности материала влага частично перемещается в виде жидкости (до зоны испарения) и частично в виде пара (от зоны испарения наружу); при этом зона испарения вначале располагается вблизи поверхности материала, затем скорость углубления поверхности испарения возрастает.

При интенсивном внутреннем парообразовании, когда скорость релаксации пара становится меньше скорости его образования, объем влаги резко возрастает; при значительном гидравлическом сопротивлении скелета тела это может создать градиент общего давления в материале. В данном случае потенциалом молярного переноса пара может быть общее давление внутри материала. Это явление было обнаружено П. Д. Лебедевым и Г. А. Максимовым.

В работах, проведенных Е. И. Рыжовой, В. И. Сыроедовым, В. И. Ковначиком и автором, показано, что градиент общего давления является важным фактором массопереноса в процессе сублимационной сушки.

Дальнейшее развитие представлений о механизме внутреннего тепло- и массопереноса и взаимосвязи его с явлениями структурообразования в процессе сушки должно базироваться на применении новейших физических и физико-химических методов исследования — радиоиндикаторного, ядерно-магнитного резонанса, инфракрасной спектроскопии, рентгенографии и фотомикроскопии, ультразвукового метода и др.

Исследования с применением радиоиндикаторного метода (автордиография), проведенные Г. А. Максимовым, Н. И. Гамаюновым, Н. В. Чураевым, А. С. Шубиным и др., уже дали ценные результаты по вскрытию механизма внутреннего переноса влаги (жидкость — пар), уточнению форм связи влаги с материалом и выявлению роли пленочного течения в процессе внутреннего массопереноса. Как было указано ранее, предполагается, что течение поверхностной пленки внутри капилляра интенсифицирует процесс испарения; однако скорость испарения увеличивается только в начальной стадии процесса; в дальнейшем, когда поверхность испарения значительно углубляется внутрь тела, уровень мениска снижается, происходит срыв смачивающей пленки, на стенках капилляра остается тонкий адсорбционный слой влаги и скорость испарения резко снижается.

В расчетах массопереноса использование потенциалов переноса влаги должно быть увязано с зависимостью их от форм связи влаги с материалом. Важное значение имеет совершенствование методов определения потенциалов переноса с тем, чтобы их кон-

кретные значения на различных этапах процесса можно было использовать в соответствующих расчетах.

Для капиллярно-пористых тел равновесная зависимость потенциала переноса от степени насыщения порового пространства влагой обусловлена в основном геометрией и характером распределения пор, а также адсорбирующей способностью (активностью) их поверхности.

В этом плане важное практическое значение имеет предварительная обработка материалов перед сушкой. Работы, проведенные в МТИППе (Н. И. Назаров, В. И. Сыроедов, В. И. Ковнацкий, автор и др.); в Институте технической теплофизики АН УССР (О. А. Кремнев, В. А. Боровский и др.); в Институте физической химии АН СССР и в Калининском политехническом институте (М. П. Волярович, Н. В. Чураев, Н. И. Гамаюнов и др.), а также в других институтах показали, что применение поверхностно-активных веществ (ПАВ) и других структурообразующих добавок изменяет гидрофильные свойства материала, влияет на связь влаги с сухим скелетом материала (вытеснение воды с гидрофобных участков) и на его структуру, что может в значительной мере способствовать интенсификации процесса сушки. Характерно, что эффективность действия добавок в большей степени обусловлена режимом сушки; поэтому важное значение имеет изыскание соответствующих режимов сушки.

Для добавок, обладающих полной растворимостью в воде (например, этиловый спирт), ускорение процесса может быть связано с осмотическими явлениями.

Следует учитывать, что из реальных объектов сушки приходится удалять влагу, в которой растворены различные вещества; поэтому в процессе сушки возможно возникновение градиентов концентрации растворенных веществ в жидкой фазе и наложение явлений переноса этих веществ на перенос влаги. Эти явления исследованы в работе А. В. Лыкова и В. П. Журавлевой.

В. П. Журавлевой предложены соотношения для определения зависимости коэффициента диффузии влаги a_m от основных характеристик влажного материала и показано, что глубину расположения зоны испарения внутри материала можно определить методом солевых добавок при учете диффузии соли в воде. Следует учесть, что наличие в воде растворенных ингредиентов может оказывать влияние на кинетику переноса самой влаги. Об этом мы упоминали, в частности, когда рассматривали состояние и характеристики влаги в кристаллических материалах, растворимых в воде.

Аналогично направлению всякого переноса перенос жидкости и пара во влажном материале происходит от высшего потенциала к низшему.

Основной закон переноса вещества (влаги) можно представить так:

$$\vec{q}_m = -\lambda_m \nabla \theta_m \quad (II-10)$$

где q_m — плотность потока влаги [в уравнении (II-10) вектор], т. е. количество влаги G , переносимое в единицу времени через единицу изопотенциальной поверхности ΔS (поверхность одинакового потенциала); $q_m = \frac{dG}{d\tau \Delta S}$ кг/(м²·с);

$\nabla \theta_m$ — градиент потенциала вещества, ед. потенциала/м; он характеризует пространственную скорость изменения потенциала по нормали к изопотенциальной поверхности;

λ_m — коэффициент пропорциональности, называемый коэффициентом влагопроводности, кг/(м·с·ед. потенциала); этот коэффициент аналогичен коэффициенту теплопроводности [(Вт/м·К)] в известном законе Фурье:

$$\vec{q} = -\lambda \nabla \theta.$$

Градиент потенциала переноса вещества $\nabla \theta_m$, аналогичный градиенту температуры $\nabla \theta$, пропорционален градиенту давления пара (при диффузионном переносе пара), или градиенту капиллярного потенциала (при молярном перемещении капиллярной влаги), или градиенту осмотического давления (при диффузионном переносе осмотически поглощенной влаги).

Если принять, что потенциал переноса влаги является однозначной функцией удельного влагосодержания, то можно установить связь между величинами $\nabla \theta_m$ и ∇u . При постоянной температуре θ во всех точках тела можно написать:

$$\frac{\partial \theta_m}{\partial n} = \left(\frac{\partial \theta_m}{\partial u} \right)_\theta \frac{\partial u}{\partial n}$$

где $\frac{\partial \theta_m}{\partial n}$ — скалярная величина вектора $\nabla \theta_m$ (n — нормаль к изопотенциальной поверхности);

$\left(\frac{\partial \theta_m}{\partial u} \right)_\theta$ — частная производная потенциала переноса по удельному влагосодержанию при постоянной температуре.

Если воспользоваться понятием удельной массоемкости (влагоемкости)*

$$c_m = \left(\frac{\partial u}{\partial \theta_m} \right)_\theta$$

и считать ее постоянной, то можно написать:

$$u = c_m \theta_m + A, \quad (II-11)$$

где A — постоянная величина.

Из соотношения (II-11) следует, что $\theta_m = \frac{u}{c_m} - \frac{A}{c_m}$, т. е. при постоянной температуре и постоянной влагоемкости тела потенциал переноса влаги является линейной функцией влагосодержания. В действительности влагоемкость является величиной

* См. часть первую.

переменной. Если ввести понятие средней влагоемкости материала c_m , то

$$u = \bar{c}_m \theta_m. \quad (II-11')$$

Из формулы (II-11') можно написать соотношение, показывающее зависимость между градиентом потенциала переноса и градиентом влагосодержания тела:

$$\nabla \theta_m = \frac{1}{c_m} \nabla u.$$

Тогда выражение основного закона переноса примет вид:

$$\vec{q}_m = - \frac{\lambda_m}{c_m} \nabla u \quad (II-12)$$

или

$$\vec{q}_m = - \frac{\lambda_m}{c_m \rho_0} \rho_0 \nabla u = - a_m \rho_0 \nabla u. \quad (II-13)$$

Формула (II-13) — есть выражение известного закона влагопроводности. В этом выражении ρ_0 — масса абсолютно сухого материала в единице объема влажного материала; если коэффициент объемной усадки мал, то $\rho_0 = \rho_c$, где ρ_c — масса абсолютно сухого материала в единице объема сухого материала, т. е. объемная масса абсолютно сухого материала; ∇u — градиент влагосодержания, кг влаги/(кг с. вещ. · м).

Коэффициент пропорциональности a_m называется коэффициентом потенциалопроводности массопереноса или коэффициентом диффузии влаги*:

$$a_m = \frac{\lambda}{c_m \rho_0}. \quad (II-14)$$

Коэффициент a_m аналогичен коэффициенту температуропроводности a :

$$a = \frac{\lambda}{c \rho}.$$

Таким образом, понятие коэффициента потенциалопроводности является общим и может применяться как для явлений переноса тепла (a — коэффициент потенциалопроводности теплопереноса), так и для перемещения влаги (a_m — коэффициент потенциалопроводности влагопереноса). Для краткости в дальнейшем a_m будем называть коэффициентом диффузии влаги.

Коэффициент a_m зависит от влажности и температуры материала. Характер зависимости a_m от влажности обуславливается формой связи влаги с материалом. Эта зависимость весьма сложная, так как одновременно из разных слоев материала удаляется влага, различно связанная с твердым скелетом, и суммарный поток влаги складывается из отдельных потоков, преодолевающих различные сопротивления.

* Имеются в виду все виды переноса (не только диффузионный).

На рис. II-9 показана примерная зависимость коэффициента диффузии влаги a_m коллоидного капиллярно-пористого тела от его влагосодержания u ; из этой схемы видно, что характер изменения a_m в основном обуславливается той формой связи влаги, удаление которой преобладает на данном этапе процесса сушки.

Участок 1 соответствует молярному переносу капиллярной влаги в виде жидкости; участок 2 — удалению осмотически поглощенной влаги за счет диффузии; по мере снижения влажности тела (участки 3 и 3') большую роль начинает играть молярный перенос капиллярной влаги в основном в виде пара, что обусловлено углублением поверхности испарения (скорость подвода влаги изнутри материала меньше скорости испарения ее с поверхности). При этом из-за образования сухого слоя увеличивается сопротивление перемещению влаги из материала. Такое явление происходит,

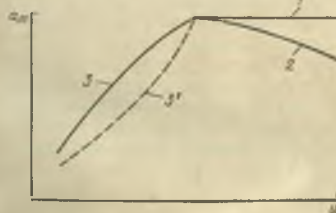


Рис. II-9. Зависимость коэффициента диффузии влаги от влагосодержания материала.

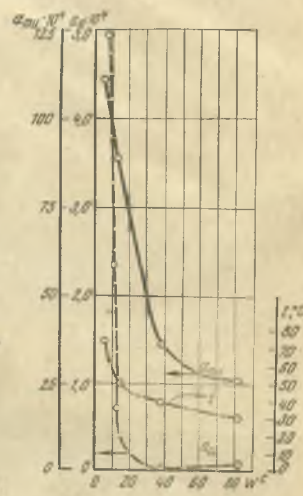


Рис. II-10. Зависимость влагокоэффициентов белого солода от температуры и влажности.

например, при сушке хлеба. Адсорбционно связанная влага также удаляется в виде пара за счет диффузионных сил.

Кривая 3 соответствует суммарному эффекту переноса пара. Различные виды переноса влаги имеют место одновременно, и представленные примерные экспериментальные графики отражают суммарный эффект с преобладанием того или другого вида переноса на отдельных этапах процесса сушки.

Зависимость коэффициента диффузии влаги от температуры материала изучена Я. М. Миннивичем и другими исследователями и выражается формулой:

$$a_m = a_{m0} \left(\frac{T}{273 + t_0} \right)^n$$

(n достигает 10—14).

Зависимость коэффициента диффузии влаги белого солода от температуры и влажности W^c исследована В. И. Поповым и представлена на рис. 11—10. Характерно, что, несмотря на уменьшение влажности, величина a_m резко возрастает за счет повышения температуры. На этом же рисунке показано изменение коэффициента влагообмена a_{m0} в зависимости от влажности и температуры.

На резкую зависимость коэффициента диффузии влаги от температуры следует обратить особое внимание, так как предварительный (перед сушкой) прогрев ряда влагоинерционных материалов, т. е. материалов с малым коэффициентом диффузии влаги (к ним относится большинство пищевых продуктов), может иметь большое практическое значение для ускорения сушки. Так, по данным расчетов, проведенных А. В. Лыковым и Л. Я. Ауэрманом, коэффициент диффузии влаги хлеба примерно равен: при температуре воздуха $t_c = 40^\circ \text{C}$ $a_m = 0,45 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{ч}$; при $t_c = 120^\circ \text{C}$ $a_m = 12 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{ч}$.

Автором и В. П. Дубровским был определен коэффициент диффузии влаги для зерна пшеницы с влагосодержанием $u = 0,28 \div 0,43 \text{ кг влаги/кг с. вещ.}$ при температуре 20, 40 и 55°C . Исследования проводились на основе предложенного А. В. Лыковым метода нестационарного потока вещества при изотермических условиях. Метод базируется на решении задачи теплопроводности для двух полуограниченных тел при граничном условии четвертого рода. Исследования показали, что зависимость между коэффициентом диффузии влаги в зерне пшеницы, его влагосодержанием и температурой может быть представлена в виде:

а) при $u = 0,283 \div 0,360 \text{ кг/кг}$

$$a_m = \frac{1}{A u^2 + B u + C} \left(\frac{T}{293} \right)^K 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с};$$

б) при $u = 0,360 \div 0,430 \text{ кг/кг}$

$$a_m = \left(0,147 + 0,055 u \right) \left(\frac{T}{293} \right)^K 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с},$$

где A, B, C и K — коэффициенты, зависящие от влагосодержания материала;

при $u = 0,283 \div 0,324 \text{ кг/кг}$ $A = 558$; $B = -382$; $C = 67,8$;

при $u = 0,324 \div 0,360 \text{ кг/кг}$ $A = 3620$; $B = -2340$; $C = 380,4$;

T — температура зерна, К.

Заслуживает внимания значительная величина показателя степени K , который изменяется от 8 до 18. Такое большое значение K свидетельствует о целесообразности применения предварительного прогрева зерна перед сушкой.

В качестве характерного критерия, определяющего отношение влаго- и теплоинерционных свойств материала, может быть принят критерий Лыкова $Lu = \frac{a_m}{\alpha}$. Для зерна $Lu \approx 10^{-3}$, т. е. оно быстро нагревается до предельно допустимой температуры, но медленно отдает влагу. Для таких материалов применяют осциллирующие режимы сушки, т. е. после нагрева их подвергают промежуточному охлаждению и затем цикл сушки повторяется*.

Аналогичные данные о повышении интенсивности внутреннего переноса влаги в пищевых продуктах за счет повышения их температуры получены при сушке овощей в промышленных установках.

Так, по данным Б. Н. Бояджиева (НРБ), уменьшение времени сушки при повышении температуры сушильного агента в первой фазе процесса (за счет увеличения площади греющей поверхности калориферов) дало положительные результаты: производительность ленточной сушилки при сушке красного перца увеличилась на 12% и при сушке лука репчатого — на 4,4%.

Естественно, что материалы, склонные к растрескиванию, следует прогревать при значительном насыщении воздуха во избежание слишком интенсивного испарения с поверхности материала и создания большого градиента влажности внутри него.

Экспериментальное определение коэффициентов переноса и особенно изучение полей влагосодержания представляют значительные трудности. Поэтому большой интерес представляют расчетные методы определения коэффициентов переноса и построения полей влажности. А. Г. Темкин, используя характеристические функции термодинамики необратимых процессов, разработал методы определения параметров переноса при высокоинтенсивных процессах сушки; при этом экспериментально определенные изменения локальной температуры в какой-либо точке тела и его интегральной влажности являются своеобразными «граничными условиями» внутри тела, используемыми при решении уравнений с целью восстановления искомых полей влагосодержания и температуры.

* Более экономичной является так называемая «изотермическая сушка», когда после предварительного нагрева материал высушивается при оптимальной температуре (авторское свидетельство № 274712, авторы А. С. Гинзбург, В. А. Резников, Е. И. Никулин, В. Ф. Самочетов, А. М. Уваров, В. П. Дубровский, В. И. Сыроедов, Г. В. Цивцивадзе), имеющей вначале процесса сушки и в конце его одинаковое значение.

В. Д. Ермоленко предложила рассчитывать a_m по экспериментальным кривым кинетики сушки и значениям влагосодержания всего образца и среднего его слоя:

$$a_m = \frac{d\bar{u}}{d\tau} \left\{ \frac{R^2 - R_1^2}{6 [\bar{u}_1(\tau) - \bar{u}_2(\tau)]} \right\},$$

где $\frac{d\bar{u}}{d\tau}$ — скорость сушки образца;
 R и R_1 — половина толщины всего образца (пластины) и среднего его слоя;
 $\bar{u}_2(\tau)$ и $\bar{u}_1(\tau)$ — среднее влагосодержание всей пластины и среднего слоя.

В. П. Дубровский и автор исследовали распределение влаги в зерне пшеницы при сушке в кипящем слое на основе экспериментально определенного a_m и уравнения:

$$u_{r,\tau} = u_{n,\tau} - m \left(\frac{r}{R} \right)^n,$$

где $u_{n,\tau}$ — влагосодержание центрального слоя зерна в момент времени τ ;
 $\frac{r}{R}$ — безразмерная координата;
 m и n — переменные величины, зависящие от τ , причем $n > 2$ (при сушке зерна в кипящем слое $Fo_m < 0,5$, а $Ki_m > 2$, поэтому распределение влаги отличается от обычно принимаемого параболического); в конце 1 периода $n = 2^*$.

При неизотермическом переносе влаги, т. е. если режим прогрева влажного материала обуславливает появление в нем не только градиента влажности, но и градиента температуры, влага внутри материала будет перемещаться как за счет градиента влажности (явление влагопроводности или концентрационная диффузия), так и благодаря градиенту температуры (явление термовлагопроводности или термическая диффузия).

Явление термовлагопроводности во влажных материалах (эффект Лыкова) подобно явлению термодиффузии в газах и растворах (эффект Соре).

Движение влаги под действием температурного градиента (термовлагопроводность) в коллоидных капиллярно-пористых телах является сложным процессом, который складывается из следующих явлений:

1) молекулярная термодиффузия влаги главным образом в виде молекулярного течения пара, происходящая вследствие разной скорости молекул нагретых и холодных слоев материала;

2) капиллярная проводимость, обусловленная изменением капиллярного потенциала; он зависит от поверхностного натяжения, которое с повышением температуры уменьшается $\left\{ \frac{d\sigma}{dT} < 0 \right\}$; поэтому

уменьшается и капиллярное давление $p = \frac{2\sigma}{r_m}$; известно (см. первую часть), что капиллярное давление над вогнутым мениском отрицательно и уменьшение давления повышает всасывающее усилие; вследствие этого влага в виде жидкости уходит от нагретых слоев тела к более холодным;

3) перемещение влаги под действием «защемленного» воздуха; это явление установлено Г. И. Покровским и Н. А. Наседкиным.

Защемленным считается воздух, который вместе с парами воды заполняет часть объема пор микрокапилляров капиллярно-пористого материала, не занятую влагой в виде жидкости. При нагревании материала воздух в порах расширяется и упругость водяных паров увеличивается. Увеличение объема газовой фазы приводит к уменьшению влажности: расширяющийся воздух проталкивает жидкость к слоям с более низкой температурой.

Схематично движение жидкости под влиянием температурного градиента показано на рис. II—11.

Термовлагопроводность является причиной перемещения влаги по направлению потока тепла; при конвективной сушке создается градиент температуры, противоположный градиенту влажности, что препятствует передвижению влаги изнутри к поверхности материала.

Если направления градиента влажности и температурного градиента совпадают, то совпадают и направления соответствующих потоков влаги, которые в сумме дают общий поток влаги*:

$$\vec{q}_m = \vec{q}_{m\mu} + \vec{q}_{m\theta} = -a_m \rho_0 \nabla u - a_m \rho_0 \delta \nabla \theta, \quad (II-15)$$

где $\vec{q}_{m\mu}$ — плотность потока диффузии влаги (влагопроводности), кг/(м²·ч);

$\vec{q}_{m\theta}$ — плотность потока термодиффузии влаги (термовлагопроводности), кг/(м²·ч);

$\nabla \theta$ — градиент температуры, °С/м;

δ — относительный коэффициент термодиффузии влажного материала, кг влаги/(кг с. вещ.·°С); $\delta = \frac{a_{m\theta}}{a_m}$ (a_m и $a_{m\theta}$ — коэффициенты диффузии и термодиффузии).

Выражение для термического потока влаги $q_{m\theta}$ можно представить в виде:

$$q_{m\theta} = -\frac{\lambda_m}{c_m} \delta \nabla \theta = -\lambda_{m\theta} \nabla \theta, \quad (II-16)$$

* Здесь и далее потоки влаги — векторы.

* См. стр. 225

где $\lambda_{m\theta} = \frac{\lambda_m}{c_m} \delta' = \lambda_m \delta'$ — называется коэффициентом термовлагопроводности; коэффициент $\delta' = \frac{\delta}{c_m}$ является относительным коэффициентом термовлагопроводности.

При стационарном состоянии, когда $q_m = 0$, А. В. Лыков рассматривает термоградиентный коэффициент δ_p как термодинами-

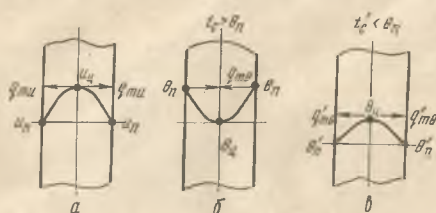


Рис. 11—11. Схемы полей влагосодержания (а) и температуры в материале и направление потоков диффузии и термодиффузии влаги при обычном (б) и осциллирующем режиме (в) сушки (в стадии охлаждения материала).

ческий параметр, определяемый отношением перепада влагосодержаний Δu к перепаду температур $\Delta \theta$:

$$\delta_p = \left(\frac{\Delta u}{\Delta \theta} \right)_{q_m=0} \quad (11-17)$$

Термоградиентный коэффициент показывает, какой перепад влагосодержаний создается в материале при перепаде температуры, равном 1.

Если воспользоваться средней удельной массоемкостью $\bar{c}_m = \frac{\Delta u}{\Delta \theta_m}$, то термоградиентный коэффициент можно представить в виде

$$\delta_p = \bar{c}_m \left(\frac{\Delta \theta_m}{\Delta \theta} \right)_{q_m=0} \quad (11-17')$$

где $\left(\frac{\Delta \theta_m}{\Delta \theta} \right)_{q_m=0}$ — температурный коэффициент потенциала влагопереноса.

Естественно, что связь между относительным коэффициентом термодиффузии влаги δ , входящим в уравнение влагопереноса ($q_m \neq 0$), и термодинамическим параметром δ_p , соответствующим $q_m = 0$, определяется величиной q_m . Так, если $q_m = 0$, то из выражения (11—15) следует, что

$$\delta = \left(\frac{q_m}{a_m \rho_0 \nabla \theta} - \frac{du}{d\theta} \right)_{q_m=0} = - \frac{du}{d\theta} = \frac{\Delta u}{\Delta \theta} = \delta_p$$

Термоградиентный коэффициент зависит от влажности материала, т. е. термическое перемещение влаги так же, как и влагопроводность, обусловлено формой связи влаги с материалом.

Из рис. 11—12а видно, что кривая изменения δ_p в зависимости от влажности имеет максимум. Такая зависимость обусловлена структурой материала и преобладанием того или другого вида переноса влаги в отдельных интервалах влажности.



Рис. 11—12а. Зависимость термоградиентного коэффициента от влажности материала.

Для капиллярно-пористых тел до экстремальной точки — при небольших значениях влажности — между величиной δ_p и влажностью существует прямая зависимость; это обусловлено движением влаги в этой области главным образом в виде пара за счет диффузионных сил (термодиффузия пара). На этом участке с уменьшением влажности материала поры его постепенно заполняются воздухом, который препятствует термодиффузии пара. Поэтому с уменьшением влажности коэффициент термовлагопроводности снижается, а с повышением влажности он увеличивается (кривая I).

За экстремальной точкой влага движется в основном в виде жидкости. Если влага в виде жидкости движется главным образом за счет действия заземленного воздуха, то между величиной δ_p и влажностью материала существует обратная зависимость (кривая II); объясняется это тем, что с увеличением влажности капиллярно-пористого материала поры его заполняются водой, а количество заземленного воздуха, естественно, уменьшается и при полном насыщении жидкостью, когда заземленного воздуха нет, $\delta_p \approx 0$.

При невысокой влажности материала коэффициент δ_p становится отрицательным, что связано с явлением относительной термодиффузии в газовых смесях: воздух, как газ, имеющий молекулярную массу, большую, чем водяной пар, начинает диффундиро-

вать по направлению потока тепла, а водяной пар перемещается против потока тепла. Эффект относительной термодиффузии значительно усиливается за счет явления теплового скольжения. Последнее проявляется в движении газа вдоль неравномерно нагретой стенки; если температура стенки снижается по ее длине, то изменяется и температура прилегающего к ней газа. Тогда вблизи стенки начинается макроскопическое движение газа (в данном случае пара) от холодных мест к горячим, т. е. в направлении, противоположном потоку тепла.

Схематично механизм этого явления можно описать следующим образом. Вдоль неравномерно нагретой стенки твердого тела происходит хаотическое движение молекул газа, причем молекулы газа, приходящие из более нагретой зоны, обладают большим запасом кинетической энергии, а следовательно в среднем и большим импульсом, чем менее нагретые молекулы.

При соударении со стенкой молекулы газа передают ей некоторый импульс, равный изменению количества движения молекулы. Таким образом, от неравномерно нагретого слоя газа к стенке будет передаваться результирующий импульс в направлении, противоположном температурному градиенту (от горячей зоны к холодной). Тангенциальная составляющая этого импульса направлена вдоль стенки.

Согласно третьему закону Ньютона от стенки к газу будет передаваться равный по величине импульс, но в противоположном направлении; вследствие этого пристеночный слой газа начинает перемещаться вдоль стенки в направлении температурного градиента (от холодной зоны к горячей) с некоторой скоростью $v_{ск}$. Приблизительно полагают, что скорость теплового скольжения $v_{ск}$ прямо пропорциональна температурному градиенту вдоль стенки:

$$v_{ск} = K_{ск} \frac{dT}{dx}$$

где $K_{ск}$ — коэффициент теплового скольжения, зависящий от коэффициента диффузии газа D_r и средней скорости молекул газа $v_{м.г}$:

$$K_{ск} \approx \frac{3}{2} \cdot \frac{\lambda_l R}{M v_{м.г}} = \frac{3}{2} \cdot \frac{D_r}{T},$$

где λ_l — длина свободного пробега молекул газа;
 R — универсальная газовая постоянная;
 M и T — молекулярная масса и температура газа.

Так как коэффициент диффузии находится в прямой зависимости от квадрата абсолютной температуры и в обратной — от давления, а длина свободного пробега молекул соответственно резко увеличивается с понижением давления, тепловое скольжение играет важную роль в явлениях переноса в разреженных газах. Вместе с тем и при нормальном давлении скорость теплового сколь-

жения соизмерима со скоростью диффузионного переноса пара в макрокапиллярах (процесс вообще медленный).

Таким образом, при сушке капиллярно-пористых материалов, когда зона испарения углубляется внутрь тела, диффузия теплового скольжения совпадает по направлению с концентрационной диффузией пара и может способствовать ускорению процесса сушки.

Для коллоидных тел кривая $\delta_p = f(W)$ имеет характер, примерно аналогичный кривой, рассмотренной выше, что объясняется следующим образом. При малой влажности перенос влаги в коллоидном теле (которое рассматривается как квазикапиллярно-пористое тело с микрокапиллярами весьма малого радиуса) происходит в основном в виде эффузии пара, потенциалом переноса которой является $\frac{p_v}{\sqrt{T}}$. При малой влажности материала парциальное

давление пара p_v мало изменяется в зависимости от температуры и в отношении $\frac{p_v}{\sqrt{T}}$ основную роль играет знаменатель $\sqrt{T}$; поэтому

для холодных слоев тела (где T мало) отношение $\frac{p_v}{\sqrt{T}}$ больше, чем для нагретых тел, и пар эффузирует от холодных слоев к нагретым. Естественно, что при этом в нагретых слоях конденсации не происходит, т. е. меняется только концентрация пара, а перераспределение жидкости, которое учитывается коэффициентом δ_p , не имеет места. Поэтому при малой влажности коллоидного материала $\delta_p \approx 0$.

При большей влажности материала с повышением температуры p_v увеличивается в большей мере, чем величина $\sqrt{T}$, и пар эффузирует от нагретых слоев к более холодным, где он конденсируется. Вследствие этого в теле создается перепад влажностей, что отражается повышением коэффициента δ_p (от нуля до максимального значения).

Для коллоидных капиллярно-пористых тел повышение δ_p с увеличением влажности обусловлено суммарным эффектом эффузии и диффузии пара.

После экстремальной точки с увеличением влажности коллоидного тела относительное содержание адсорбционно связанной влаги в нем уменьшается за счет увеличения свободной влаги, которая перемещается в виде жидкости при уменьшении коэффициента δ_p . При этом постепенно увеличивается роль переноса осмотически удержанной влаги, и при $\delta_p = 0$ считают, что в коллоидном теле в основном содержится только осмотически удержанная влага. В этой области влагосодержания потенциалом влагопереноса является давление набухания коллоидного тела, которое практически не зависит от температуры, т. е. в формуле (11—17') температурный коэффициент $\left(\frac{\Delta \delta_p}{\Delta T}\right)_{\delta_p=0} = 0$, а следовательно, и $\delta_p = 0$.

На рис. II—126 показан график зависимости δ_p от W для крахмала (по данным М. Ф. Казанского). На этом же рисунке показаны кривые изменения λ и a в зависимости от влажности; из этих кривых видно, что термодиффузионный перенос влаги оказывает существенное влияние на термические коэффициенты крахмала.

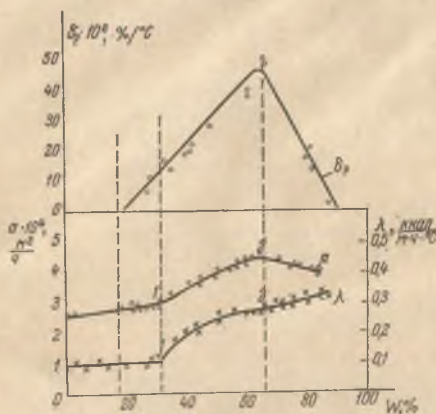


Рис. II—126. Зависимость термодиффузионного коэффициента и термических характеристик крахмала от влажности.

Для тел с большим содержанием осмотически удержанной жидкости с повышением температуры δ_p уменьшается; для тел с большим содержанием капиллярной влаги при повышении температуры δ_p несколько увеличивается. Так, по данным автора, для образцов хлебного теста одинаковых размеров (влажность $W = 37,4 \div 39,5\%$) при $\nabla\theta = 46^\circ \text{C}/\text{см}$ $\delta_p = 0,43\%/^\circ\text{C}$; при $\nabla\theta = 22^\circ \text{C}/\text{см}$ $\delta_p = 0,34\%/^\circ\text{C}$.

Как видно из приведенного выше анализа, зависимость коэффициентов переноса a_m и δ от влагосодержания материала определяется характером связи влаги, что обусловлено соответствующей зависимостью удельной массоемкости (влагоемкости) от форм связи влаги.

А. В. Лыков предлагает исследовать зависимость коэффициентов переноса от потенциала переноса вещества, а кривые сушки строить в координатах потенциал переноса вещества — время. Значительный интерес представит также анализ зависимости удельной влагоемкости s_m от потенциала вещества θ_m аналогично за-

висимости удельной теплоемкости от температуры. Этот анализ позволяет обосновать введение в расчет средней влагоемкости (см. первую часть).

Температурный коэффициент $\left(\frac{\partial \delta_m}{\partial \theta}\right)_u$ характеризует изменение потенциала переноса вещества в зависимости от изменения потенциала переноса тепла, т. е. устанавливает основное термодинамическое соотношение в явлениях переноса.

Уравнение (II—15) можно написать иначе:

$$\vec{q}_m = -a_m \rho_0 (\nabla u + \delta \nabla \theta). \quad (\text{II—15}')$$

Если влажный материал прогревается от поверхности внутрь, то градиенты ∇u и $\nabla \theta$ будут иметь противоположные знаки, а направление потока влаги будет зависеть от соотношения величин ∇u и $\delta \nabla \theta$, т. е. от соотношения сил влагопроводности и термовлагопроводности:

$$q_m = -a_m \rho_0 \left(\frac{\partial u}{\partial n} \pm \delta \frac{\partial \theta}{\partial n} \right),$$

где $\frac{\partial u}{\partial n}$ и $\frac{\partial \theta}{\partial n}$ — скалярные значения градиентов влагосодержания и температуры.

Обычно при конвективной сушке термовлагопроводность препятствует перемещению влаги из центральных слоев к поверхности материала, так как направление потоков q_{mu} и $q_{m\theta}$ разное (см. рис. II—11).

Поток термовлагопроводности можно изменить при применении осциллирующего режима сушки, т. е. при чередовании стадий нагрева и охлаждения материала. В стадии охлаждения, когда температура среды t_c меньше температуры поверхности материала (см. схему а на рис. II—11), поток $q_{m\theta}$ имеет направление, совпадающее с направлением потока влагопроводности q_{mu} .

Если градиент температуры имеет значительную величину и термовлагопроводность более интенсивна, чем влагопроводность, то влага перемещается по направлению потока тепла, преодолевая сопротивление влагопроводности:

$$q_m = -a_m \rho_0 \frac{\partial u}{\partial n} + a_m \rho_0 \frac{\partial \theta}{\partial n} = -a_m \rho_0 \left(\delta - \frac{\partial u}{\partial \theta} \right),$$

где $\frac{\partial u}{\partial \theta}$ — частная производная влагосодержания материала по температуре в данной точке.

Как было указано выше, если в материале создается нерелаксируемый градиент общего давления ∇p (интенсивность образования пара больше, чем скорость его переноса из зоны испарения через

скелет тела наружу), влага внутри материала может перемещаться также за счет этого градиента:

$$\vec{q}_{mp} = -k_p \nabla p, \quad (II-18)$$

где k_p — коэффициент молярного переноса пара.

Уравнение (II-18) соответствует известному закону фильтрации Дарси; поэтому перенос влаги под действием градиента общего давления называют фильтрационным переносом. Появление ∇p возможно только в телах со сравнительно большим гидравлическим сопротивлением.

При конвективной сушке градиент общего давления обычно создается при температуре тела $\theta > 100^\circ \text{C}$; при сушке с внутренним источником тепла (например, в электрическом поле высокой частоты) градиент общего давления создается и при более низких температурах. В последнем случае наряду с интенсивным парообразованием внутри тела имеют место эффузионное натекание воздуха из окружающей среды в микрокапилляры тела (независимо от эффузии пара) и диффузия скопления в макрокапиллярах. Все это способствует повышению давления внутри тела.

Таким образом, если учесть действие всех движущих сил переноса, общий поток влаги

$$\vec{q}_m = \vec{q}_{mu} + \vec{q}_{m\theta} + \vec{q}_{mp} = -a_m \rho_0 \nabla u - a_m \rho_0 \delta \nabla \theta - k_p \nabla p. \quad (II-18')$$

В общем случае массоперенос следует учитывать при расчете плотности теплового потока внутри влажного материала, так как поток влаги переносит также некоторое количество тепла. Такое явление имеет место, например, в процессах, связанных с углублением зоны испарения. Особенно наглядно углубление зоны испарения проявляется при высокоинтенсивных процессах (работы А. С. Гинзбурга по исследованию процесса выпечки, работы В. В. Красникова по кондуктивной сушке, работы Ю. А. Бермана по высокотемпературной сушке, работы Г. С. Шубина по сушке древесины и др.), когда влажность этой зоны остается примерно на уровне начальной влажности материала, а выше зоны испарения находится слой абсолютно сухого материала (полагаем, что при высокой температуре равновесная влажность стремится к нулю). Эти процессы соответствуют четвертому механизму обезвоживания по классификации Шервуда, который полагал, что такие процессы в природе не протекают. В действительности же создание значительного температурного градиента в материале обуславливает повышение интенсивности неизомермической массопроводности (термовлагопроводности); вследствие этого в начале процесса влага перемещается внутрь материала, затем влага удаляется в основном по схеме углубления зоны испарения.

Температура зоны испарения примерно соответствует температуре пара при соответствующем давлении: при обычной конвектив-

ной сушке давление пара равно атмосферному и температура зоны испарения близка к 373 K ; при высокоинтенсивном процессе (например, при выпечке инфракрасными лучами, при кондуктивной сушке тонких материалов) скорость образования пара превышает скорость релаксации его и давление, а соответственно и температура несколько повышаются.

Таким образом, неизомермическая массопроводность сопровождается диффузионной теплопроводностью, т. е. переносом тепла (энтальпии) движущейся массой (влажностью), обусловленным значительной разностью температур поверхностных и внутренних слоев материала. Анализ и математическое описание этого явления было дано автором.

При теплопереносе, осложненном массопереносом, закон теплопроводности должен быть записан в таком виде:

$$q = -\lambda \nabla \theta + I q_m,$$

где q — плотность суммарного потока тепла, Вт/м^2 ;
 λ — коэффициент теплопроводности влажного материала, $\text{Вт/(м} \cdot \text{K)}$;
 $\nabla \theta$ — градиент температуры, $^\circ \text{C/м}$;
 q_m — плотность суммарного потока влаги, $\text{кг/(м}^2 \cdot \text{с)}$;
 I — энтальпия влаги, перемещающейся внутри тела, Дж/кг .

В этом уравнении не учитывается изменение энтальпии влаги по координатам тела.

Движение влаги может происходить в виде молекулярного переноса пара ($q_{m\theta}$) и в виде переноса жидкости (q_{mj}), обусловленных созданием в материале градиентов температуры и влажности*:

$$q_m = q_{m\theta} + q_{mj} = -a_m \rho_0 \delta \nabla \theta - a_m \rho_0 \nabla u.$$

Таким образом, плотность суммарного потока тепла

$$q = -\lambda \nabla \theta - I_u a_m \rho_0 \nabla u - I_\theta a_m \rho_0 \delta \nabla \theta$$

или

$$q = -(\lambda + a_m \rho_0 \delta I_\theta) \nabla \theta - a_m \rho_0 I_u \nabla u,$$

где I_u — энтальпия влаги, перемещающейся внутри тела за счет ∇u ;
 I_θ — то же, за счет $\nabla \theta$.

Последнее выражение можно переписать таким образом:

$$q = -\lambda_{\text{экв}} \nabla \theta,$$

где $\lambda_{\text{экв}}$ — эквивалентный коэффициент теплопроводности, определяемый по величине потока тепла q при нестационарном режиме.

Этот коэффициент наряду с кондуктивным переносом тепла учитывает также суммарное влияние внутреннего переноса влаги на перенос тепла:

$$\lambda_{\text{экв}} = \lambda + a_m \rho_0 \delta I_\theta - a_m \rho_0 \frac{\partial I_u}{\partial \theta} I_u.$$

Величины I_θ и I_u изменяются от значения I жидкости до значения I пара.

* Считаем $\nabla p = 0$

Дифференциальное уравнение переноса тепла

На основе закона сохранения энергии локальная производная энтальпии элемента объема тела по времени, или изменение энтальпии элемента объема тела в единицу времени, равно дивергенции вектора $\vec{q}$ плотности потока тепла:

$$\frac{\partial (c_{пр} \rho_0 \theta)}{\partial \tau} = -\operatorname{div} \vec{q} = \nabla (\lambda \nabla \theta - I_{ж} q_{тж})^* \quad (II-19)$$

Приведенная удельная теплоемкость материала

$$c_{пр} = c_{с. \text{ вещ}} + c_{ж} u = c_{с. \text{ вещ}} + \frac{W^c}{100} \text{ Дж/(кг с. вещ} \cdot \text{К)},$$

где $c_{с. \text{ вещ}}$ и $c_{ж}$ — удельная теплоемкость сухого вещества материала и жидкости;

$$u = \frac{W^c}{100} \text{ — влагосодержание материала.}$$

Так как энтальпия жидкости $I_{ж} = c_{ж} \theta$, то

$$c_{пр} \rho_0 \frac{\partial \theta}{\partial \tau} = \nabla (\lambda \nabla \theta) - q_{тж} c_{ж} \nabla \theta \quad (II-19')$$

Первый член правой части этого уравнения учитывает перенос тепла теплопроводностью, второй член — перенос тепла потоком жидкости.

Если обозначить $\frac{q_{тж}}{\rho_{ж}} = v_{ж}$ ($\rho_{ж}$ — плотность жидкости, а $v_{ж}$ — линейная скорость ее перемещения, м/с), то получим уравнение, аналогичное уравнению Фурье—Кирхгофа для теплообмена в потоке жидкости:

$$c_{пр} \rho_0 \frac{\partial \theta}{\partial \tau} = \nabla (\lambda \nabla \theta) - c_{ж} \rho_{ж} v_{ж} \nabla \theta \quad (II-20)$$

В общем случае следует учесть также перенос тепла за счет переноса пара, а также источник (сток) тепла, обусловленный фазовыми превращениями (конденсация пара, испарение жидкости) внутри тела. Перенос тепла потоком пара (без фазовых превращений) учитывается аналогично переносу жидкости, т. е. он составляет $c_{п} \rho_{п} v_{п} \nabla \theta$, где $c_{п}$ и $\rho_{п}$ — теплоемкость и плотность пара; $v_{п} = \frac{q_{мп}}{\rho_{п}}$ — линейная скорость переноса пара.

* При переменном объеме тела в левой части выражения принимается полная производная изменения энтальпии во времени. Следует также учесть, что в общем случае температуры сухого скелета тела и влаги в рассматриваемом элементарном объеме могут быть не одинаковы.

Источник (сток) тепла при фазовых превращениях составляет $r \rho_0 \frac{\partial u}{\partial \tau}$, где r — теплота фазового перехода;

$\frac{\partial u}{\partial \tau}$ — изменение общего влагосодержания тела во времени;

ε — критерий фазового превращения.

Этот критерий характеризует изменение потока влаги или влагосодержания тела за счет фазового превращения (внутреннее испарение или конденсация) по отношению к изменению общего

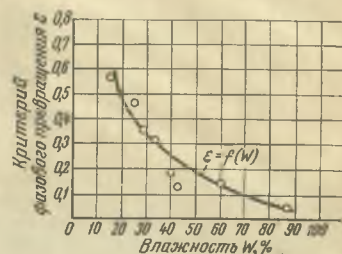


Рис. II-13. Зависимость критерия фазового превращения ε от влажности материала (сушка термоизлучением хлопко-сырца).

потока влаги внутри тела или к изменению общего влагосодержания тела. Критерий ε изменяется от 0 (фазовые превращения отсутствуют) до 1 (поток влаги обусловлен только фазовыми превращениями и переносом пара). В общем случае $\varepsilon = f(u, \theta)$; для небольших перепадов u и θ можно считать $\varepsilon = \text{const}$.

Е. И. Сизякова показала, что критерий ε зависит от координат тела, т. е. величина его различна для разных слоев тела. М. И. Щекотдин экспериментально показал, что с увеличением влажности материала ε резко уменьшается (рис. II-13) и при значительной влажности $\varepsilon \approx 0$, т. е. влага перемещается в материале в основном в виде жидкости. Таким образом, перенос тепла во влажном теле, осложненный внутренним массообменом, будет описываться общим дифференциальным уравнением:

$$c_{пр} \rho_0 \frac{\partial \theta}{\partial \tau} = \nabla (\lambda \nabla \theta) + r \rho_0 \frac{\partial u}{\partial \tau} - c_{ж} \rho_{ж} v_{ж} \nabla \theta - c_{п} \rho_{п} v_{п} \nabla \theta \quad (II-21)$$

Если считать $\lambda = \text{const}$, то последнее уравнение можно представить в таком виде:

$$\frac{\partial \theta}{\partial \tau} = a \nabla^2 \theta + \frac{r}{c_{пр} \rho_0} \frac{\partial u}{\partial \tau} - \frac{c_{ж} \rho_{ж}}{c_{пр} \rho_0} v_{ж} \nabla \theta - \frac{c_{п} \rho_{п}}{c_{пр} \rho_0} v_{п} \nabla \theta \quad (II-22)$$

В условиях коллективной сушки при создании в материале сравнительно незначительных температурных градиентов и малых скоростях переноса влаги

($Re < 10$) обычно переносом тепла потоками жидкости и пара пренебрегают. Тогда дифференциальное уравнение переноса тепла принимает вид:

$$\frac{\partial \theta}{\partial \tau} = a \nabla^2 \theta + \frac{r}{c_{np}} \frac{\partial u}{\partial \tau} \quad (II-22')$$

В условиях лучистого нагрева пищевых материалов (сушка инфракрасными лучами, выпечка, обжарка) и кондуктивной сушки при значительных градиентах температуры и большой влажности материала определенную роль играет также перенос тепла потоком жидкости.

Если перейти от влагосодержания u к потенциалу переноса влаги θ_m , то дифференциальное уравнение переноса тепла можно представить в таком виде:

$$\frac{\partial \theta}{\partial \tau} = a \nabla^2 \theta + r \varepsilon \frac{\partial \theta_m}{\partial \tau} - \frac{1}{c_{np} \rho_0} \sum_{i=1}^2 c_i q_{m_i} \nabla^2 \theta \quad (II-22'')$$

В этом уравнении последний член в общем виде учитывает составляющую конвективного (молярного) переноса тепла потоками жидкости и пара. Если учесть также диффузионный перенос связанного вещества (влаги), дифференциальное уравнение переноса тепла будет иметь общий вид:

$$\frac{\partial \theta}{\partial \tau} = a \nabla^2 \theta + \left[\sum_i I_{\phi} q_{V m \phi} - \sum (q_{m \text{ диф}} + q_{m \text{ мол}}) c_i \nabla^2 \theta \right] \frac{1}{c_{np} \rho_0} \quad (II-22''')$$

где $q_{V m \phi}$ — объемная плотность потока вещества, обусловленного фазовыми переходами;
 I_{ϕ} — соответствующая энтальпия источника фазового перехода;
 $q_{m \text{ диф}}$ — плотность диффузионного потока влаги;
 $q_{m \text{ мол}}$ — плотность молярного переноса.

Плотность молярного переноса влаги рассчитывается, как было указано, по скорости молярного переноса $v_i = \frac{q_{m \text{ мол } i}}{\rho_i}$, которая в общем случае отлична от линейной скорости диффузионного переноса $\frac{q_{m \text{ диф } i}}{\rho_i}$. Если учесть пористость монокапиллярно-пористого тела Π , то плотность молярного переноса

$$q_{m \text{ мол}} = \Pi b_i \rho_i v_i \quad (II-23)$$

где b_i — насыщенность пор.

Дифференциальное уравнение переноса влаги

Для получения уравнений кривых сушки, т. е. для расчета скорости сушки и нахождения нестационарного поля влагосодержания в процессе сушки, нужно решить дифференциальное уравнение переноса влаги внутри материала. Сушка является процес-

сом нестационарным, т. е. влажность высушиваемого тела есть функция координат и времени, или, иначе говоря, влажность изменяется как по сечению тела, так и во времени.

Аналогично выводу дифференциального уравнения переноса тепла на основе закона сохранения массы вещества можно написать, что локальная производная объемной концентрации связанного вещества (влаги) по времени равна сумме дивергенции диффузионного и молярного потоков влаги и внутреннего источника, обусловленного фазовыми переходами (испарение, конденсация):

$$\frac{\partial (u \rho)}{\partial \tau} = - \operatorname{div} (q_{m \text{ диф}} + q_{m \text{ мол}}) + q_{V m \phi}$$

Если считать, что усадка тела в процессе сушки мала ($\rho = \rho_0 = \text{const}$) и выразить $q_{m \text{ мол}}$ формулой (II-23), то получим:

$$\rho_0 \frac{\partial u}{\partial \tau} = - \operatorname{div} (q_{m \text{ диф}} + \Pi b_i \rho_i v_i) + q_{V m \phi}$$

Если пренебречь молярным переносом жидкости, а молярный перенос пара учесть введением соответствующего множителя в выражение для диффузии пара в паровоздушной смеси*, то, подставляя значения $q_{m \text{ диф}}$, получим дифференциальное уравнение переноса влаги, которое имеет вид, аналогичный дифференциальному уравнению теплопереноса:

$$\frac{\partial u}{\partial \tau} = a_m \nabla^2 u + a_m \delta \nabla^2 \theta \quad (II-24)$$

Это уравнение устанавливает связь между изменением влажности во времени $\left(\frac{\partial u}{\partial \tau}\right)$ и по координатам тела (x, y, z), или, другими словами, описывает скорость уменьшения влажности $\frac{\partial u}{\partial \tau}$ в любой точке тела.

Если учесть отдельно фильтрационный перенос влаги, то дифференциальное уравнение переноса влаги имеет вид:

$$\frac{\partial u}{\partial \tau} = a_m \nabla^2 u + a_m \delta \nabla^2 \theta + \frac{k_p}{\rho_0} \nabla^2 p \quad (II-24')$$

Для упрощения делается допущение, что в течение всего процесса сушки коэффициенты влагопереноса a_m и δ — величины постоянные, не зависящие от влажности, тогда (II-24) — это линейное дифференциальное уравнение.

Правильнее рассчитывать процесс по отдельным зонам, для которых средние значения коэффициентов переноса можно с боль-

* Линейная скорость молярного переноса пара прямо пропорциональна градиенту концентрации пара.

шим основанием считать не зависящими от температуры и влажности.

При конвективной сушке нагретым воздухом (при сравнительно невысокой температуре и небольшой скорости его) термовлагодность 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:

$$\frac{\partial u}{\partial \tau} = a_m \frac{\partial^2 u}{\partial x^2} \quad (\text{II-24}')$$

Для решения этого уравнения необходимо задать краевые условия, т. е. установить закон взаимодействия поверхности тела с окружающей средой (граничное условие), и знать влажность в любой точке тела в начальный момент времени (начальное условие).

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:

$$u(x; y; z; 0) = u_0 = \text{const.} \quad (\text{II-25})$$

Граничное условие можно представить в виде баланса влаги для поверхности: количество влаги, переместившееся изнутри тела к его поверхности [формула (II-13)], равно количеству влаги, переместившейся с поверхности тела в окружающую среду [формула (II-6a)]:

$$q_m = -a_m \rho_0 \left(\frac{\partial u}{\partial x} \right)_{\text{пов}} = \alpha_m p (p_m - p_n), \quad (\text{II-25}')$$

где $\left(\frac{\partial u}{\partial x} \right)_{\text{пов}}$ — градиент влажности на поверхности тела; барометрическое давление B принято равным 0,1 МПа (760 мм рт. ст.).

В период постоянной скорости $q_m = \text{const.}$ Уравнение (II-24') при крайних условиях (II-25) и (II-25') решено А. В. Лыковым.

При массообменном критерии Фурье

$$\text{Fo}_m = \frac{a_m \tau}{R^2} > 0,5$$

$$u = u_1 - \frac{q_m}{R \rho_0} \left(\tau - \frac{R^2 - 3x^2}{6a_m} \right), \quad (\text{II-26})$$

где u — влагосодержание в любой точке тела в любой момент времени, кг влаги/кг с. вещ.;

R — определяющий геометрический размер (половина толщины пластины)*.

Подставляя в формулу (II-26) 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 $u_{\text{ср}}$:

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

Эта формула является выражением известной теоремы о среднем. Ее смысл можно показать на элементарном примере нахождения среднего значения функции, если известен характер этой функции. Пусть известна функ-

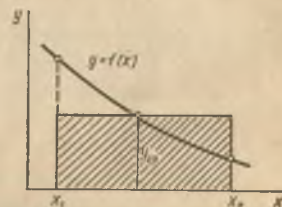


Рис. II-14. График для определения среднего значения функции.

ция $y = f(x)$, требуется найти значение $u_{\text{ср}}$ (рис. II-14). Рассматривая заштрихованный прямоугольник, площадь которого равна площади, ограниченной кривой, можно написать:

$$u_{\text{ср}} = \frac{F_{\square}}{x_2 - x_1}, \quad \text{но } F_{\square} = \int_{x_1}^{x_2} f(x) dx,$$

* Решение дифференциального уравнения переноса влаги (II-24) может быть сравнительно просто получено только в том случае, когда поверхность, ограничивающая рассматриваемое тело, является координатной, т. е. такой, у которой одна из координат всех точек указанной поверхности имеет одинаковое значение. Например, поверхность хлебного сухаря толщиной $2R$, который обычно можно уподобить пластине, будет координатной, если одну из осей координат направить перпендикулярно оси сухаря. Если этой осью будет ось абсцисс x , то для обеих наружных поверхностей сухаря будем иметь: $x = -R$; $x = +R$ (см. рис. II-4). Однако так как пищевые продукты могут иметь различную и очень часто довольно сложную форму, то такие координатные поверхности можно выбрать только путем введения специальной системы координат, которая позволила бы для тел любой формы описать явление переноса единым уравнением. Для исследования процесса сушки такая единая — монокоординатная система предложена А. Г. Темкиным.

$$y_{cp} = \frac{1}{x_2 - x_1} \int_{x_1}^{x_2} f(x) dx.$$

В результате интегрирования и перехода от влагосодержания u_{cp} , выраженного в кг влаги/кг с. вещ., к влажности W , выраженной в %, получим:

$$W = W_1 - \frac{100 q_m}{R \rho_0} \tau = W_1 - N \tau, \quad (II-27)$$

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

Уравнение (II-27) является уравнением кривой сушки в период постоянной скорости; оно является уравнением прямой линии (см. рис. II-1):

$$N = \operatorname{tg} \psi_1 = \frac{W_1 - W_{x1}}{\tau_1}, \quad (II-28)$$

где ψ_1 и W_{x1} — угол наклона кривой сушки в первый период; W_1 и W_{x1} — начальная и первая критическая влажность материала, %.

Таким образом, продолжительность сушки в первый период

$$\tau_1 = \frac{W_1 - W_{x1}}{N}. \quad (II-29)$$

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

$$\tau = \frac{W_1 - W_2}{N}. \quad (II-29')$$

Из выражения (II-26) можно получить формулу для определения первой критической влажности W_{x1} . В первой критической точке средняя влажность пластины $W = W_{x1}$, а влагосодержание на поверхности $u_{пов} = u_{x1}$ (для коллоидного тела $u_{x1} = u_r$, где u_r — гигроскопическая влажность).

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

$$u_{x1} = u_1 - \frac{q_m}{R \rho_0} \left(\tau_1 + \frac{R^2}{3 a_m} \right),$$

* В теории сушки влажность относится к массе сухого вещества материала (W^s); для упрощения записи индекс «с» мы здесь опускаем.

Уравнение (II-27) можно получить просто, если иметь экспериментальную кривую сушки в первый период: $-\frac{dW}{d\tau} = N$; при интегрировании получаем: $W = -N\tau + \text{const}$; при $\tau = 0$ $\text{const} = W_1$, тогда $W = W_1 - N\tau$.

отсюда

$$u_1 - \frac{q_m}{R \rho_0} \tau_1 = u_{x1} + \frac{q_m R}{3 a_m \rho_0}.$$

Переходя к влажности материала в %, получим:

$$W_1 - \frac{100 q_m}{R \rho_0} \tau_1 = 100 u_{x1} + 100 \frac{q_m R}{3 a_m \rho_0}.$$

Подставляем значение W_1 в формулу (II-27) для средней влажности пластины в первой критической точке ($W = W_{x1}$)

$$W_{x1} = 100 u_{x1} + 100 \frac{q_m R}{3 a_m \rho_0} = 100 u_{x1} + \frac{NR^2}{3 a_m}. \quad (II-30)^*$$

Из формулы видно, что первая критическая влажность зависит от определяющего размера материала (толщины образца), коэффициента переноса влаги и режима сушки. Для материалов со сравнительно большим R величина W_{x1} 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 $v = 4$ м/с для сухаря толщиной 20 мм $W_{x1} \approx 250\%$, 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:

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

Величина $100 u_{x1}$ в формуле (II-30) принята равной гигроскопической влажности (25%). Коэффициент влагопроводности хлеба, рассчитанный по методу А. В. Лыкова на основании экспериментальной кривой сушки, $a_m = 0,45 \cdot 10^{-6}$ м²/ч.

Плотность абсолютно сухого вещества хлеба $\rho_0 = 250$ кг/м³. Тогда по формуле (II-30)

$$W_{x1} = 25 + 100 \cdot \frac{0,765 \cdot 0,01}{3 \cdot 0,45 \cdot 10^{-6} \cdot 250} \approx 250\%.$$

С уменьшением толщины ломтя R величина W_{x1} тоже уменьшается. Эту зависимость авторы подтвердили прямым экспериментом. При толщине лом-

* Как видно, определение W_{x1} требует знания ряда величин (u_{x1} , a_m , q_m), поэтому аналитически точно установить границу между обоими периодами сушки трудно. В связи с этим интерес представляет решение системы дифференциальных уравнений переноса для всего процесса сушки. В этом плане выполнена работа М. С. Смирновым, который методом конечных интегральных преобразований получил решение дифференциального уравнения типа уравнения теплопроводности с переменными по времени и координате источниками тепла (внутри тела и на его поверхности).

тя хлеба 3 мм $W_{к1} = 50\%$, т. е. она меньше начальной влажности хлеба, и на кривых сушки и скорости сушки имеет место период постоянной скорости.

Уравнение (II-30) получено исходя из предположения, что в период постоянной скорости сушки испарение происходит на поверхности тела ($\epsilon = 0$). Если учесть, что испарение частично может протекать и в толще материала*, то выражение для критической влажности тела (пластина, жидкость, шар) будет иметь вид:

$$W_{к1} = 100 u_{к1} + \frac{100 q_m R}{\Gamma a_m \rho_0} \left(1 + \epsilon \frac{r \delta a_m}{c a} \right),$$

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

Обычно в первый период сушки считают, что $\epsilon = 0$; тогда $\theta_n = t_n = t_c - \frac{r q_m}{a} = t_m$. [см. формулу (I-111)], т. е. температура в любой точке 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 :

$$Ki_m = \frac{q_m R}{a_m \rho_0 (u_0 - u_p)}$$

Для периода постоянной скорости сушки

$$Ki_m = 2 \frac{u_0 - u_{пов}}{u_0 - u_p}$$

где u_0 и $u_{пов}$ — 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:

$$Ki_m = \frac{(\nabla u)_{пов} R}{u_0}$$

период убывающей скорости сушки

Выше было показано, что в период постоянной скорости сушки обычно принимают параболическое распределение влаги по сечению образца. В таком состоянии материала начинается сушка

* Н. С. Михеевой показано, что, строго говоря, углубление поверхности испарения имеет место с начала процесса сушки.

** См. таблицу критериев II-1.

с убывающей скоростью, поэтому для периода убывающей скорости начальное условие будет иметь вид:

$$\text{при } \tau = 0 \quad u = u_0 - \left(\frac{x}{R} \right)^2 (u_0 - u_{пов}). \quad (II-31)$$

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

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

Решение дифференциального уравнения влагопереноса для периода убывающей скорости сушки представляет значительные трудности, так как коэффициенты переноса a_m и a_t 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 принимает, что между скоростью сушки и массой удаляемой влаги существует прямая пропорциональная зависимость, т. е. кривую сушки во второй период заменяют прямой (см. рис. II-15). Фактически это означает принятие допущения о постоянстве коэффициентов переноса. В этом случае в качестве граничного условия можно принять уравнение баланса влаги для поверхности тела, описываемое формулой (II-9):

$$q_m = -a_m \rho_0 \left(\frac{\partial u}{\partial x} \right)_{x=R} = a_{mII} \rho_0 (u_{пов} - u_p). \quad (II-25')$$

Дифференциальное уравнение влагопереноса (II-24') при крайних условиях (II-25) и допущении, что влаgekоэффициенты a_m и a_t не изменяются в процессе сушки, решено А. В. Лыковым.

Для средней скорости сушки пластины во второй период получено уравнение:

$$-\frac{dW}{d\tau} = \frac{a_m}{R^2} \frac{1}{\frac{4}{\pi^2} + \frac{1}{Bi_m}} (W - W_p), \quad (II-32)$$

где $Bi_m = \frac{a_m R}{a_t}$ — массообменный критерий Био (остальные обозначения известны).

Уравнение (II-32) имеет важное значение для анализа и расчета процесса сушки. Так, анализ данного уравнения позволяет объяснить характер кривых скорости сушки в период убывающей скорости. Из формулы (II-32) 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 (II—32) 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 др.

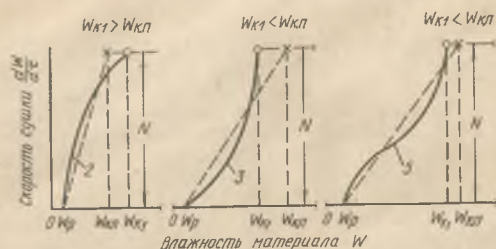


Рис. II—15. Графический метод определения приведенной критической влажности $W_{K.п}$ (объяснение кривых 2, 3, 5 см. подпись к рис. II—2).

Преобразуем уравнение (II—32), умножив числитель и знаменатель на $\frac{R}{\alpha_m}$:

$$-\frac{dW}{d\tau} = \frac{1}{R} \cdot \frac{1}{\frac{1}{\alpha_m} + \frac{4}{\pi^2} \cdot \frac{R}{\alpha_m}} (W - W_p). \quad (II-33)$$

Принимая влагокоэффициенты постоянными, т. е. заменяя кривую скорости сушки во второй период прямой линией (рис. II—15*), обозначим комплекс перед скобкой через K :

$$\frac{1}{R} \cdot \frac{1}{\frac{1}{\alpha_m} + \frac{4}{\pi^2} \cdot \frac{R}{\alpha_m}} = K, \quad (II-34)$$

где K — коэффициент сушки, зависящий от режима сушки.

Тогда

$$-\frac{dW}{d\tau} = K(W - W_p) \quad (II-35)$$

Интегрируя формулу (II—35) в пределах от W_1 (начальная влажность) до W_2 (конечная влажность), примем для второго пе-

* Прямую линию проводим так, чтобы площадь под графиком осталась неизменной, т. е. чтобы отрезаемый участок и прирезаемый участок были равны. При этом критическая точка W_{K1} смещается в точку $W_{K.п}$.

риода $W_1 = W_{K1}$ или, точнее, $W_1 = W_{K.п}$ ($W_{K.п}$ — критическая приведенная влажность) (см. рис. II—15). Тогда получим:

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

Отсюда

$$\tau_{II} = \frac{1}{K} \ln \left(\frac{W_{K.п} - W_p}{W_2 - W_p} \right). \quad (II-36)$$

Коэффициент сушки может быть найден по экспериментальным данным.

Из формулы (II—36) видно, что зависимость между $\ln(W - W_p)$ и временем τ графически представляется в виде прямой линии:

$$\ln(W_2 - W_p) = \ln(W_1 - W_p) - K\tau_{II}.$$

Для примера на рис. II—16 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 числовое значение тангенса угла наклона прямой равно коэффициенту сушки:

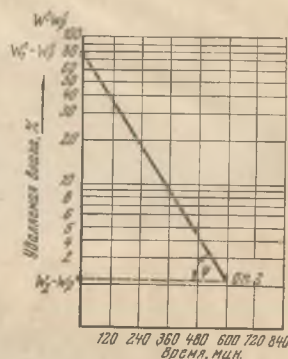


Рис. II—16. График для определения коэффициента сушки хлеба.

$$\operatorname{tg} \psi = \frac{\ln(W_1 - W_p) - \ln(W_2 - W_p)}{\tau} = K(1/4). \quad (II-36')$$

В технологии сушки приведены соответствующие графики для различных режимов обезвоживания разных пищевых продуктов и определены числовые значения коэффициента сушки, которые использованы при расчете продолжительности процесса.

Из уравнения (II—35) видно, что коэффициент сушки

$$K = \frac{N}{W_{K.п} - W_p},$$

где N — скорость сушки в первый период.

Выражение $\frac{1}{W_{к.п} - W_p}$ называют относительным коэффициентом сушки χ , который зависит от свойств материала и его начальной влажности. Тогда

$$K = \chi N, \quad (II-37)$$

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

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

$$\chi = \frac{1,8}{W_n}. \quad (II-37')$$

Следует отметить, что выражение (II-37') носит несколько формальный характер, так как в нем свойства материала учитываются только начальной влажностью W_0 . 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 по выражению:

$$q_m = \frac{dW}{d\tau} \cdot \frac{1}{100} g_{с. \text{вещ}} \frac{1}{S},$$

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

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

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

тогда $q_m = \frac{1}{100} \cdot \frac{dW}{d\tau} R \rho_0$

и критерий

$$Ki_m = \frac{q_m R}{a_m \rho_0 (u_0 - u_p)} = \frac{R^2}{a_m (W_0 - W_p)} \cdot \frac{dW}{d\tau} = \frac{\chi N R^2}{a_m} \cdot \frac{W - W_p}{W_0 - W_p}.$$

ЧИСЛА (КРИТЕРИИ) ПОДОБИЯ ТЕПЛО- И МАССОПЕРЕНОСА В ПРОЦЕССАХ СУШКИ

Как было показано ранее, из-за сложности и комплексности процесса сушки, а также из-за изменения коэффициентов тепло- и массопереноса и размеров тела в процессе сушки строгое аналитическое решение дифференциальных уравнений тепло- и массопереноса не всегда возможно. Однако эти уравнения дают возможность

вскрыть закономерности процесса сушки и обоснованно применять теорию подобия к исследованию и расчету процесса.

По А. А. Гухману «теория подобия есть учение о весьма своеобразных и общих методах физического исследования». Теория подобия, или точнее теория обобщенных переменных, позволяет не только обобщить результаты экспериментов, но и установить минимально необходимое число аргументов и функций для уравнений процесса сушки. Не останавливаясь на известной методике получения чисел из дифференциальных уравнений процесса и соответствующих краевых условий, приведем основные числа (критерии) подобия для тепло- и массообмена и тепло- и массопереноса в процессе сушки, а также числа (критерии) гидродинамического подобия, которые используются в расчете сушильных установок (табл. II-1)*.

Аналитическими и экспериментальными исследованиями А. В. Лыкова и Ю. А. Михайлова показано, что характеристики полей температур и влагосодержания тела могут быть представлены следующими критериальными уравнениями:

при граничных условиях третьего рода

$$\frac{\theta(\xi; \tau) - \theta(\xi; 0)}{t_c - \theta(\xi; 0)} = f \left(Lu; Bi; Ko; Pn; \epsilon; Fo; \frac{\xi}{R} \right); \quad (II-38)$$

при граничных условиях второго рода

$$\frac{\theta(\xi; \tau) - \theta(\xi; 0)}{t_c - \theta(\xi; 0)} = f \left(Lu; Ki; Ko; Pn; \epsilon; Fo; \frac{\xi}{R} \right),$$

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

$$\frac{u(\xi; 0) - u(\xi; \tau)}{u(\xi; 0) - u_p} = f \left(Lu; Bi_m; Ko; Pn; \epsilon; Fo_m; \frac{\xi}{R} \right); \quad (II-39)$$

при граничных условиях второго рода

$$\frac{u(\xi; 0) - u(\xi; \tau)}{u(\xi; 0) - u_p} = f \left(Lu; Ki_m; Ko; Pn; \epsilon; Fo_m; \frac{\xi}{R} \right),$$

где u_p — равновесное влагосодержание материала.

* А. А. Гухман обращает внимание на необходимость корректного использования основных понятий теории подобия и, в частности, терминов «критерий» и «число».

Число — это более общее — родовое понятие, критерий — это частное выражение числа, обусловленное тем, что в состав числа входят величины, заданные непосредственно по условию задачи. Так, например, если заранее задана продолжительность процесса, Fo является критерием; если же время не задано ($\tau = var$), то Fo — следует понимать как число.

В условиях свободного движения, когда скорость потока по условию не задана, Re — это число; при вынужденном движении, когда скорость задана, Re является критерием.

Наименование числа (критерия)	Обозначение	Выражение	Основной физический смысл	Область применения
Фурье (критерий гомохронности в тепловых явлениях)	Fo	$\frac{\alpha \tau}{l^2}$	Характеризует связь между скоростью изменения температурного поля, физическими характеристиками и размерами тела (безразмерное время)	Исследование нестационарных температурных полей в твердых телах (сравнение во времени процессов нагревания или охлаждения подобных тел различных размеров)
Фурье (критерий гомохронности в явлениях массообмена)	Fo _m	$\frac{a_m \tau}{l^2}$	То же, для поля влагосодержаний	То же, для процесса сушки (увлажнения)
Рейнольдса	Re	$\frac{vl}{\nu} = \frac{v l \rho}{\mu g}$	Характеризует гидродинамический режим движения потока, являясь мерой соотношения в нем сил инерции и внутреннего трения	Во всех расчетах гидродинамики потока и переноса тепла вынужденным потоком жидкости или газа
Грасгофа	Gr	$\frac{g l^3 \Delta \rho}{\nu^2}$	Характеризует соотношение сил внутреннего трения и подъемной силы, обусловленной разностью плотностей в отдельных точках неизотермического потока	То же, при свободном движении жидкости или газа
Пекле (теплообменный)	Pe	$\frac{vl}{a}$	Является мерой соотношения молекулярного и конвективного (молярного) переносов тепла в потоке	Во всех расчетах переноса тепла потоком жидкости или газа
Пекле (массообменный)	Pe _m	$\frac{vl}{a_m}$	То же, для переноса массы	То же, для переноса массы

Прандтля (теплообменный)	Pr = $\frac{\mu g c}{\lambda}$	$\frac{\nu}{d} = \frac{\mu g}{\rho a} = \frac{\mu g c}{\lambda}$	Является мерой относительной инерционности температурных и скоростных полей	В расчетах переноса тепла в движущейся среде, как характеристика ее физических свойств
Прандтля (массообменный)	Pr _m = $\frac{\mu g c_m}{\lambda_m}$	$\frac{\nu}{a_m} = \frac{\mu g}{\rho a_m} = \frac{\mu g c_m}{\lambda_m}$	Является мерой относительной инерционности полей массосодержания и скорости в потоке	То же, в расчетах переноса массы
Нуссельта (теплообменный)	Nu	$\frac{\alpha l}{\lambda}$	Характеризует соотношение между интенсивностью теплоотдачи и теплопроводностью в пограничном слое	В расчетах внешнего теплообмена как определяемый критерий (безразмерный коэффициент теплоотдачи)
Нуссельта (массообменный)	Nu _m	$\frac{a_m l}{\lambda}$	Характеризует соотношение между интенсивностью массообмена и массопроводностью в пограничном слое	То же, в расчетах внешнего массообмена (безразмерный коэффициент массообмена)
Био (теплообменный)	Bi	$\frac{a l}{\lambda}$	Характеризует соотношение между интенсивностью теплообмена на поверхности твердого тела и его теплопроводностью	В расчетах теплопроводности (температурного поля твердого тела), как определяющий критерий
Био (массообменный)	Bi _m	$\frac{a_m l}{\lambda}$	Характеризует соотношение между интенсивностью массообмена на поверхности твердого тела и его массопроводностью (потенциалопроводностью массы)	То же, в расчетах внутреннего переноса массы
Гухмана	Gu	$\frac{T_c - T_m}{T_c}$	Характеризует потенциальные возможности нагретого газа как сушильного агента (параметрический критерий, определяемый условиями задачи)	В расчетах внешнего, теплообмена с влажным материалом как характеристика влияния массообмена на теплообмен

Наименование числа (критерия)	Обозначение	Выражение	Основной физический смысл	Область применения
Кирпичева (теплообменный)	Ki	$\frac{ql}{\lambda l_c} = \frac{ql}{a l \rho_0}$	Характеризует соотношение между интенсивностями внешнего теплообмена и внутреннего переноса тепла	В расчетах теплообмена, когда известна плотность потока тепла (в том числе и лучистого) на поверхности твердого тела
Кирпичева (массообменный)	Ki _m	$\frac{q_m l}{a_m u_0 \rho_0}$	Характеризует соотношение между интенсивностями внешнего массообмена и внутреннего переноса массы	В расчетах массообмена, когда известна плотность потока массы на поверхности тела. Является характеристикой образования трещин в теле в процессе сушки
Лыкова	Lu	$\frac{a_m}{a}$	Характеризует соотношение инерционностей поля массосодержания и поля температур в твердом теле	Является характеристикой отношения интенсивностей внутреннего переноса массы (влаги) и тепла в процессе сушки
Поснова	Rn	$\frac{\delta_p \Delta \theta}{\Delta u}$	Характеризует относительный перепад влагосодержаний, вызванный перепадом температур в стационарном состоянии	Является термодинамической характеристикой материала
Коссовича	Ko	$\frac{r \Delta u}{c \Delta \theta} = \frac{q_n}{q_n}$	Характеризует соотношение между теплотой, затраченной на испарение влаги, и теплотой, затраченной на нагревание тела за весь процесс сушки	Является специфической формой критерия фазового превращения

Рибиндера	Rb	$\frac{c}{r} \left(\frac{d \theta}{d u} \right) = \frac{c}{r} b$	Характеризует отношение среднеинтегральной по объему образца теплоты, затраченной на нагревание тела, к теплоте на испарение влаги за бесконечно малый промежуток времени	Является характеристикой кинетики процесса сушки, устанавливающей зависимость между теплообменом и массообменом
Критерий фазового превращения	ε	$\frac{du_\phi}{du}$	Характеризует отношение изменения влагосодержания тела за счет фазового превращения к общему изменению влагосодержания	Является характеристикой механизма внутреннего переноса влаги: при ε = 1 влагосодержание изменяется только за счет фазовых превращений (испарение, конденсация); если ε = 0, то фазовое превращение отсутствует и влагосодержание изменяется только за счет переноса жидкости
Померанцева	Po	$\frac{q_v l^2}{\lambda l_c}$	Характеризует соотношение между объемным источником тепла и интенсивностью внутреннего переноса тепла	В расчетах теплообмена с внутренним источником тепла при нагреве в поле ТВЧ или ИК-лучами тел с большой пропускательной способностью

Обобщенные формулы для расчета переноса тепла и влаги в процессе сушки, полученные А. В. Лыковым и Ю. А. Михайловым, приведены ниже.

Процесс Тепло- и массоперенос при различных процессах сушки
Методика получения формул Аналитическое решение дифференциальных уравнений в общем виде

Период постоянной скорости $\frac{\theta - \theta_0}{t_c - \theta_0} = 1 - (1 - \epsilon) \text{Ko Lu} \frac{\text{Ki}_m}{\text{Bi}_m} -$

$$- \frac{1}{2} \epsilon \text{Ko Lu Ki}_m \cdot \left(1 - x^2 + \frac{2}{\text{Bi}} \right);$$

$$\frac{u_0 - u}{u_0} = \text{Ki}_m \left[(\Gamma + 1) \text{Lu Fo} - \right.$$

$$\left. - \frac{1}{2} (1 + \epsilon \text{Ko Pn Lu}) \cdot (1 - x^2) \right],$$

$$\text{где для пластины } \Gamma = 0; \quad l = \frac{2}{3}; \quad x = \frac{z}{R};$$

$$\text{для цилиндра } \Gamma = 1; \quad l = \frac{1}{2}; \quad x = \frac{r}{l};$$

$$\text{для шара } \Gamma = 2; \quad l = \frac{2}{5}; \quad x = \frac{r}{R}$$

Период падающей* скорости

$$\frac{\theta - \theta_0}{\theta_0} = \sum_{k=1}^2 \sum_{l=1}^2 B_{kl}^{\theta} Q_{kl} =$$

$$= f_1(\text{Ki}_m; \text{Ki}; \text{Pn}; \text{Lu}; \epsilon; \text{Fo});$$

$$\frac{u_0 - u}{u_0} = \sum_{k=1}^2 \sum_{l=1}^2 B_{kl}^u Q_{kl} =$$

$$= f_2(\text{Ki}_m; \text{Ki}; \text{Pn}; \text{Lu}; \epsilon; \text{Fo}_m).$$

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 (II—38) и (II—39) дает ценные для расчета результаты. В качестве примера можно привести кри-

* Значения величин B_{kl}^{θ} ; Q_{kl} ; B_{kl}^u приведены в книге А. В. Лыкова «Теория сушки» («Энергия», 1968). 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).

териальные 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 получены П. Г. Романковым и другими и приведены в третьей части.

Критериальные уравнения типа (II—39) получены А. Н. Плановским и др.

ПРИМЕНЕНИЕ МЕТОДОВ ТЕРМОДИНАМИКИ НЕОБРАТИМЫХ ПРОЦЕССОВ К АНАЛИЗУ ПРОЦЕССА СУШКИ

Выражение для потока влаги, полученное выше, включает коэффициент диффузии a_m и относительный коэффициент термодиффузии δ . Раньше было показано, что для одного и того же продукта значения a_m и δ зависят от влажности и температуры. Кроме того, указанное выражение включает градиент влажности на поверхности испарения и градиент температуры, которые также в процессе сушки непрерывно изменяются. При таких условиях непосредственное использование этого выражения для расчетов затруднительно. Можно получить выражение для потока более простого вида, если для вывода этого выражения воспользоваться термодинамическим методом.

Известно, что в классической термодинамике изучаются только квазистатистические процессы, протекающие с бесконечно малой скоростью; в любой стадии такого процесса рабочее тело (система) находится в состоянии внутреннего равновесия.

Это значит, что во всех точках каждого тела, входящего в систему, все характеристики его состояния имеют одно и то же значение и, следовательно, внутри такого тела невозможен никакой перенос ни массы, ни энергии. Между отдельными телами, входящими в систему, квазистатистические процессы допускают перенос только под действием бесконечно малой разности значений соответствующих характеристик состояния.

Перенос тепла и влаги внутри сохнущего материала возможен только при наличии в нем конечной разности температур и влажностей. Поэтому методами классической термодинамики изучение таких процессов, строго говоря, невозможно и они рассматриваются методами термодинамики необратимых процессов, развитых в трудах Л. Онзагера, И. Пригожина, С. Р. де Гроота и др. Термодинамика необратимых процессов дает возможность рассматривать перенос вещества (например, влаги) в неразрывной связи с переносом тепла, т. е. выявить эффекты наложения и взаимного влияния

одних процессов на другие и установить, таким образом, общие закономерности взаимосвязанных процессов переноса.

Особенностью метода термодинамики необратимых процессов является то, что при неравновесном состоянии рассматриваемого тела для не очень быстро протекающих процессов состояния весьма малых его элементов можно считать равновесными и применять к ним уравнения термодинамики; в целом же процесс рассматривается как неравновесный. Этим вопросам посвящены работы А. В. Лыкова, Д. М. Левина, Ю. А. Михайлова, И. Т. Эльперина и др.

Если внутри изолированной системы под действием какой-либо силы конечной величины происходит перенос массы или энергии, то величина этой силы уменьшается и система приближается к состоянию равновесия, при котором ее энтропия имеет максимальное значение. Энтропия системы в любом ее состоянии — есть мера приближения состояния системы к равновесию, а ее изменение во времени ($\frac{dS}{dt}$) или поток энтропии (q_s) дает количественную оценку результатов любого переноса, происходящего под действием какой угодно одной или нескольких движущих сил. При этом пользуются феноменологическими законами, выражающими интенсивность любого потока энергии или массы в виде произведения (принцип линейности Онзагера)

$$\vec{q}_{ki} = \sum L_{ki} \vec{X}_i, \quad (II-40)$$

где $\vec{X}_i$ — соответствующая термодинамическая сила;
 L_{ki} — кинетический коэффициент.

Для рассматриваемого процесса конвективной сушки представляется необходимым установить величину потока влаги q_m . Учитывая, что этот перенос происходит в основном по двум причинам (наличие градиента влагосодержания и градиента температуры), в выражение для интенсивности потока влаги нужно подставить обе термодинамические силы. Тогда это выражение примет вид:

$$\vec{q}_m = L_{mm} \vec{X}_m + L_{mq} \vec{X}_q, \quad (II-40')$$

где $\vec{X}_m$ — термодинамическая сила, вызывающая поток влаги за счет градиента влагосодержания;
 $\vec{X}_q$ — аналогичная сила, создающая поток влаги под действием градиента температуры (эффект Соре, явление термогидропроводности);
 L_{mm} и L_{mq} — кинетические коэффициенты, представляющие собой проводимость потока влаги под действием соответствующих сил; первый из них с одинаковыми индексами характеризует единичное явление, второй — влияние налагающегося явления на основное; числовое значение L_{mm} равно массе влаги, переносимой под действием основной

для данного потока термодинамической силы $|\vec{X}_m| = 1$;
 L_{mq} — равен массе влаги, переносимой под действием налагающейся силы $|\vec{X}_q| = 1$.

Аналогичный вид имеет выражение для потока тепла:

$$\vec{q} = L_{qm} \vec{X}_m + L_{qq} \vec{X}_q, \quad (II-41)$$

где L_{qm} и L_{qq} — кинетические коэффициенты.

Коэффициент L_{qm} определяет количество тепла, переносимое массой влаги (эффект Дюфо и т. п.), если термодинамическая сила $|\vec{X}_m| = 1$; коэффициент L_{qq} соответствует количеству тепла, переносимого под действием градиента температуры, когда соответствующая термодинамическая сила $|\vec{X}_q| = 1$.

Точно так же можно написать выражение для потока энтропии, возникающего за счет обоих необратимых переносов (тепла и влаги):

$$Tq_s = \vec{q} \vec{X}_q + \vec{q}_m \vec{X}_m. \quad (II-42)$$

Данное выражение является также феноменологическим; оно написано исходя из известного положения о том, что для всякой реальной изолированной системы энтропия обязательно увеличивается. В нашем случае мы имеем систему высушиваемый материал — сушильный агент, между которыми происходит обмен теплом (передача тепла от сушильного агента к материалу) и массой (перенос влаги от материала к сушильному агенту). Оба эти энергетические процессы создают поток энтропии, который является суммой произведений потоков на величину соответствующей термодинамической силы. В выражении (II-42) потоки играют роль кинетических коэффициентов. Из этого уравнения можно получить выражение для термодинамических сил, вызывающих перенос тепла и перенос массы.

Известно, что энтропия $S = \int \frac{dQ}{T}$, т. е. она измеряется в Дж/К, а поток тепла измеряется в Вт/м². Таким образом, чтобы выражение для потока энтропии имело реальный смысл, в выражение для термодинамической движущей силы должен входить не только градиент температуры, но и температура. По де Грооту для этой силы можно написать следующее выражение:

$$\vec{X}_q = -\frac{\text{grad } T}{T}. \quad (II-43)$$

Аналогичными рассуждениями обосновывается выражение термодинамической силы переноса массы (влаги), которая является носителем энергии. В общем случае энергия массы выражается через химический потенциал μ , и ее бесконечно малое изменение

будет μdm . Движущая сила переноса массы должна быть функцией $\frac{\mu}{T}$ и имеет вид*:

$$\vec{X}_m = -T \text{grad } \frac{\mu}{T}.$$

Таким образом, выражения для потоков тепла и влаги можно представить в виде системы феноменологических линейных уравнений:

$$\vec{q}_m = -L_{mq} T \nabla \left(\frac{\mu}{T} \right) - L_{mT} \frac{\nabla T}{T}; \quad (II-44)$$

$$\vec{q}^{**} = -L_{qm} T \nabla \left(\frac{\mu}{T} \right) - L_{qT} \frac{\nabla T}{T}.$$

Как было указано выше, в соответствии со вторым законом термодинамики эта система (II-44) должна удовлетворять условию возрастания энтропии, т. е. $\frac{dS}{dt} > 0$ (при достижении равновесия $S_{\text{макс}} = \text{const}$ и $\frac{dS}{dt} = 0$). Кроме того, отдельные слагаемые системы уравнений должны удовлетворять принципу (теореме) Кюри, согласно которому разные термодинамические движущие силы могут одновременно влиять на перенос, если они являются тензорами одного ранга***, так как сила одного тензорного ранга не может ускорять поток другого тензорного ранга. Только в этом случае применимы фундаментальные положения термодинамики необратимых процессов, выраженные принципом линейности и соотношением (принципом) взаимности Онзагера, базирующимся на принципе макроскопической обратимости:

$$L_{qm} = L_{mq}. \quad (II-45)$$

Это соотношение существует между кинетическими коэффициентами, характеризующими связь потоков и термодинамических сил одного тензорного ранга (или, как говорят, одной тензорной

* Как было указано ранее, в отдельных случаях движущей силой переноса влаги бывает градиент концентрации влаги или градиент влагосодержания, градиент осмотического давления, градиент капиллярного потенциала, градиент общего давления, градиент температуры и т. д.

** В термодинамике необратимых процессов рассматривается в общем виде поток энергии:

$$\vec{q}_e = -L_{eq} \frac{\nabla T}{T} - L_{em} T \nabla \left(\frac{\mu}{T} \right),$$

где L_{eq} и L_{em} — соответствующие кинетические коэффициенты.

*** Скаляр — это тензор нулевого ранга, вектор — тензор первого ранга. В приведенных уравнениях векторы обозначаются стрелкой, например $\vec{q}$; в дальнейшем, для упрощения записи это обозначение опускаем.

размерности) или, если разность в рангах тензоров является четной.

От системы уравнений (II-44) нетрудно перейти к обычному виду уравнений влаго- и теплопереноса, полученных в теории сушки с применением молекулярно-кинетического метода.

Поток влаги

$$\begin{aligned} q_m &= -\lambda_m \nabla \theta_m - \lambda_m \delta \nabla T = -a_m c_m \rho_0 \nabla \theta_m - a_m c_m \rho_0 \delta \nabla T = \\ &= -a_m \rho_0 \nabla u - a_m \rho_0 \delta \nabla T. \end{aligned}$$

Поток тепла

$$q = -\lambda \nabla T + i q_m = -ac \rho_0 \nabla T + i q_m,$$

где i — эквивалентная удельная энтальпия потока влаги.

Используя выражения для потока тепла и потока влаги, а также соотношение взаимности Онзагера, можно получить выражение для потока влаги в виде:

$$q_m = -a_m \rho [\text{grad } C + S C (1 - C) \text{grad } T], \quad (II-46)$$

где a_m — коэффициент диффузии влаги, $\text{м}^2/\text{ч}$;
 C — концентрация влаги в долях от всей массы влажного материала;

$(1 - C)$ — концентрация сухого вещества в долях от всей массы;

ρ — масса влаги в 1 м^3 материала, кг влаги/ м^3 ;

S — коэффициент Соре, имеющий ту же единицу измерения, что и коэффициент δ ($1/\text{K}$);
для стационарного состояния коэффициент Соре определяется по соотношению:

$$S_{\text{ст}} = -\frac{1}{C(1-C)} \cdot \frac{\text{grad } C}{\text{grad } T} = -\frac{1}{C(1-C)} \delta_p.$$

§ Если в это выражение подставить значение коэффициента Соре для процесса приближения системы к состоянию равновесия, полученное де Гроотом, то в результате интегрирования уравнения закона сохранения энергии можно получить:

$$S = S_{\text{ст}} \left[1 - \exp \left(-\frac{\tau}{\tau_p} \right) \right], \quad (II-47)$$

где S — значение коэффициента Соре в любой момент времени τ от начала процесса приближения системы к стационарному состоянию, т. е. τ — продолжительность сушки;

$S_{\text{ст}}$ — коэффициент Соре при достижении системой стационарного состояния, частным случаем которого может быть состояние равновесия.

Период релаксации

$$\tau_p = \frac{l}{\tau^2 a_m}, \quad (II-48)$$

где l — расстояние по направлению теплового потока между точками материала с максимальной и минимальной температурой.

Тогда окончательное выражение для потока влаги, полученное Д. М. Левиным, примет вид:

$$q_m = - \frac{a_m}{\exp\left(\frac{\pi^2 a_m \tau}{l^2}\right)} \text{grad } C. \quad (\text{II-49})$$

Чтобы можно было пользоваться этим выражением, достаточно знать значение только коэффициента a_m и градиента концентрации влаги внутри материала. Аналитическое определение градиента концентрации влаги (или влагосодержания) в любой момент сушки представляет определенные математические трудности, так как он зависит от свойств материала, изменяющихся в процессе сушки, от формы материала, которая тоже изменяется, от режима сушки и других факторов.

Поэтому на практике длительность сушки материала до заданной влажности обычно определяют, используя результаты экспериментальных исследований сушки этого материала, которые чаще всего представляют в виде кривых скорости сушки для различных режимов. Проведение экспериментов, необходимых для построения кривых сушки любого материала при разных режимах, является трудоемкой операцией, для которой требуется сложная аппаратура и большая затрата времени; поэтому рядом авторов разработаны общие методы определения продолжительности сушки любого материала или определенной группы материалов с использованием минимального количества экспериментальных данных. Далее описываются инженерные методы определения продолжительности сушки, обеспечивающие достаточную для практики точность.

Исходя из выражений для потоков тепла и влаги, можно написать известные общие дифференциальные уравнения молекулярного и молярного тепло- и влагопереноса с введением в них комплексных кинетических коэффициентов (по Ю. А. Михайлову).

Дифференциальные уравнения переноса тепла и массы:

$$\left. \begin{aligned} \frac{\partial T}{\partial \tau} &= k_{11} \nabla^2 T + k_{12} \nabla^2 \theta_m + k_{13} \nabla^2 p; \\ \frac{\partial \theta_m}{\partial \tau} &= k_{21} \nabla^2 T + k_{22} \nabla^2 \theta_m + k_{23} \nabla^2 p; \\ \frac{\partial p}{\partial \tau} &= k_{31} \nabla^2 T + k_{32} \nabla^2 \theta_m + k_{33} \nabla^2 p. \end{aligned} \right\} \quad (\text{II-50})$$

Здесь коэффициенты k_{11} , k_{22} , k_{33} или в общем виде k_{ii} характеризуют прямые эффекты переноса для соответствующих потоков тепла, возникающих за счет ∇T , молекулярного переноса влаги, обусловленного $\nabla \theta_m$, и молярного переноса пара, вызванного ∇p ; коэффициенты k_{ik} характеризуют эффекты наложения на основной поток сопутствующих потоков, например k_{12} — характеризует влияние на перенос тепла потока массы (влаги) за счет $\nabla \theta_m$ и т. п.

Кинетические коэффициенты определяются по следующим формулам (считая, что T выражается в К, θ_m — в $^\circ\text{M}$, p — в Па, τ — в с):

$$\begin{aligned} k_{11} &= a + a_m \bar{\epsilon} r \frac{c_m}{c_{mp}} \text{ м}^2/\text{с}; \\ k_{12} &= \epsilon r \frac{c_m}{c_{mp}} a_m \text{ м}^2 \cdot \text{К}/(\text{с} \cdot ^\circ\text{M}); \\ k_{13} &= \epsilon r \bar{\delta}_p \frac{c_m}{c_{mp}} a_m \text{ м}^2 \cdot \text{К}/(\text{с} \cdot \text{Па}); \\ k_{21} &= a_m \bar{\delta} \text{ м}^2 \cdot ^\circ\text{M}/(\text{с} \cdot \text{К}); \\ k_{22} &= a_m \text{ м}^2/\text{с}; \\ k_{23} &= a_m \bar{\delta}_p \text{ м}^2 \cdot ^\circ\text{M}/(\text{с} \cdot \text{Па}); \\ k_{31} &= -\epsilon \bar{\delta} \frac{c_m}{c_{mp}} a_m \text{ м}^2 \cdot \text{Па}/(\text{с} \cdot \text{К}); \\ k_{32} &= -\epsilon \frac{c_m}{c_{mp}} a_m \text{ м}^2 \cdot \text{Па}/(\text{с} \cdot ^\circ\text{M}); \\ k_{33} &= a_p - \epsilon \bar{\delta}_p \frac{c_m}{c_{mp}} a_m \text{ м}^2/\text{с}; \end{aligned}$$

где $a = \frac{\lambda}{c_{np} \rho \theta}$ — коэффициент температуропроводности;

$a_m = \frac{\lambda_m}{c_m \rho \theta}$ — коэффициент диффузии влаги (молекулярной теплопроводности влаги);

$a_p = \frac{\lambda_p}{c_{mp} \rho \theta}$ — коэффициент молярного переноса пара (молярной теплопроводности влаги);

$\bar{\delta}$ — относительный коэффициент термодиффузии;

c_m — удельная изотермическая массемкость влажного тела, кг влаги/(кг с. вещ. $^\circ\text{M}$);

c_{np} — приведенная удельная теплоемкость влажного тела, кДж/(кг с. вещ. $^\circ\text{K}$);

λ_m — коэффициент молекулярной влажопроводности, кг влаги/(м $\cdot$ с $\cdot ^\circ\text{M}$);

λ_p — эквивалентный коэффициент молярного переноса влаги (пара), кг влаги/(м $\cdot$ с $\cdot \text{Па}$);

c_{mp} — удельная массемкость влажного тела по отношению к веществу (пару или влажному воздуху) при его молярном переносе, кг влаги/(кг с. вещ. $\cdot \text{Па}$); физический смысл этой величины аналогичен c_m , т. е. аналогично

$$c_m = \left(\frac{\partial u}{\partial \theta_m} \right)_{T, p} \quad c_{mp} = \left(\frac{\partial u}{\partial p} \right)_{T, \theta_m},$$

$\bar{\delta}_p$ — относительный коэффициент молярного потока влаги (пара);

$$\bar{\delta}_p = \frac{\lambda_p}{\lambda_m} \text{ } ^\circ\text{M}/\text{Па}.$$

При составлении системы уравнений (II-50) сделаны следующие предположения:

а) коэффициенты переноса и термодинамические характеристики в процессе переноса постоянны;

б) пар в порах и капиллярах тела находится в состоянии термодинамического равновесия с жидкостью, температура влаги равна температуре скелета тела;

в) в уравнении теплопроводности не учитывается конвективная составляющая молярного переноса тепла потоком влаги, вызванного соответствующим градиентом потенциала переноса.

В случае необходимости эту составляющую можно учесть введением четвертого слагаемого в дифференциальное уравнение переноса тепла или (если учесть перенос тепла потоком влаги, вызванным ∇T) под k_{11} следует понимать:

$$k_{11} = a + a_m \delta \varepsilon r \frac{c_m}{c_{\text{ж}}} + a_m \delta (1 - \varepsilon) l_{\text{ж}} \frac{c_{\text{жж}}}{c_{\text{жп}}}$$

где $l_{\text{ж}}$ — приведенная (эквивалентная) энтальпия жидкости;
 $c_{\text{жж}}$ — удельная массоемкость жидкой влаги.

Применение методов термодинамики необратимых процессов дает возможность произвести анализ изменения полей потенциалов переноса в процессе сушки при различных методах энергоподвода и, что очень важно для техники сушки, научно обосновать пути рациональной интенсификации процесса. Такой анализ показывает, что интенсивность процесса может быть увеличена не только за счет увеличения движущих сил, но и за счет повышения соответствующих кинетических коэффициентов. Более того, как мы уже указывали, если в повышении градиентов потенциалов переноса (∇T , ∇u) имеются отдельные технологические пределы, превышение которых может привести к снижению качества продуктов (перегрев поверхности, образование «закала» и трещин и т. п.), то в повышении кинетических коэффициентов (например, коэффициента a_m) имеются еще значительные неиспользованные резервы. Учитывая, что эти коэффициенты зависят от свойств продуктов, мы еще раз подчеркиваем важность изучения и рационального изменения этих свойств при подготовке материала к сушке (перед сушкой) и в процессе сушки.

ТЕПЛО- И МАССОПЕРЕНОС ПРИ ВЫСОКОИНТЕНСИВНЫХ ПРОЦЕССАХ

За последние годы техника сушки развивается в направлении рациональной интенсификации процессов тепло- и массопереноса. К таким высокоинтенсивным методам сушки относятся сушка инфракрасными лучами и в электрическом поле токов высокой частоты, сушка перегретым паром, сушка в жидких средах (например,

в петролатуме), высокотемпературная воздушная сушка, кондуктивная сушка и др.*.

Исследования тепло- и влагопереноса при этих методах сушки проведены А. В. Лыковым, П. Д. Лебедевым, Г. А. Максимовым, Ю. А. Михайловым, В. В. Красниковым, Г. С. Шубиным, автором и др.

Как было указано ранее, особенности высокотемпературных методов сушки заключаются в возникновении внутри тела градиента общего давления, являющегося движущей силой молярного переноса пара (а иногда жидкости и даже сухого вещества). Часто внутри материалов, нагреваемых до сравнительно высокой температуры, возникают также термические эффекты, обусловленные различными физико-химическими явлениями, в результате чего изменяются структура и тепло- и массообменные свойства материала.

При аналитическом исследовании высокоинтенсивных процессов Лыков учитывает конечную скорость распространения тепла и влаги внутри тела, которая обычно принимается стремящейся к бесконечности (т. е. считали, что изменение температуры в какой-либо точке тела вызывает в той или иной мере изменение температуры в любой другой точке тела). С учетом конечной скорости переноса тепла в известное уравнение Фурье $q = L_{qq} X_q = -\lambda \nabla \theta$ вводится дополнительный член:

$$q = L_{qq} X_q + L_{qq}(r) I_q \quad (II-51)$$

или

$$q = -\lambda \frac{\partial \theta}{\partial n} - \tau_{qr} \frac{\partial q}{\partial z} \quad (II-51')$$

где $L_{qq}(r) = -\tau_{qr}$ — период (время) релаксации теплового напряжения;
 $I_q = \frac{\partial q}{\partial z}$ — скорость распространения теплового потока.

В этом уравнении учитывается конечная скорость переноса тепла (или линейная скорость распространения изотермы) v_q :

$$v_q = \sqrt{\frac{a}{\tau_{qr}}} = \sqrt{\frac{\lambda}{c_p \tau_{qr}}} \quad (II-52)$$

где a — коэффициент температуропроводности (диффузии тепла).

Подставляя в (II-51') значение $\tau_{qr} = \frac{a}{v_q^2} = \frac{\lambda}{c_p v_q^2}$, получим:

$$q = -\lambda \frac{\partial \theta}{\partial n} - \frac{\lambda}{c_p v_q^2} \cdot \frac{\partial q}{\partial z}$$

Если считать $v_q \rightarrow \infty$, или, иначе, $\tau_{qr} \rightarrow 0$, то получим обычное уравнение Фурье. Действительно, в обычных условиях скорость

* О технике применения таких методов сушки см. в третьей части.

v_q значительна, а время релаксации очень мало; например, для азота $v_q = 150$ м/с, $\tau_{qr} = 10^{-9}$ с; для алюминия $\tau_{qr} = 10^{-11}$ с. Однако для газов в условиях разреженного сверхзвукового потока или вообще при больших скоростях изменения теплового потока $\frac{\partial q}{\partial \tau}$ и высокоинтенсивных процессах влияние конечной скорости переноса заметно, так как второй член уравнения (II-51') соизмерим с первым членом.

В этом случае дифференциальное уравнение переноса тепла в твердом теле (для одномерной задачи) имеет вид:

$$\frac{\partial \theta}{\partial \tau} + \tau_{qr} \frac{\partial^2 \theta}{\partial \tau^2} = a \frac{\partial^2 \theta}{\partial x^2}. \quad (\text{II-53})$$

Уравнение (II-53) является дифференциальным уравнением параболическо-гиперболического типа*.

Перенос тепла в потоке жидкости (газа) обычно описывается уравнением Фурье—Кирхгофа (для одномерной задачи):

$$\frac{\partial \theta}{\partial \tau} + v_x \frac{\partial \theta}{\partial x} = a \frac{\partial^2 \theta}{\partial x^2}.$$

С учетом конечной скорости переноса тепла этот процесс описывается уравнением вида:

$$\frac{\partial \theta}{\partial \tau} + \tau_{qr} \frac{\partial^2 \theta}{\partial \tau^2} + v_x \frac{\partial \theta}{\partial x} = a \frac{\partial^2 \theta}{\partial x^2}, \quad (\text{II-53}')$$

где v_x — линейная скорость переноса жидкости по оси X .

При малых давлениях газа, когда плотность газа очень мала, т. е. при $sr \rightarrow 0$, и малой скорости потока газа $v_x \rightarrow 0$, перенос тепла происходит молекулярным путем; тогда длина свободного пробега молекул газа определяет величину коэффициента теплопроводности и конечную скорость распространения тепла; в этом случае, пренебрегая первым и третьим членами уравнения (II-53'), получим:

$$\frac{\partial^2 \theta}{\partial \tau^2} = \frac{a}{\tau_{qr}} \frac{\partial^2 \theta}{\partial x^2} = v_q^2 \frac{\partial^2 \theta}{\partial x^2}. \quad (\text{II-54})$$

Процесс массообмена в разреженном газе (например, при сублимационной сушке) обуславливает циркуляцию парогазовой среды со значительной скоростью v_x ; в этом случае важную роль играет третий член уравнения (II-53').

Аналогично уравнению переноса тепла можно получить уравнение диффузии вещества (переноса массы) с учетом конечной скорости переноса:

$$q_m = -\lambda_m \frac{\partial \theta_m}{\partial n} - \tau_{mr} \frac{\partial q_m}{\partial \tau} = -a_m v_0 \frac{\partial u}{\partial n} - \tau_{mr} \frac{\partial q_m}{\partial \tau}, \quad (\text{II-55})$$

* Имеется в виду, что при $\tau_{qr} \rightarrow 0$, уравнение превращается в обычное уравнение параболического типа.

где u — концентрация (влагосодержание) вещества;
 τ_{mr} — период релаксации массообменного (концентрационного) напряжения, зависящий от скорости переноса массы v_m и коэффициента диффузии a_m ; $\tau_{mr} = \frac{a_m}{v_m^2}$.

Если принять $v_m \rightarrow \infty$, т. е. $\tau_{mr} \rightarrow 0$, то получим выражение известного закона переноса массы (например, закона диффузии Фика).

Обобщенное дифференциальное уравнение переноса массы (диффузии) имеет вид:

$$\frac{\partial u}{\partial \tau} + \tau_{mr} \frac{\partial^2 u}{\partial \tau^2} = a_m \frac{\partial^2 u}{\partial x^2}. \quad (\text{II-56})$$

Второй член в этом уравнении учитывает конечную скорость переноса массы.

Система обобщенных уравнений тепло- и массопереноса параболическо-гиперболического типа при граничных условиях второго рода решена Н. И. Гамаюновым. Он показал, что расчет интенсивности переноса массы и тепла без учета τ_{mr} приводит к завышенным значениям по сравнению с действительно наблюдаемыми, т. е., иначе говоря, развитие поля массосодержания как бы запаздывает на время τ_{mr} . Особенно это заметно при влагопереносе в структурированных (реологических) жидкостях.

СВЯЗЬ МЕЖДУ ТЕПЛО- И ВЛАГОПЕРЕНОСОМ В ПРОЦЕССЕ СУШКИ

Как было указано, явления тепло- и влагопереноса внутри материала в процессе сушки взаимосвязаны и взаимообусловлены. Обычно связь между этими явлениями выражают в виде зависимости между температурой и влагосодержанием или в виде соотношения между затратой тепла на нагрев материала и затратой тепла на испарение влаги из него в процессе сушки (критерий Коссовича

$$Ko = \frac{\tau_2 \Delta u}{c \Delta \theta}).$$

В связи с тем что при сушке реальных тел в них создаются неравномерные поля температуры и влагосодержания, важно установить связь между локальными температурами и влагосодержаниями в различных точках тела. На это в свое время обратил внимание Г. К. Филоненко. Для инженерных расчетов целесообразно также установить связь между изменениями средних (по объему) значений температуры и влагосодержания в различные моменты времени.

В соответствии с балансовым уравнением (II-1), выражающим законы сохранения энергии и вещества, можно получить выражение для потока тепла, воспринимаемого телом в процессе сушки:

$$q(\tau) = q_{\text{нагр}} + q_{\text{и}} = (c_{\text{с. вещ}} + c_{\text{вл}} \bar{u}) \rho_0 R_V \frac{d\bar{u}}{d\tau} + r_{\text{з}} \rho_0 R_V \frac{d\bar{u}}{d\tau}, \quad (11-57)$$

где $q(\tau)$ — общий поток тепла, Вт/м²;
 $q_{\text{нагр}}$ — затрата тепла на нагревание тела;
 $q_{\text{и}}$ — затраты тепла на испарение влаги;
 $\bar{u} = \frac{\bar{K}_{\text{вл}}}{S_{\text{с. вещ}}}$ — среднее влагосодержание тела, кг влаги/кг с. вещ.;
 R_V — отношение объема абсолютно сухого вещества (тела) $V_{\text{с. вещ}}$ к поверхности влажного тела S ;
 $R_V = \frac{V_{\text{с. вещ}}}{S}$ м³ с. вещ./м²; если усадка тела в процессе сушки невелика, то $V_{\text{с. вещ}} = \text{const}$ и $S = S_{\text{с. вещ}}$, где $S_{\text{с. вещ}}$ — поверхность абсолютно сухого тела.

Если ввести $c_{\text{с. вещ}} + c_{\text{вл}} \bar{u} = c_{\text{пр}}$, то

$$q(\tau) = r_{\text{з}} \rho_0 R_V \frac{d\bar{u}}{d\tau} \left(\frac{c_{\text{пр}}}{r_{\text{з}}} \cdot \frac{d\bar{u}}{d\tau} + 1 \right). \quad (11-57')$$

Отношение $\frac{d\bar{u}}{d\tau}$ характеризует изменение средней температуры тела в процессе сушки при изменении среднего влагосодержания на $1 \frac{\text{кг влаги}}{\text{кг с. вещ.}}$; его называют температурным коэффициентом сушки b :

$$b = \frac{d\bar{u}}{d\tau}.$$

Произведение коэффициента b на $\frac{r_{\text{з}}}{r_{\text{з}}}$ дает безразмерный комплекс, представляющий собой отношение теплоты, затраченной на нагревание тела, к теплоте на испарение влаги за бесконечно малый промежуток времени в процессе сушки. Этот комплекс по физическому смыслу является определяющим критерием, который в общем случае назван числом Ребиндера:

$$\text{Rb} = \frac{c_{\text{пр}}}{r_{\text{з}}} \left(\frac{d\bar{u}}{d\tau} \right) = \frac{c_{\text{пр}}}{r_{\text{з}}} b. \quad (11-58)$$

Введение А. В. Лыковым, В. А. Шейманом и П. С. Куцом числа Rb сыграло важную роль в развитии методов расчета процесса сушки.

Выражение для числа Ребиндера может быть получено также классическим методом — из дифференциального уравнения теплопереноса в процессе сушки.

Нетрудно показать, что критерий Rb аналогичен критерию Коссовича Ko , однако последний учитывает отношение соответ-

* Затраты тепла на перегрев пара учитываются вторым членом в выражении $r_{\text{з}} = r + c_{\text{п}}(t_{\text{п}} - t_{\text{н}})$.

ствующих количеств теплоты за весь процесс сушки. Критерий Ko входит в решения дифференциальных уравнений переноса; он используется также в расчетах процесса сушки различных пищевых продуктов (зерно и др.) для характеристики соотношения затраты тепла на испарение влаги из материала и на его нагрев. Очевидно, чем больше величина Ko , тем экономичнее процесс сушки. При «изотермической» сушке $\text{Ko} \rightarrow \infty$.

Связь между критериями Ko и Rb устанавливается простым соотношением:

$$\text{Rb} = \frac{B}{\text{Ko}}, \quad (11-59)$$

где B — безразмерный температурный коэффициент сушки;

$$B = \frac{d\bar{u}/T_{\text{с}}}{du/u_0} = b \frac{u_0}{T_{\text{с}}},$$

где u_0 — начальное влагосодержание (обычно в начале процесса влага распределена в материале равномерно: $u_0 = \bar{u}_0$).

Связь между теплообменным и массообменным критериями Кирпичева устанавливается соотношением:

$$\frac{Kl_{\text{м}}(\tau)}{Kl_{\text{м}}(\tau)} = \text{Lu}(\text{Ko} + B). \quad (11-60)$$

Критерий Rb изменяется в процессе сушки. В период постоянной скорости, когда $\frac{d\bar{u}}{d\tau} \approx 0$, $\text{Rb} = 0$ и $q(\tau) = q_1 = \text{const}$; тогда для периода падающей скорости

$$\frac{q(\tau)}{q_1} = \left(\frac{d\bar{u}}{d\tau} \right)_{\text{отн}} (1 + \text{Rb}). \quad (11-61)$$

Относительная скорость сушки (по Г. К. Филоненко — приведенная скорость сушки)

$$\left(\frac{du}{d\tau} \right)_{\text{отн}} = \frac{1}{N} \cdot \frac{dW}{d\tau},$$

где N — скорость сушки в первый период.

Таким образом, зависимость между $q(\tau)$ и Rb дает возможность определить интенсивность теплообмена в любой момент процесса сушки. Однако для этого надо знать не только скорость сушки в этот момент времени (т. е. при соответствующей W тела), но и учесть зависимость Rb от режима сушки. В ряде экспериментальных работ установлено, что в определенных пределах изменения параметров режима сушки Rb не зависит от влажности и скорости воздуха, однако следует учесть его зависимость от температуры воз-

Эмпирическая зависимость Rb от влажности тела и режима сушки определяется по соотношению:

$$Rb = \frac{A}{\exp [n (W - W_p)]} \quad (II-59')$$

где A и n — определяются экспериментально,

Согласно формуле (II-59') в конце сушки, когда $W = W_p$, $Rb = A = \text{const}^*$.

Для конкретных материалов вид формулы (II-59') упрощается; так, для торфоплит

$$Rb_0 = \frac{A}{(W - W_p)}$$

где Rb_0 — критерий Ребиндера, рассчитанный по величине теплоемкости абсолютно сухого тела;

$$Rb_0 = \frac{c_{с, \text{сух}}}{f_2} \delta;$$

A — коэффициент, изменяющийся в пределах от 0,26 до 0,57 при изменении температуры сушильного агента от 100 до 200° С.

Значения критерия Rb и коэффициента A определены в ряде исследований: В. В. Красниковым для характеристики кондуктивной сушки различных материалов; Л. С. Слободкиным для характеристики терморadiационной сушки гранулированных полимерных материалов; автором и В. Д. Скверчаком для процесса выпечки и др.

Критерий Rb характеризует изменение средних (по объему) значений температуры и влагосодержания. Если при сушке в материале создаются резко выраженные неравномерные поля температуры и влажности и особенно при значительном углублении поверхности (зоны) испарения, для характеристики механизма процесса необходимо применять локальные (как во времени, так и по координате) критерии.

* Вообще при $W = W_p$ температура материала $\bar{t} = t_c = \text{const}$, $\bar{u} = \text{const}$

и отношение $\frac{d\bar{t}}{d\bar{u}}$ дает неопределенность; т. е. $\frac{d\bar{t}}{d\bar{u}} = \begin{cases} 0 \\ \text{const.} \end{cases}$

Так как обычно поле температур менее инерционно, чем поле влагосодержаний, и в конце сушки $Lu \ll 1$, то $\frac{d\bar{t}}{d\bar{u}} \rightarrow 0$ и $Rb = 0$.

ГЛАВА V МЕТОДЫ РАСЧЕТА ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТИ СУШКИ

МЕТОД 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 $\frac{dW}{d\tau}$ — приведенная скорость сушки ψ . Последняя представляет собой отношение скорости сушки в любой данный момент к скорости сушки в первый период N :

$$\psi = \frac{1}{N} \cdot \frac{dW}{d\tau} \quad (II-62)$$

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

$$\psi = \frac{W^c - W_p^c}{28,5 + 0,73 (W^c - W_p^c)} \quad (II-62')$$

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 тепла, переносимого через поверхность материала за бесконечно малый промежуток времени,

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

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

$$\tau = \frac{1}{N} \left[2,3 \cdot 28,5 \lg \left(\frac{W_1^c - W_p^c}{W_2^c - W_p^c} \right) + 0,73 (W_1^c - W_2^c) \right] \quad (II-63)$$

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

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

$$\psi = \frac{(W - W_p)^m}{A + \beta (W - W_p)^m} \quad (II-62'')$$

Показатель степени m определяется характером связи влаги со скелетом вещества, и от других факторов он не зависит; значения безразмерных 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-2).

ТАБЛИЦА II-2
Значение постоянных коэффициентов в формуле
Г. К. Филоненко

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 А. В. ЛЫКОВУ* И РАЗВИТИЕ МЕТОДА В. В. КРАСНИКОВЫМ

Достоинством этого метода является то, что он позволяет найти продолжительность сушки материала от любой начальной его влажности W_1 до любой конечной влажности W_2 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 критерия Нуссельта по формуле А. В. Нестеренко [см. формулу (II-8)]:

$$Nu_m = A Re^a Pr_m^{0,33} Gr^{0,135} \left(\frac{T_s}{T_n} \right)^2.$$

По выражению

$$Nu_m = \frac{\alpha_{mp} l}{\lambda_{мр}}$$

определим коэффициент массообмена α_{mp} .

* 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 влажкоэффициентов и использовании граничного условия третьего рода.

Интенсивность испарения влаги q_m находим по формуле (II-6а). После этого определим скорость сушки в первый период:

$$N = \frac{100 q_m}{g_{с. в.ц}} S.$$

Продолжительность первого периода определяем из выражения (II-29):

$$\tau_1 = \frac{W_1 - W_{K1}}{N}.$$

Для определения продолжительности второго периода сушки тонких материалов можно воспользоваться решением дифференциального уравнения влагопереноса (II-24'') при начальном равномерном распределении влаги по сечению материала: при $\tau = 0$ $u = u_{K1} = \text{const}$.

Решение уравнения (II-24'') аналогично решению дифференциального уравнения теплопроводности и может быть представлено в таком виде:

$$E_m = \frac{u - u_p}{u_{K1} - u_p} = f \left(Bi_m; \frac{x}{R}; Fo_m \right), \quad (II-64)$$

где

Bi_m — массообменный критерий Био; как указано ранее (см. табл. II-1), он обычно является определяющим критерием в отличие от определяемого массообменного критерия Nu_m [формула (II-8)], который характеризует массообмен в пограничном слое*;

$\frac{x}{R}$ — безразмерная координата;

$Fo_m = \frac{a_m \tau}{R^2}$ — массообменный критерий Фурье.

Из уравнения (II-64) определяем критерий Fo_m и, подставляя в его выражение значения a_m и R , находим τ_{11} .

Для определения длительности второго периода сушки толстых материалов, если к началу его имеет место параболическое распределение влаги по сечению материала, используем выражение (II-36):

$$\tau_{11} = \frac{1}{K} \ln \left(\frac{W_{K,1} - W_p}{W_2 - W_p} \right). \quad (II-65)$$

Коэффициент сушки $K = \frac{N}{W_{K,1} - W_p} = \alpha N$,

где относительный коэффициент сушки $\alpha \approx \frac{1,8}{W_0}$.

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

Более точные результаты получаются, если воспользоваться значением K , определенным при экспериментах, проведенных при сушке конкретного материала в условиях соответствующего режима сушки. При этом полнее учитываются специфические свойства материала, так как при одной и той же начальной влажности разные материалы могут обладать разными свойствами.

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

$$K = K' \frac{\theta^a t_1^b v^d}{h^c \varphi_1^e} \quad (II-66)$$

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*:

$$K = \frac{1}{2\pi n A a_k + k_0} \quad (II-67)$$

где n — число колебаний рабочего органа в минуту;

A — амплитуда колебаний, мм;

a_k и k_0 — эмпирические коэффициенты (определяются при $n = 0$).

Влажность в критической точке, которую необходимо знать для определения τ_1 , находим для пластины по формуле (II-30);

$$W_{k1} = 100 u_{k1} + \frac{NR^2}{3a_m}.$$

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

$$W_{к.п.} = \frac{N}{K} + W_p = \frac{1}{K} + W_p.$$

Относительный коэффициент сушки

$$\kappa = \frac{K}{N} = \frac{1}{W_{к.п.} - W_p}.$$

Общая продолжительность сушки от влажности W_1 до влажности W_2

$$\tau_1 = \tau_1 + \tau_{II} = \frac{W_1 - W_{к.п.}}{N} + \frac{1}{K} 2,31g \frac{W_{к1} - W_p}{W_2 - W_p}. \quad (II-68)$$

* См. третью часть.

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; А. А. Рудзкий рассчитал сушку сахара-рафинада, И. С. Мельникова — сушку макаронных изделий и др.

Чтобы рассчитать продолжительность сушки с учетом изменения режима, весь второй период сушки разбивают на несколько

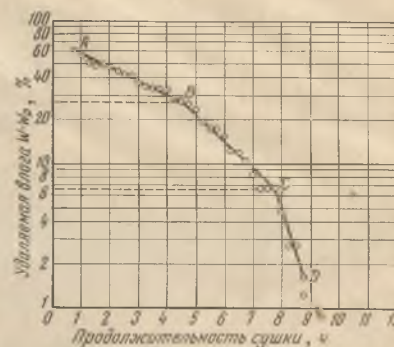


Рис. II-17. График для определения коэффициента сушки солода при переменном режиме.

отдельных зон и, принимая значения K в зоне постоянными, 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 влажностные коэффициенты 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 графики (рис. II-17) на три прямых отрезка, соответствующих удалению влаги, различно связанной с материалом. Отрезок AB — от начальной до гигроскопической влажности; отрезок BC — от гигроскопической влажности до состояния, при котором влага связана с солодом наиболее прочно; отрезок CD — зона наиболее прочно связанной влаги. Наряду с этим, очевидно, в указанных точках заметно отличается и величина коэффициента внешнего влагообмена.

Н. С. Михеева представила выражение для определения продолжительности сушки в таком виде

$$\tau = \frac{W_1 - W_{к.п}}{N} - \frac{2,3}{\alpha N} \lg \alpha (W_2 - W_p), \quad (II-69)$$

$$\text{где } \alpha = \frac{1}{W_{к.п} - W_p}.$$

Затем, используя равенство

$$\frac{W_1 - W_{к.п}}{N} = \frac{W_1 - W_p}{N} - \frac{W_{к.п} - W_p}{N} = \frac{W_1 - W_p}{N} - \frac{1}{\alpha N},$$

она получила

$$\tau = \frac{W_1 - W_p}{N} - \frac{1}{\alpha N} [1 + 2,3 \lg (W_2 - W_p)]. \quad (II-70)$$

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

$$-\frac{dW}{d\tau} = K(W - W_p) = \alpha N(W - W_p).$$

Более общий характер имеет зависимость

$$-\frac{dW}{d\tau} = \alpha_m N(W - W_p)^m, \quad (II-71)$$

где m — постоянный коэффициент, зависящий от свойств материала.

Такая зависимость по существу была отражена в методе Г. К. Филоненко, согласно которому [см. формулу (II-62)]

$$-\left(\frac{1}{N} \cdot \frac{dW}{d\tau}\right) = \frac{1}{A + \beta(W - W_p)^m} (W - W_p)^m.$$

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

Развитие метода дано в работе В. В. Красникова, который предложил второй период сушки рассчитывать по зонам с использованием соответствующих коэффициентов сушки (α_1 и α_2).

Тогда выражения для приведенной скорости сушки принимают вид:

I зона второго периода ($W_{к_2} < W < W_{к_1}$):

$$-\left(\frac{1}{N} \cdot \frac{dW}{d\tau}\right) = 1 - \alpha_1(W_{к_1} - W); \quad (II-72)$$

II зона второго периода ($W_{к_1} > W > W_p$)

$$-\left(\frac{1}{N} \cdot \frac{dW}{d\tau}\right) = \alpha_2(W - W_p).$$

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 $\alpha_1 = \tg \varphi_1$, $\alpha_2 = \tg \varphi_2$.

Вторая критическая влажность

$$W_{к_2} = \frac{1 - \alpha_1 W_{к_1} + \alpha_2 W_{к_1}}{\alpha_2 - \alpha_1}.$$

Общая продолжительность процесса сушки

$$\tau = \frac{1}{N} \left(W_1 - W_{к_1} + \frac{2,3}{\alpha_1} \lg \frac{W_{к_1} - W_p}{W_{к_1} - W_p} + \frac{2,3}{\alpha_2} \lg \frac{W_{к_1} - W_p}{W_2 - W_p} \right). \quad (II-73)$$

Особый интерес представляет обработка экспериментальных кривых кинетики сушки различных материалов, проведенная В. В. Красниковым; при этой обработке доказано постоянство произведения $N\tau$ при данной влажности материала независимо от режима сушки (рис. II-18), т. е. $(N\tau)_W = \text{const}$.

Таким образом, предложен новый способ обработки опытных данных по сушке различных материалов, позволяющий более рационально проводить соответствующие эксперименты*.

Если по оси абсцисс отложить $N\tau$, а 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-18 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-19.

Анализ обобщенной кривой, получаемой при каком-то одном режиме процесса, дает возможность использовать общее уравнение кинетики сушки; кроме того, учитывая зависимость α от режима сушки при допущении, что $W_{к_1}$ от режима не зависит, данный анализ позволяет построить соответствующие кривые при различных режимах сушки данного материала, свойства которого характеризуются коэффициентами K и α . Значения α для различных зон процесса можно найти, пользуясь обобщенной кривой сушки.

Так, для I зоны периода падающей скорости ($W_{к_2} < W < W_{к_1}$)

$$W_{к_1} - W = \frac{1}{\alpha_1} [1 - \exp(-\alpha_1 N\tau)]; \quad (II-74)$$

для II зоны второго периода ($W_{к_1} > W > W_p$)

$$W - W_p = (W_{к_1} - W_p) \exp(\alpha_2 N\tau). \quad (II-75)$$

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

Формулы (II-74) и (II-75) получены путем интегрирования уравнения (II-72).

Развивая далее метод анализа кривых кинетики сушки, В. В. Красников показал, что существует пропорциональность между скоростью сушки в первый период N и обратной величиной продолжительности сушки $1/\tau$ до определенной конечной влажности W_2 (при постоянстве W_{k1} и W_{k2}), т. е. $N \sim \frac{1}{\tau_1}$.

Отсюда следует, что независимо от режима сушки (при определенных W_1 и W_2) $\left(\frac{\tau}{W_2 - W_1}\right)_{W_2 = \text{const}} \approx \text{const}$.

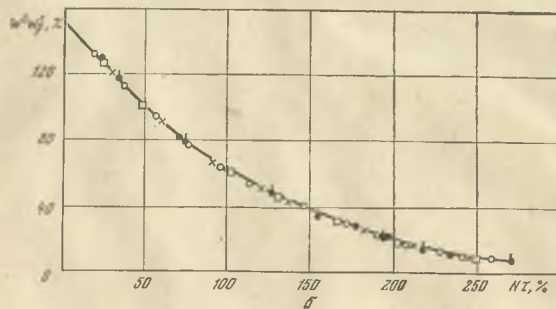
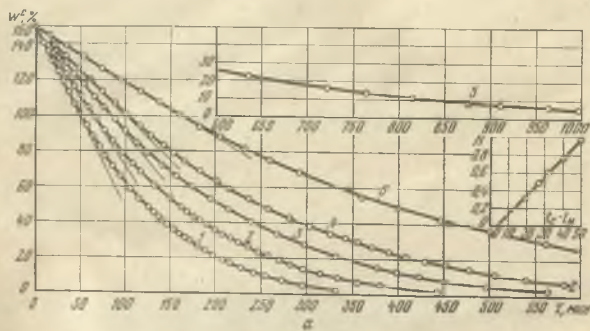


Рис. II-18. Кривые: а — конвективной сушки прессованной бумаги по Г. К. Фяловенко: I—V — для различных режимов сушки; б — обобщенная кривая кинетики сушки по В. В. Красникову.

Таким образом, обосновывается целесообразность построения кривых сушки в координатах $(W - W_p) - \frac{\tau}{W_2 - W_1}$, где $\frac{\tau}{W_2 - W_1}$ можно назвать относительной (обобщенной) продолжительностью сушки. Такое построение, сделанное В. В. Красниковым для опытов по сушке прессованной бумаги, показано на рис. II-20.

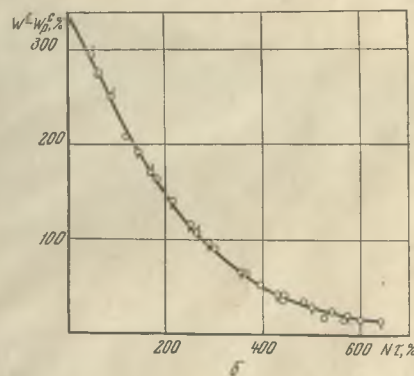
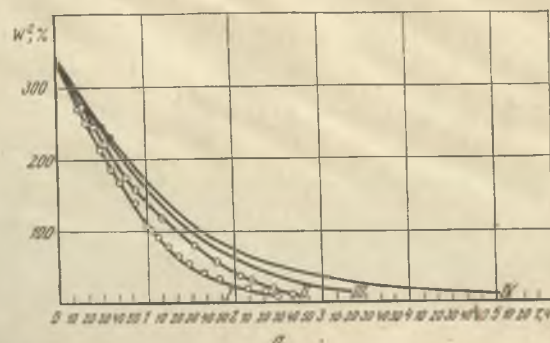


Рис. II-19. Кривые конвективной сушки картофеля при различных режимах (а) и обобщенная кривая кинетики сушки (б); $t = 80^\circ \text{C}$, $\varphi = 10\%$; I — $v = 4,5 \text{ м/с}$; II — $v = 3,8 \text{ м/с}$; III — $v = 2,5 \text{ м/с}$; IV — $v = 0,8 \text{ м/с}$.



Рис. II—20. Обобщенная кривая кинетики сушки прессованной бумаги.

ПОДБОР УРАВНЕНИЯ КРИВОЙ СУШКИ

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

$$W = W_1 - \frac{\tau}{A + B\tau} \quad (II-76)$$

В этой формуле коэффициенты A и B — постоянные величины, но они имеют различные значения для разных материалов, причем они зависят также от режима сушки. Если эту зависимость изобразить в виде графика в координатах $\frac{\tau}{W_1 - W}$ 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. Как видно, этот способ определения продолжительности сушки значительно сокращает экспериментальные исследования по сравнению с другими способами определения этой продолжительности.

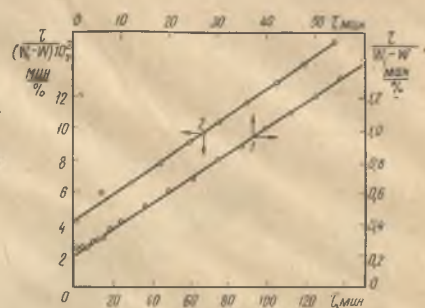


Рис. II—21. Примерный график зависимости $\frac{\tau}{W_1 - W} = f(\tau)$:
1 — для отдельного зерна ржи;
2 — для гипсовой пластины.

По описываемому методу авторы обработали результаты опытных работ различных исследователей по сушке некоторых материалов и установили хорошее совпадение этих результатов с расчетом по своему уравнению. На рис. II—21 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.

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

$$W^c = W_1^c - \frac{\tau - \tau_0}{A + B\tau} \quad (II-77)$$

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

Коэффициенты A и B (рис. II—22) зависят от режима сушки (массовой скорости и температуры сушильного агента, удельной нагрузки на решетку и начальной влажности материала).

Продолжительность сушки

$$\tau = \frac{A(W_1^c - W^c)}{1 - B(W_1^c - W^c)} \quad (II-78)$$

МЕТОД О. КРИШЕРА

О. Кришер уделяет большое внимание структуре пористого (дисперсного) материала, которая обуславливает сопротивление, возникающее при диффузии влаги (жидкости, пара) и воздуха внут-

ри 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 тела*. Поэтому применяемые характеристики и расчеты носят приближенный характер и дают в основном качественную оценку явления:

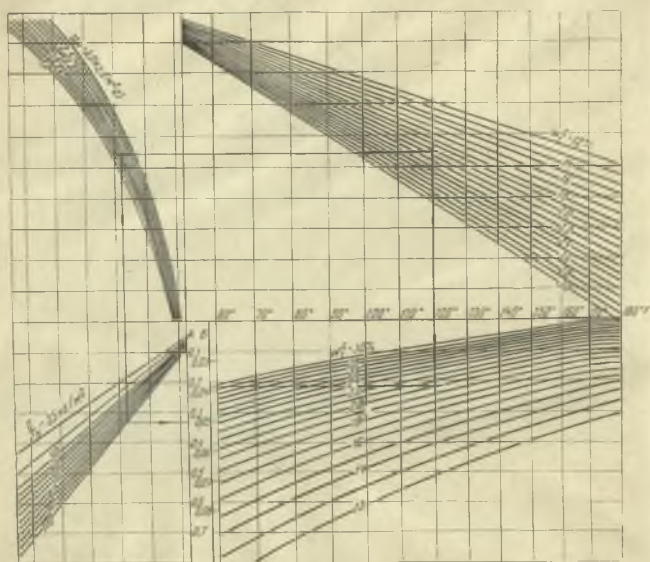


Рис. 11—22. Номограмма для определения коэффициентов A и B .

Коэффициент сопротивления переносу («структурный фактор») по О. Кришеру

$$\mu = \frac{\mu_f}{\mu} \quad (11-79)$$

где μ_f — отношение суммарной площади стенок пор к сечению этих пор;
 μ — отношение действительной длины пути переноса к толщине тела.

* Понятие пути переноса, а отсюда и линейной скорости переноса применимо, строго говоря, только к молярному переносу. Для диффузионного (молекулярного) переноса при хаотическом движении молекул вещества (например, пара) эти понятия носят условный (результативный) характер. Поэтому, согласно А. В. Лыкову, формула (11—79) имеет частный характер и относится к молярному переносу внутри материала.

Тогда скорость сушки (в кг/ч)

$$G_{\text{суш}} = \frac{b}{\mu} S \frac{dp}{dt}$$

где b — коэффициент массообмена, характеризующий скорость переноса в конкретных условиях;
 S — сечение, через которое происходит перенос (понимается как суммарная поверхность стенок пор на пути движения вещества);
 $\frac{dp}{dt}$ — градиент общего (при молярном переносе) или парциального (при диффузии) давления, который рассматривается в данном случае как движущая сила процесса.

Для материалов со сравнительно однородной структурой, для которых суммарное сечение пор примерно одинаково во всех сечениях тела,

$$\mu_f = \frac{1}{\psi}$$

где ψ — пористость материала.

Тогда

$$\mu_1 = \mu \psi$$

Значения структурных характеристик некоторых пищевых продуктов приведены в табл. 11—3.

ТАБЛИЦА 11—3

Структурные характеристики и коэффициент сопротивления некоторых дисперсных пищевых продуктов (данные по результатам исследования Института технологии и транспорта пищевых продуктов, Мюнхен, ФРГ)

Продукт	Плотность слоя (насыпная масса), кг/м ³	ψ	$\frac{1}{\psi}$	μ	$\mu_1 = \mu \psi$
Солодовое кофе	400	0,725	1,38	1,60	1,16
Молочный порошок	570	0,610	1,63	2,50	1,60
То же	790	0,454	2,20	3,00	1,40
Порошок обезжиренного молока	750	0,482	2,15	3,30	1,60
Сушеные овощи	135	0,907	1,10	1,70	1,60
Яичный порошок	305	0,790	1,27	2,40	1,90
То же	295	0,800	1,25	2,60	2,10
Мука	460	0,690	1,45	3,70	2,60
Шоколад в порошке	725	0,500	2,00	6,80	3,40

Анализ приведенных данных показывает, что у так называемых «крупнопористых» материалов (например, у солодового кофе) значение μ_1 близко к

единице $\mu \approx \frac{1}{\delta}$. Чем выше дисперсность «тонкопористого» материала, тем больше величина μ (например, для шоколада в порошке $\mu = 3,4$). Коэффициент μ характеризует сопротивление переносу влаги в слое дисперсного материала; в целом капиллярная влагонепроводимость материала характеризуется произведением μa_m , где a_m — коэффициент капиллярной влагонепроводимости, м²/ч.

О. Кришер характеризует критическое влагосодержание материала u_c , произведением $q_{m1} \delta$, где q_{m1} — интенсивность испарения (скорость сушки) в первый период, выраженная в кг/(м²·ч), а δ — толщина образца материала (при двусторонней сушке δ — половина толщины образца). Эта зависимость $q_{m1} \delta = f\left(\frac{u}{u_1}\right)$ определяет собой кривую критических точек (рис. II—23).

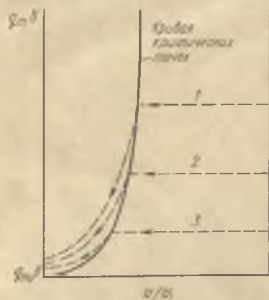


Рис. II—23. Влияние толщины материала δ на сушку во второй период при одинаковых условиях внешнего массообмена: 1 — δ велико; 2 — δ средней величины; 3 — δ мало.

Для определения длительности сушки используется уравнение баланса влаги. Так, элементарное количество влаги $dG_{вл}$ (кг), испаренное из материала за время dt при интенсивности испарения q_m через поверхность испарения материала S ,

$$dG_{вл} = q_m S dt.$$

Эта влага была заключена в объеме образца материала $F\delta$, следовательно, $dG_{вл} = du_{\text{ср}} F\delta$ ($du_{\text{ср}}$ — изменение среднего влагосодержания материала за время dt). Тогда

$$du_{\text{ср}} F\delta = q_m F dt.$$

Отсюда

$$d\tau = \frac{F\delta}{q_m} \left(\frac{du_{\text{ср}}}{q_m} \right); \quad \tau = \frac{F\delta}{q_m} \int_{u_1}^{\bar{u}} \frac{du_{\text{ср}}}{q_m} \quad (\text{II—80})$$

Таким образом, если получить экспериментальную зависимость $q_m \delta = f(u)$ и построить график зависимости обратной вели-

чины $\frac{1}{q_m \delta}$ от u , то площадь под этой кривой $S_{\square} = \int_{u_1}^{\bar{u}} \frac{du}{q_m \delta}$ соответствует значению $\frac{\tau}{F\delta}$ (рис. II—24).

Метод О. Кришера представляет интерес для анализа экспериментальных данных по сушке различных материалов, а также образцов одного и того же материала разной толщины. Чтобы исполь-

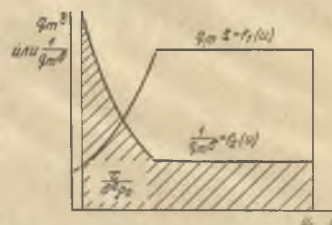


Рис. II—24. График для определения длительности сушки τ по кривой сушки.

зовать этот метод для определения τ , требуется обобщить результаты обработки данных по сушке сходственных по свойствам материалов и получить соответствующие расчетные формулы. Трудность заключается также 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 $\frac{d\bar{u}}{d\tau} = f(\bar{u} - u_p)$ и с исполь-

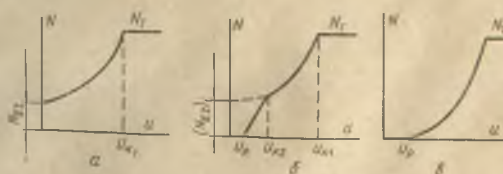


Рис. II—25. Кривые скорости сушки материалов: а — пористых негигроскопических; б — пористых гигроскопических; в — коллоидных.

зованием приведенной скорости сушки для расчета второго периода $\psi = f(u - u_p)^n$.

Л. Страх анализирует кривые скорости сушки для материалов трех видов (по его классификации — коллоидные, пористые негигроскопические и пористые гигроскопические материалы) (рис. II—25) и математически описывает участки кривых между характерными точками, соответствующими началу второго периода ($\bar{u}_{\kappa_1}$), равновесному состоянию (при данном режиме сушки u_p) и второй критической точке (u_{κ_2}). Так, для коллоидных материалов такими крайними точками являются точки (u_{κ_1} , N_1) и (u_p , 0) и скорость сушки в этом интервале может быть выражена степенной зависимостью:

$$N_{II i} = -\frac{d\bar{u}}{d\tau} = N_1 \left(\frac{\bar{u} - u_p}{\bar{u}_{\kappa_1} - u_p} \right)^n, \quad (II-81)$$

Показатель степени n , характеризующий свойства материала, определяется как угловой коэффициент прямой, построенной в логарифмических координатах

$$\lg \frac{\bar{u} - u_p}{\bar{u}_{\kappa_1} - u_p} - \lg N_{II i}.$$

Из уравнения (II—81) при начальных условиях $\tau = 0$; $\bar{u} = \bar{u}_{\kappa_1}$ можно получить уравнение кривой сушки коллоидных материалов:

$$\left(\frac{\bar{u}_{\kappa_1} - u_p}{\bar{u} - u_p} \right)^{n-1} - 1 = N_1 \frac{n-1}{\bar{u}_{\kappa_1} - u_p} \tau. \quad (II-81')$$

Для пористых негигроскопических материалов автор учитывает углубление поверхности испарения во второй период и считает, что процесс сушки заканчивается при $u = 0$. Кривая скорости сушки характеризуется крайними точками (u_{κ_1} , N_1 и $u \rightarrow 0$, $N_{II 2}$), и выражение для скорости сушки имеет вид:

$$N_{II i} = -\frac{d\bar{u}}{d\tau} = N_{II 2} + (N_1 - N_{II 2}) \left(\frac{\bar{u}}{\bar{u}_{\kappa_1}} \right)^n. \quad (II-82)$$

В результате интегрирования можно получить выражение для продолжительности сушки:

$$\tau = \int_{\frac{\bar{u}}{\bar{u}_{\kappa_1}}}^{\frac{\bar{u}_{\kappa_1}}{\bar{u}_{\kappa_1}}} \frac{du}{N_{II 2} \left(\frac{N_1}{N_{II 2}} - 1 \right) \left(\frac{\bar{u}}{\bar{u}_{\kappa_1}} \right)^n + N_{II 2}}$$

* Мы вводим индекс i , чтобы подчеркнуть зависимость $N_{II i} = \text{var}$ в отличие от $N_1 = \text{const}$.

$$= \frac{1}{N_{II 2}} \int_{\frac{\bar{u}}{\bar{u}_{\kappa_1}}}^{\frac{\bar{u}_{\kappa_1}}{\bar{u}_{\kappa_1}}} \frac{du}{\left(\frac{N_1}{N_{II 2}} - 1 \right) \left(\frac{\bar{u}}{\bar{u}_{\kappa_1}} \right)^n + 1}. \quad (II-82')$$

Скорость сушки в конце процесса $N_{II 2}$ для материала (или слоя) в виде плоской пластины толщиной R определяется по выражению:

$$N_{II 2} = \frac{1}{r_{p0} R} \cdot \frac{1}{\frac{1}{a} + \frac{R}{\lambda}} (t_c - t_{m2}) = \frac{1}{r_{p0} R} \cdot \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{mp}} + \frac{R}{b}} (p_{m2} - p_n), \quad (II-83)$$

где α_{mp} — коэффициент внешнего массообмена;
 μ — коэффициент сопротивления (по О. Кришеру);
 b — коэффициент переноса массы через сухой слой;
 p_{m2} — парциальное давление насыщенного пара, соответствующее температуре поверхности испарения в конце процесса t_{m2} ;
 p_n — парциальное давление пара в среде сушильной камеры, соответствующее температуре t_c .

Для пористых гигроскопических материалов на кривой скорости сушки имеется вторая критическая точка u_{κ_2} , поэтому анализ кривой производится по двум участкам. На первом участке, ограниченном точками, соответствующими влажностям u_{κ_1} и u_{κ_2} , Л. Страх считает, что процесс происходит аналогично сушке негигроскопических материалов, причем скорости $N_{II 2}$ как будто соответствует влажностям $u = 0$ (см. рис. II—25, а). Тогда для кривой скорости сушки, ограниченной точкой (u_{κ_1} , N_1) и условной точкой (0, $N'_{II 2}$), можно применить уравнение вида (II—82):

$$N_{II i} = N'_{II 2} + (N_1 - N'_{II 2}) \left(\frac{\bar{u}}{\bar{u}_{\kappa_1}} \right)^n. \quad (II-84)$$

которое применимо при $\bar{u}_{\kappa_2} < \bar{u} < \bar{u}_{\kappa_1}$.

На втором участке при $u_p < u < u_{\kappa_2}$ сушка в объеме материала протекает в гигроскопической области (локальное влажностное содержание наиболее влажной зоны материала $u_{\text{мвк}} < u_p$) и скорость сушки падает более резко, причем для ряда материалов экспериментально установлен линейный характер изменения скорости сушки. Для этого участка

$$N_{II i} = N'_{II 2} + \frac{\bar{u} - u_p}{\bar{u}_{\kappa_1} - u_p} (N_1 - N'_{II 2}) \left(\frac{\bar{u}_{\kappa_2}}{\bar{u}_{\kappa_1}} \right). \quad (II-84')$$

Вид кривых, построенных по уравнениям (II—84), хорошо соответствовал экспериментальным точкам, полученным при исследовании сушки буковой фанеры и папье-маше. Показатель степени был определен из экспериментальных графиков, построенных в координатах

$$\lg \frac{N_{II i} - N'_{II 2}}{N_1 - N'_{II 2}} - \lg \frac{\bar{u}_{\kappa_2}}{\bar{u}_{\kappa_1}};$$

для фанеры $n = 1,47$, для папье-маше $n = 1,56$.

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 РИЗО ТОЭИ И ШИНЯ ХАЯШИ

Авторы также делят второй период сушки «непористых и неадсорбирующих» зернистых и порошковых материалов (песок, стеклянные шарики, порошки неорганических веществ) на два участка: первый, для которого по их данным характерна линейная зависимость между скоростью сушки и влагосодержанием; второй — нелинейный участок (рис. II—26).

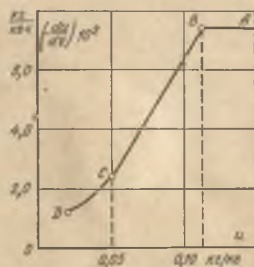


Рис. II—26. Характерная кривая скорости сушки (тонкий порошок CaCO_3 ; $t = 90^\circ \text{C}$; $v = 5,58 \text{ м/с}$; толщина слоя $0,03 \text{ м}$).

Анализируя кривые скорости сушки совместно с полями влагосодержания и температуры в различные моменты времени, авторы установили, что в их опытах значение u_{κ} достигается, когда влагосодержание на поверхности слоя $u_{\text{пов}} = u_p$; при этом начинается интенсивное углубление поверхности испарения внутрь слоя. Поэтому на 2-м участке слой состоит из сухой и влажной зон, отделенных одна от другой поверхностью испарения, и аналитическое решение задачи распределения температуры сводится к решению



Рис. II—27. Схематическая модель распределения температуры слоя и парциального давления пара во второй период сушки.

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.

Принятая линейная схема распределения температуры и парциального давления пара показана на рис. II—27. Авторы считают, что температура поверхности испарения не равна t_{κ} и изменяется при увеличении толщины сухого слоя ξ , достигая при $\xi \rightarrow \infty$ значения $t_{\text{из}}$.

Для скорости сушки на втором участке периода убывающей скорости получено следующее выражение:

$$-\frac{dW}{dt} = \frac{1}{\rho_1 R r} \cdot \frac{t_c - t_{\text{из}}}{\frac{1}{\alpha_{W_{\kappa}}} + \frac{R}{\lambda_1} \left[1 - \left(\frac{W}{W_{\kappa}} \right)^{\frac{1}{n}} \right]} \quad (\text{II—85})$$

где ρ_1 и λ_1 — плотность и коэффициент теплопроводности сухой зоны (слоя);

R — высота (толщина) слоя;

t_c — температура среды;

$\alpha_{W_{\kappa}}$ — коэффициент теплообмена в момент достижения влажности W_{κ} .

Показатель степени n изменяется от 1 до 3 в зависимости от характера распределения влаги внутри тела на этом участке; он входит в выражение для безразмерной толщины сухого слоя:

$$\frac{\xi}{R} = 1 - \left(\frac{W}{W_{\kappa}} \right)^{\frac{1}{n}} \quad (\text{II—86})$$

С целью получения формулы для расчета продолжительности сушки на втором участке периода убывающей скорости преобразуем выражение (II—85) и в результате интегрирования получим:

$$\tau_2 (\text{II}) = \frac{\rho_1 R r}{t_c - t_{\text{из}}} \left\{ \left(\frac{1}{\alpha_{W_{\kappa}}} + \frac{R}{\lambda_1} \right) (W_{\kappa} - W) - \frac{R}{\lambda_1} W_{\kappa} \frac{n}{n+1} \left[1 - \left(\frac{W}{W_{\kappa}} \right)^{\frac{n+1}{n}} \right] \right\} \quad (\text{II—87})$$

Анализ формулы показывает, что τ уменьшается с увеличением α и λ_2 , а также с повышением разности температур ($t_c - t_n$). Если $(W_{k_2} - W)$ вынести за скобку, то множитель перед разностью $(W_{k_2} - W)$ может условно рассматриваться как развернутое выражение коэффициента сушки K ; однако в связи с нелинейным характером убывания скорости сушки на данном участке K изменится с изменением W (по зонам).

Метод Риозо Тоши и Шиня Хаяши интересен в том отношении, что он так же, как метод Л. Страха, базируется на совместном анализе тепло- и массообмена во второй период процесса сушки. Хотя в этом методе используется метод интегрального баланса, однако наряду с этим в нем учитывается экспериментально установленное распределение влаги по толщине слоя в процессе сушки.

Вместе с тем следует отметить, что соотношение (II—86) не может быть признано универсальным, так как из него видно, что, по мнению авторов, углубление поверхности испарения начинается только после достижения влажности W_{k_2} , так как при $W = W_{k_2}$ $\xi = 0$.

В действительности, как указано ранее, углубление поверхности испарения происходит с самого начала процесса сушки. Очевидно, авторы имеют в виду область более интенсивного (заметного) углубления, характерного для негигроскопических материалов.

В более поздней работе Риозо Тоши и Шиня Хаяши исследовали процесс сушки пористых гигроскопических («адсорбирующих») гранулированных и порошковых материалов (активированный алюминий Al_2O_3 различного гранулометрического состава в виде образцов с размерами частиц от 10—20 мкм до 3—5 мм); на кривой скорости сушки этих материалов отмечены две критические точки. При аналитическом решении уравнения внутреннего массопереноса было принято, что во второй период влага перемещается только в виде пара.

Полученные авторами формулы характерны для переноса влаги в полуограниченной среде, которой они уподобляют слой материала в начале периода падающей скорости. Хотя такое представление является упрощенным, однако сопоставление расчетных и экспериментальных кривых дало удовлетворительные результаты.

Ценность указанного метода состоит в совместном анализе интегральных кривых сушки с полями температуры и влагосодержания в теле, что в ряде случаев дает возможность решить важные практические задачи применительно к влагоинерционным материалам, подвергаемым сушке.

РАСЧЕТ ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТИ СУШКИ ТЕРМОЛАБИЛЬНЫХ МАТЕРИАЛОВ

Для многих термоллабильных материалов и пищевых продуктов фактором, лимитирующим продолжительность пребывания их в сушильной камере, является предельная (максимально допустимая) температура нагрева. Поэтому для таких материалов приходится применять циклическую сушку с осциллирующим режимом, при которой циклы нагрева чередуются с циклами охлаждения или «отлежки». Продолжительность цикла сушки, таким образом, опре-

деляется 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 .

Для примера рассмотрим методику расчета продолжительности нагрева зерна в кипящем слое, разработанную В. А. Резчиковым и автором.

При решении задачи о нагреве влажного зерна при сушке его в кипящем слое принимаются следующие исходные данные:

G_1 — масса просушиваемого зерна; W^c — начальная влажность зерна; F_p — площадь газораспределительной решетки; t_1 и t_2 — температура сушильного агента при входе в слой и выходе из слоя; v — скорость сушильного агента при входе в слой; ρ — плотность сушильного агента.

Теплота, выделенная сушильным агентом в рабочей камере, расходуется на нагревание зерна, на испарение из него влаги и на потери в окружающую среду через стенки камеры:

$$L(i_1 - i_2) = Q_n + Q_i + Q_s, \quad (II-88)$$

где L — массовый расход сушильного агента, кг с. г/с; $L = F_p v \rho$; i_1 — энтальпия сушильного агента, поступающего в камеру, кДж/кг с. г.; i_2 — энтальпия отработавшего сушильного агента, кДж/кг с. г.

Важно отметить, что в i_1 не входит энтальпия паров воды, выделившихся из зерна и смешавшихся с воздухом, поступившим в рабочую камеру.

Левая часть уравнения (II—88) записана в предположении, что состояние сушильного агента в рабочей камере изменяется по изобаре. Д. М. Левиным показано*, что в действительности состояние сушильного агента изменяется по политропе и количество тепла, выделяемое сушильным агентом, меньше, а именно:

$$Q_{\text{выд}} = L \{ (i_1 - i_2') - [0,0301 + 0,00005515(t_1 + t_2)] 4,19(d_2 - d_1) \}, \quad (II-89)$$

где $d_2 - d_1$ — перепад влагосодержаний сушильного агента в рабочей камере, г/кг с. г.

Энтальпия сушильного агента определяется по известным уравнениям (см. главу I):

$$i_1 = (0,597d_1 + c_p t_1) 4,19 \text{ кДж/кг}; \quad (II-90)$$

$$i_2 = (0,597d_2 + c_p t_2) 4,19 \text{ кДж/кг},$$

где d_1 и d_2 — влагосодержание сушильного агента, поступающего в рабочую камеру и выходящего из нее, г/кг с. г.;

c_p — изобарная теплоемкость смеси, состоящей из 1 кг сухого газа и d г водяного пара;

$$c_p = (0,24 + 0,00047 d) 4,19 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}.$$

Расчет показывает, что для сушилок с кипящим слоем теплоемкость сушильного агента с достаточной степенью точности может быть принята постоянной и равной 1,04 кДж/(кг·К).

Таким образом, теплота, выделенная сушильным агентом в рабочей камере, может быть представлена в следующем виде

$$Q_{\text{выд}} = F_p v \rho \{ c_p (t_1 - t_2) - [0,0301 + 0,00005515(t_1 + t_2)] 4,19(d_2 - d_1) \}.$$

* См. четвертую часть.

Для дальнейшего решения задачи сделаны следующие допущения: 1) температура зерна по всему объему слоя в один и тот же момент считается постоянной; 2) при высоте слоя зерна $h_0 > 100$ мм температура отработавшего сушильного агента равна температуре зерна: $t_1 = \theta$.

При принятых допущениях уравнение теплового баланса кипящего слоя в дифференциальной форме можно записать в таком виде:

$$\{F_{pvp}c_p(t_1 - \theta) - F_{pvp}[0,0301 + 0,0005515(t_1 + \theta)]4,19(d - d_1)\}d\tau = Gcd\theta + G \frac{dW^c}{100 + W^c} r + dq_5, \quad (II-91)$$

где d — текущее влагосодержание отработавшего сушильного агента, г/кг с. г.;
 G — масса зерна при влажности W^c , кг;
 c — удельная теплоемкость зерна при влажности W^c , кДж/(кг·К);
 $d\theta$ — изменение температуры зерна за бесконечно малый промежуток времени $d\tau$, град;
 r — удельная теплота парообразования, кДж/кг;
 dq_5 — потери тепла в окружающую среду за бесконечно малый промежуток времени $d\tau$, кДж.
 Масса зерна G может быть представлена через начальную массу G_1 и начальную влажность W_1^c :

$$G = G_1 \frac{100 + W^c}{100 + W_1^c} \quad (II-92)$$

Изучение кинетики сушки высоковлажного ($W^c > 25\%$) зерна в кипящем слое показало, что в пределах допустимых температур нагрева зерна сушка его протекает с постоянной скоростью, т. е.

$$\frac{dW^c}{d\tau} = \text{const} = N^c.$$

Следовательно, согласно (II-27)

$$W^c = W_1^c - N^c\tau; \quad (II-93)$$

$$G = G_1 \left(1 - \frac{N^c\tau}{100 + W_1^c}\right) \quad (II-94)$$

Теплоемкость зерна, как известно, зависит от его влажности и, следовательно, в процессе сушки она изменяется.

Теплоемкость зерна для любого момента времени τ

$$c = c_{с. \text{вещ}} + \frac{W^c}{100 + W^c} (c_{вд} - c_{с. \text{вещ}}) \text{ кДж/(кг·К)}, \quad (II-95)$$

где $c_{вд}$ и $c_{с. \text{вещ}}$ — удельная теплоемкость влаги и сухого вещества.

Подставим значение W^c из уравнения (II-93) в уравнение (II-95):

$$c = \frac{100c_{с. \text{вещ}} + c_{вд}(W_1^c - N^c\tau)}{100 + W_1^c - N^c\tau} \quad (II-96)$$

Теплота парообразования может быть определена по следующей приближенной формуле (в кДж/кг):

$$r = r_0 - (c_{вд} - c_n)t_k, \quad (II-97)$$

где r_0 — теплота парообразования при $t = 0^\circ \text{C}$, кДж/кг;

$c_{вд}$ и c_n — удельная теплоемкость воды и пара;

t_k — температура кипения жидкости, $^\circ \text{C}$.

При сушке в кипящем слое $t_k = \theta$ и, следовательно,

$$r = (597 - 0,56\theta) 4,19 \text{ кДж/кг}. \quad (II-97')$$

Потери тепла в окружающую среду представим следующим образом

$$dq_5 = q_5 G_1 d\tau, \quad (II-98)$$

где q_5 — потери тепла в окружающую среду в единицу времени, отнесенные к 1 кг просушиваемого зерна.

Перепад влагосодержаний может быть записан таким образом:

$$d - d_1 = \frac{1000G_1 N^c}{F_{pvp}(100 + W_1^c)} \quad (II-99)$$

Полученные выражения для массы зерна (II-94), его теплоемкости (II-96) теплоты парообразования (II-97'), потерь тепла в окружающую среду (II-98) и перепада влагосодержаний сушильного агента (II-99) подставим в уравнение теплового баланса. После преобразований получим:

$$\left(\frac{F_{pvp}c_p}{G_1} - \frac{0,230N^c}{100 + W_1^c}\right)t_1 - \frac{2667,5N^c}{100 + W_1^c} - q_5 - \left(\frac{F_{pvp}c_p}{G_1} - \frac{2,577N^c}{100 + W_1^c}\right)\theta - \left[\frac{100c_{с. \text{вещ}} + c_{вд}(W_1^c - N^c)}{100 + W_1^c}\right] \frac{d\theta}{d\tau} = 0 \quad (II-100)$$

Введем следующие обозначения:

$$A = \left(\frac{F_{pvp}c_p}{G_1} - \frac{0,230N^c}{100 + W_1^c}\right)t_1 - \frac{2667,5N^c}{100 + W_1^c} - q_5; \quad (II-101)$$

$$B = \frac{F_{pvp}c_p}{G_1} - \frac{2,577N^c}{100 + W_1^c} \quad (II-102)$$

Теплоемкость зерна при начальной влажности W_1^c

$$c_1 = \frac{100c_{с. \text{вещ}} + c_{вд}W_1^c}{100 + W_1^c}.$$

Таким образом, уравнение (II-100) может быть записано в следующем виде:

$$A - B\theta = \left(c_1 - \frac{N^c c_{вд}}{100 + W_1^c}\right) \frac{d\theta}{d\tau} \quad (II-103)$$

Разделив переменные последнего выражения и интегрируя, получим:

$$-\frac{\ln(A - B\theta)}{B} = -\frac{\ln\left(c_a' - \frac{N^c c_{a,0}}{100 + W_1^c} \tau\right)}{\frac{N^c c_{a,0}}{100 + W_1^c}} + C. \quad (II-104)$$

Постоянную интегрирования C находим из начальных условий: при $\tau = 0$ $\theta = \theta_1$. Тогда

$$C = \frac{\ln c_a' (100 + W_1^c)}{N^c c_{a,0}} - \frac{\ln(A - B\theta_1)}{B}.$$

Подставляя значение C в уравнение (II-104), получим:

$$\frac{1}{B} \ln \frac{A - B\theta_1}{A - B\theta} = \frac{100 + W_1^c}{N^c c_{a,0}} \ln \frac{c_a' - \frac{N^c c_{a,0}}{100 + W_1^c} \tau}{c_a' - \frac{N^c c_{a,0}}{100 + W_1^c} \tau}.$$

или

$$\left(\frac{A - B\theta_1}{A - B\theta} \right)^{\frac{N^c c_{a,0}}{B(100 + W_1^c)}} = \frac{c_a' - \frac{N^c c_{a,0}}{100 + W_1^c} \tau}{c_a' - \frac{N^c c_{a,0}}{100 + W_1^c} \tau}.$$

Формула для расчета продолжительности сушки имеет вид:

$$\tau = \frac{c_a' (100 + W_1^c)}{c_{a,0} N^c} \left[1 - \left(\frac{A - B\theta}{A - B\theta_1} \right)^{\frac{N^c c_{a,0}}{B(100 + W_1^c)}} \right]. \quad (II-105)$$

По полученному уравнению (II-105) можно рассчитать продолжительность нагрева зерна (при сушке его в кипящем слое) до заданной максимально допустимой температуры.

В дальнейшем И. Ф. Пикус предложил приближенный метод расчета процесса сушки термолабильных материалов в кипящем слое, протекающего с убывающей скоростью. При этом принят следующий закон изменения скорости сушки:

$$\frac{dW}{dt} = K(W_1 - W_p) \exp(-K\tau), \quad (II-106)$$

где K — коэффициент сушки, определяемый опытным путем.

В результате интегрирования дифференциального уравнения теплового баланса кипящего слоя получено выражение (II-107) для расчета кинетики нагрева влажного дисперсного материала в кипящем слое:

$$\theta = t_1 - \frac{S_1}{B} (100 + W_1) + \left[\theta_1 - t_1 + \frac{q_5}{B} (100 + W_1) + \frac{D}{B - MK} \right] \left[\frac{M + W_1' - W_p}{M(1 - \exp(K\tau) + W_1' - W_p)} \right] \frac{B}{MK} - \frac{D}{\exp(K\tau)(B - MK)}, \quad (II-107)$$

где t_1 — температура сушильного агента, поступающего в слой;
 W_1, W_1', W_p — начальная, приведенная критическая и равновесная влажность материала;
 θ_1 — начальная температура материала;

$$B = \frac{F_p v p c (100 + W_1)}{G_1};$$

$$D = K[(597 - 0,56\theta_{cp}) 4,19 + \Delta r_{cp}](W_1' - W_p);$$

$$M = 100c_{c, \text{вещ}} + c_{\text{пл}} W_p;$$

F_p — площадь газораспределительной решетки;

G_1 — начальная масса (гес) материала;

v, p и c — скорость, плотность и теплоемкость сушильного агента;

θ_{cp} — средняя температура материала;

Δr_{cp} — среднинеинтегральная в диапазоне снижаемой влажности

величина энергии связи влаги с материалом;

$c_{c, \text{вещ}}$ — теплоемкость сухого вещества материала;

q_5 — потери тепла в окружающую среду в единицу времени, отнесенные к единице массы высушиваемого материала.

Задаваясь значением θ , можно определить соответствующее значение τ .

Уравнение (II-107) является приближенным, причем отклонение расчетных температур влажного материала от действительных в большой степени зависит от характера протекания процесса сушки и от того, насколько точно кривая скорости сушки в период убывающей скорости описывается уравнением (II-106). Погрешность предлагаемого метода определяется тем, насколько сильно влияют изменение влагокоэффициентов и усадка частиц (а следовательно, и изменение коэффициента сушки K) на изменение температуры материала в процессе сушки. В связи с этим для расчета кинетики нагрева в кипящем слое трудносохнущих термолабильных материалов по уравнению (II-107) весь процесс сушки необходимо разбить на несколько расчетных участков так, чтобы на каждом отрезке времени влагокоэффициенты и размеры частиц можно было бы считать постоянными.

Кинетика нагрева материала до предельно допустимой температуры рассчитывается методом последовательного суммирования температур, вычисленных для каждого расчетного участка по формуле (II-107).

Разбивка процесса сушки на отдельные зоны необходима и в том случае, когда сушка термолабильного материала осуществляет-

ся по ступенчатому режиму с постепенным изменением в каждой последующей зоне параметров сушильного агента.

Л. С. Слободкиным предложен приближенный метод расчета кинетики нагрева влажного материала в кипящем слое при осциллирующем режиме сушки с весьма малыми (исчисляемыми секундами) продолжительностями циклов нагрева — охлаждения.

Разбивая усредненную кривую нагрева на достаточно малые промежутки времени и принимая среднюю температуру частицы на этом участке величиной постоянной, можно свести задачу нагрева частицы при осциллирующем режиме к задаче на нагревание тела в среде с переменной температурой. Решение такой задачи для сухой частицы дано А. В. Лыковым и для данного случая имеет вид:

$$\frac{\theta_{\Delta\tau_i} - \theta_{\Delta\tau_{i-1}}}{\theta_{\Delta\tau_{i-1}} - \theta_{\Delta\tau_{i-2}}} = A_0 \cos \left(\frac{2\pi\tau_{yc}}{T} - M \right), \quad (II-108)$$

- $\theta_{\Delta\tau_i}$ — средняя температура на участке $\Delta\tau_i$;
 $\theta_{\Delta\tau_{i-1}}$ — средняя температура на участке $\Delta\tau_{i-1}$;
 $\theta_{\Delta\tau_{i-2}}$ — средняя температура на участке $\Delta\tau_{i-2}$;
 $\theta_{\Delta\tau_{i-1}}^{\max}$ — максимальная температура среды в цикле нагрева или охлаждения;
 A_0 — максимальная амплитуда колебаний температуры;
 T — продолжительность циклов нагрева и охлаждения;
 $0 < \tau_{yc} < \frac{T}{2}$;

$$M = \arccos \left(\frac{1}{1 + H \sqrt{\frac{aT}{\pi}}} \right);$$

H — относительный коэффициент теплоотдачи; $H = \frac{\alpha}{\lambda}$;

λ и a — коэффициенты теплопроводности и температуропроводности единичного зерна.

Уравнение (II-108) с точностью $\pm 10\%$ можно использовать для тел любой конфигурации, поскольку характер распределения температуры мало зависит от формы и размеров тела в области малых значений чисел Fo ($Bi < 0,1$ при $Bi = \text{const}$).

Числовые расчеты, основанные на экспериментальных данных, свидетельствуют о малости величин Bi , соответствующих возможному времени нахождения частицы в зоне высоких температур у газораспределительной решетки.

Для случая нагревания влажной частицы задача решается следующим образом. При жестких режимах сушки в кипящем слое интенсивность сушки многих материалов может оказаться, как это было принято выше, величиной постоянной.

Решение задачи на нагревание влажного тела в среде с постоянной температурой сушильного агента t_1 при постоянной интенсивности сушки q_m , в случае изменения температуры тела от θ_1 до $\theta_2 > t_1$ для кипящего слоя получено в таком виде:

$$\frac{(\theta_{x,\tau} - \theta_1)(Ko + 1)}{t_1 - \theta_1} = 1 - \sum_{n=1}^{\infty} A_n \cos \mu_n \frac{x}{R} \exp(-\mu_n^2 Fo), \quad (II-109)$$

где Ko — среднее значение критерия Коссовича для процесса нагревания слоя.

Уравнение (II-109) по форме совпадает с известным уравнением для нагревания сухой пластины; однако числитель выражения для относительной температуры умножен на величину $(Ko + 1)$. Таким образом, применительно к влажному телу при $q_m = \text{const}$ на участке $\Delta\tau_i$ с учетом выражения (II-108) уравнение (II-109) запишется в виде:

$$\frac{(\theta_{\Delta\tau_i} - \theta_{\Delta\tau_{i-1}})(Ko + 1)}{\theta_{\Delta\tau_{i-1}} - \theta_{\Delta\tau_{i-2}}} = A_0 \cos \left(\frac{2\pi\tau_{yc}}{T} - M \right), \quad (II-110)$$

$$\text{где } A_0 = \left(1 + \frac{2}{H} \sqrt{\frac{\pi}{aT}} + \frac{2\pi}{H^2 aT} \right)^{-1/2}.$$

Приближенное уравнение (II-110) позволяет рассчитать кинетику нагрева влажного дисперсного материала в кипящем слое при осциллирующем режиме (до предельно допустимой температуры $\theta_{\max}$) методом последовательного суммирования температур по расчетным участкам:

$$\theta_{\max} = \theta_1 + \sum_{i=1}^{i=k} \Delta\theta_i.$$

КРАТКОЕ ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Во второй части было показано, что сушка представляет собой чрезвычайно сложный комплекс явлений, развивающихся как внутри высушиваемого материала, так и в среде сушильной камеры. Указанные явления развиваются не изолированно одно от другого, а в самом тесном взаимодействии. Анализ этих явлений и их влияния одного на другое вскрывает механизм переноса тепла и влаги и позволяет установить аналитические закономерности процесса сушки. В частности, для получения аналитического выражения интенсивности потока влаги наряду с классическим законом диффузии использован также термодинамический метод. Совершенно ясно, что уравнения, описывающие этот сложный процесс, тоже получаются настолько сложными, что не всегда могут быть решены, т. е. они не могут быть непосредственно использованы для инженерных расчетов скорости сушки.

Однако ценность этих уравнений заключается в том, что они позволяют оценить влияние различных факторов на процесс сушки, выявить движущие силы процесса и обосновать пути его интенсификации.

Для обобщения результатов экспериментальных исследований широко используется теория подобия. Именно эта теория по-

звolyет распространить закономерности, найденные опытным путем при известных условиях, на большую группу других, но подобных явлений.

Наконец, в этой части приводятся предложенные различными авторами уравнения кривых сушки, полученные ими в результате обработки экспериментальных данных. Каждое из этих уравнений описывает процесс сушки какой-либо группы однородных материалов и является настолько простым, что использование его для практических расчетов не составляет серьезных трудностей.

Из описанных методов наибольшее применение для расчета продолжительности сушки пищевых продуктов получил метод А. В. Лыкова с использованием коэффициента сушки. Ограниченность применения этого метода обусловлена допущением постоянства влагокоэффициентов, которые в действительности изменяются с понижением влажности и повышением температуры материала. Кроме того, в сушильных установках процесс обычно протекает при переменном режиме. Поэтому целесообразно вести расчет по зонам с учетом параметров режима сушки и среднего значения влагокоэффициентов в зоне.

В последнее время метод получил дальнейшее развитие, причем Е. В. Красниковым выявлена возможность обобщения экспериментальных кривых сушки, полученных при различных режимах, в виде одной кривой, построенной в координатах $N\tau - \tau$, где N — скорость сушки в первый период (N_1), или максимальная скорость сушки в начале второго периода ($N_{\max}$).

Важное значение величины N и ее влияние на весь последующий ход процесса сушки отмечено еще в работах Г. К. Филоненко, который ввел понятие приведенной скорости сушки $\psi = \left(\frac{dW}{d\tau}\right)/N$, имеющей смысл обобщенного симплекса.

В формуле $\tau = \frac{1}{N} [f(W_1 - W_2)]$ уже была заложена при заданных значениях W_1 , W_2 и W_p зависимость $N\tau = f(\text{const})$. Важно также то, что в указанном методе учитывается влияние свойств материала показателем степени n в зависимости $\tau = f(W^n)$.

По существу, влияние величины N_1 на дальнейший ход процесса сушки учтено и при введении коэффициента сушки K , который определяется как отношение $\frac{N_1}{W_{к.п} - W_p}$.

Обобщение кривых сушки в одну кривую, естественно, не вскрывает механизма процесса и не учитывает влияния режима на протекание процесса, что необходимо для обоснования оптимального режима; однако для инженерного расчета такое развитие метода является целесообразным, и поэтому оно находит широкое применение в различных исследованиях.

Мы полагаем, что значительное влияние $N_{\max}$ на ход процесса сушки вообще характерно для сушки, как типичного необратимого процесса, в котором начальный (максимальный) импульс, очевидно, влияет на скорость приближения системы к состоянию равновесия. Исходя из таких представлений, целесообразно ввести понятие ускорения сушки (аналогично ускорению в равнозамедленном движении), которое характеризует темп снижения скорости во второй период $\frac{d^2 W}{d\tau^2}$, т. е. темп приближения материала к равновесному состоянию. При этом

$$\frac{d^2 W}{d\tau^2} = f(N)_{\max}$$

Для термолабильных материалов и продуктов продолжительность цикла сушки целесообразно рассчитывать по времени достижения ими максимально допустимой температуры (метод автора и В. А. Резчикова).

В связи с тем что в промышленности и в сельском хозяйстве значительно увеличивается область применения сушильных установок и повышаются требования к ним, необходимо широкое накопление опытных данных по сушке различных продуктов и дальнейшее развитие методов расчета этого процесса, увязанного со скоростью его протекания. В этом плане важное значение имеет введение числа Ребиндера, устанавливающего связь между теплотой влагопереносом в процессе сушки.

Необходимо расширить исследования по уточнению механизма внутреннего переноса тепла и влаги в процессе сушки с использованием наиболее совершенных физических методов — автораддиографии (методы меченых радиоактивных атомов), гаммаскопии и др.

В данной части приводится классификация методов сушки и дана общая характеристика каждого метода.

Технические способы осуществления различных методов сушки чрезвычайно разнообразны, и их целесообразно рассматривать в увязке с конструкциями сушильных установок. Классификация сушильных установок и краткая характеристика основных типов даны в четвертой части.

ГЛАВА VI

ОСНОВНЫЕ МЕТОДЫ СУШКИ. КЛАССИФИКАЦИЯ МЕТОДОВ ТЕПЛОВОЙ СУШКИ

В введении мы упоминали об основных принципах обезвоживания и методах сушки. Чтобы наглядно показать место тепловой сушки среди других методов обезвоживания, рассмотрим классификацию принципов и методов обезвоживания (табл. III—1).

Наиболее широкое применение имеет тепловая сушка, при которой влага материала за счет сообщенной или генерируемой энергии переходит в парообразное состояние и в виде пара удаляется из материала в среду сушильной камеры. Тепловая сушка твердых материалов осуществляется в основном путем испарения; однако в некоторых случаях — при прогреве в электрическом поле высокой частоты, когда температура материала достигает точки кипения, — начинается выпаривание воды в массе материала. При этом не только кинетическая энергия отдельных молекул, но и средняя кинетическая энергия всех молекул влаги внутри тела достигает величины, обеспечивающей преодоление энергии связи внутри тела, а также сопротивления внешней среды, куда отводится образующийся пар. Из сушильной камеры пар удаляется в смеси с газом или в чистом виде отводится в конденсатор. Влагу материала можно также предварительно заморозить — превратить в лед, а

Классификация принципов и методов обезвоживания

Принципы обезвоживания	Методы обезвоживания	Сущность метода обезвоживания	
Без изменения агрегатного состояния влаги	Механическое обезвоживание	Удаление жидкости с преодолением гидравлического сопротивления твердого скелета тела и механической связи между жидкой и твердой фазой	а) Прессование б) Центрифугирование и сепарирование в) Фильтрация
	Контактный массообмен	Перемещение жидкости из тела с большим потенциалом переноса влаги в тело с меньшим потенциалом переноса	Контакт влажных материалов с гигроскопическими веществами, имеющими более низкий потенциал переноса влаги (например, контакт влажного материала с силикагелем, контакт влажного и сухого зерна и т. п.)
		Для капиллярно-пористых тел контактный влагообмен обусловлен разными радиусами капилляров ($r_{\text{кап}}$) в поверхностных слоях влажного и сухого материала. В связи с тем что $r_{\text{кап}}$ в сухом материале за счет усадки меньше, капиллярное давление $P_{\text{кап}} = \frac{2\sigma \cos \theta}{r_{\text{кап}}}$ будет больше, и так как падение мениска $P_{\text{кап}}$ отрицательно, то соответственно увеличивается всасывающее усилие, — капилляры с меньшим $r_{\text{кап}}$ «высасывают» влагу из капилляров с большим радиусом	При сушке термоблабильных материалов с защитными средами за счет контактного тепло- и влагообмена между частицами материала и средой температура и влажность материала поддерживаются на заданном уровне; если материал «пересыхает», часть влаги передает ему защитная среда. Аналогичное явление имеет место при сушке дисперсных и пастообразных материалов с инертными наполнителями; сухой слой материала, образующийся на поверхности частиц защитной среды для поступающего в сушильную камеру влажного материала (например, сушка различных пастообразных химикалий, молока, дрожжей, крахмала и других на поверхности полистироловых шариков)

Продолжение

Принципы обезвоживания	Методы обезвоживания	Сущность метода обезвоживания	Технические способы обезвоживания
С изменением агрегатного состояния влаги	Тепловое обезвоживание	Перевод жидкости в парообразное состояние и перенос пара в окружающую среду Перевод пара в жидкое агрегатное состояние	а) Испарение — тепловая сушка твердых и жидких материалов б) Выпаривание жидкости в растворах и в твердых материалах (при прогреве в массе) Конденсация — осушение влажных газов при охлаждении их ниже точки росы
Комбинированное обезвоживание	Тепловое обезвоживание при резком изменении давления окружающей среды (со «сбросом» давлений)	а) Превращение жидкости в пар и перенос пара в окружающую среду, в которой создается повышенное давление. При последующем резком снижении давления в массе материала происходит весьма интенсивное парособразование за счет тепла, аккумулированного в материале и подводимого извне б) Частичное удаление влаги в виде жидкости при преодолении гидравлического сопротивления твердого скелета тела за счет разности давлений среды внутри тела и окружающей среды	1) Циклический нагрев влажного материала (например, теплоизоляторов) в герметической камере при повышении давления за счет пара, выделяющегося из материала, чередующийся с выпуском пара из камеры, вызывающим резкое снижение давления. Аналогичный механизм обезвоживания имеет место при производстве «воздушных» зерен кукурузы и других злаков, которые за счет значительного внутреннего давления увеличиваются в объеме и разрываются (Московский пищекомбинат) 2) В условиях непрерывного процесса сушильный агент при давлении выше атмосферного и заранее нагретый материал (например, томатные семена*) подаются в сопловой аппарат. При истечении через сопло происходит «сброс» давления и парособразование в массе материала

* Работа проведена в ОТИ пищевой промышленности С. Б. Иванченко и Т. Я. Розенбаум.

затем за счет сообщенной извне энергии (тепла) будет происходить испарение (возгонка) льда.

Изменение состояния влаги при тепловой сушке можно наглядно представить в энтропийной $T-S$ -диаграмме, впервые примененной для анализа процесса сушки Д. М. Левиным (рис. III-1). На диаграмму нанесены пограничные кривые, которые разделяют области различного агрегатного состояния влаги. Кривая $A-A'$

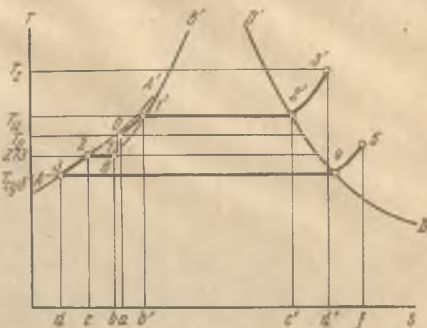


Рис. III-1. Изменение состояния влаги в энтропийной диаграмме при тепловой сушке.

отделяет область состояния твердого тела, т. е. область льда от жидких и газообразных состояний. Известно, что с повышением давления температура плавления воды снижается. Эту закономерность отражает отрезок по линии A от точки 2 вниз. Часть этой линии, расположенная выше точки 2, характеризует зависимость температуры плавления льда от давления: при очень высоком давлении температура плавления такого льда значительно выше 0°C .

Кривая BB' (в термодинамике ее называют левой пограничной кривой) отделяет область состояний жидкости от состояний смеси пара с жидкостью, которую называют влажным паром. Все точки, лежащие на этой кривой, характеризуют состояние жидкости, имеющей температуру кипения при соответствующем давлении. Кривая DD' , или правая пограничная кривая, отделяет область влажного пара от области перегретого пара.

Рассмотрим энергетическое превращение влаги материала, начальная температура которого T_0 в обоих случаях ниже температуры кипения при парциальном давлении паров воды в среде сушильной камеры. Состояние этой влаги изображается точкой, расположенной левее пограничной кривой. Поэтому вначале жидкость нагревается до температуры испарения $T_{\text{и}}$, соответствующей парциальному давлению паров воды в среде сушильной камеры (отрезок $0-1'$). Тепло, сообщенное при этом влаге, измеряется пло-

Наименование метода тепловой сушки	Способ сообщения энергии (тепла) материалу	Источник энергии (тепла)	Механизм удаления влаги	Характеристика влажных материалов	Область распространения и результаты применения метода
Конвективная сушка	Конвекция* — перенос теплоты в среде с неоднородным распределением температуры, осуществляемый макроскопическими элементами среды при их перемещении.	Нагретый газ (воздух, продукты сгорания топлива, газовоздушная смесь, перегретый пар, инертный газ — азот), омывающий влажный материал в самых разнообразных условиях	Перенос влаги внутри материала за счет неизоэнтальпической массопроводности (влагопроводности и термовлагопроводности) как в виде жидкости, так и в виде пара. Термовлагопроводность обычно препятствует сушке. Испарение вначале происходит на открытой поверхности материала, а затем с самого начала процесса зона испарения углубляется внутрь материала а) При низких температурах греющих поверхностей $t_{гр}$ испарение в основном происходит на открытой поверхности материала б) При высоких температурах $t > 85-110^\circ\text{C}$ интенсивное парообразование внутри материала (в контактном слое) и молярный перенос	Твердый материал разнообразной формы, структуры и различных размеров, различные пасты и жидкости (растворы)	Сушка самых различных материалов (продуктов) при наиболее простом конструктивном оформлении сушильных камер; сушильный агент является одновременно теплопередачиком и влагопоглотителем
Кондуктивная сушка**	Кондукция* (теплопроводность) — молекулярный перенос теплоты посредством теплового движения микрочастиц в сплошной среде, обусловленный наличием градиента температуры	Нагретые поверхности (под, плиты, вальцы, цилиндры и т. д.), к которым прижимается влажный материал		Тонкие листовые, волокнистые материалы (бумага, ткани, шпон и т. п.). Пастообразные материалы, (овощные и фруктовые пюре и пасты) и жидкости (молоко, кормовые; дрожжи, фармацевти-	Сушка тонких материалов характеризуется высокой интенсивностью — на 1—2 порядка выше, чем при конвективной сушке

Сушка под воздействием энергетических полей:

А. Электромагнитное поле
1) Терморadiационная сушка инфракрасными лучами (сушка термoизлучением)

Радиация (термoизлучение) — перенос энергии от источника (генератора) излучения к объекту облучения путем электромагнитных колебаний через среду, прозрачную для теплового излучения

Излучатели, нагретые до высокой температуры:

а) темные,
 $T_{изл} \approx 1000 \div 1200 \text{ K}$;
б) светлые,
 $T_{изл} \approx 2200 \div 2500 \text{ K}$

пара к открытой поверхности за счет градиента общего давления ∇p . Возникновение ∇p обусловлено тем, что скорость образования пара в контактном слое больше, чем скорость переноса пара. Величина ∇p поддерживается на определенном уровне за счет переноса жидкости в контактный слой

В связи с проникновением коротковолновых инфракрасных лучей в толщу материала и отдачей тепла с поверхности материала в окружающую среду в нем создается аномальное распределение температуры: на некоторой глубине она выше, чем на поверхности материала и значительно выше, чем внутри него. Поэтому в начале процесса за счет температурного градиента (25—50°/см и более) влага перемещается

ческие препараты и т. д.)

а) Тонкие материалы (окрашенные металлические поверхности, бумага, ткань, бисквиты и др.)
б) Толстые материалы (тесто, хлеб и др.)

Сушка материалов при значительных тепловых напряжениях поверхности облучаемого материала, превышающих в 30—70 раз и более напряжение при конвективной сушке, что значительно интенсифицирует сушку тонких материалов и ускоряет термическую обработку толстых материалов. Большой эффект дает прерывистое облучение

Наименование метода тепловой сушки	Способ сообщения энергии (т.пла) материалу	Источник энергии (тепла)	Механизм удаления влаги	Характеристика влажных материалов	Область распространения и результаты применения метода
2) Сушка в электрическом поле токов высокой частоты («диэлектрическая» сушка) и сверхвысокой частоты	Превращение энергии электрического поля высокой частоты в теплоту в массе влажного материала, который прогревается во всем объеме	Генераторы высокой и сверхвысокой частоты	внутри тела. Одновременно происходит испарение влаги на поверхности тела, что создает градиент влажности, за счет которого влага затем начинает перемещаться изнутри к открытой поверхности. Парообразование происходит в массе материала, интенсивность его зависит от количества выделяемого тепла. В зависимости от электростатических характеристик материала и режимных параметров температура материала изменяется в широких пределах: обычно в период постоянной скорости она близка к 100°C, а в период падающей скорости она выше 100°C. За счет охлаждения поверхности материала температурный градиент направлен внутрь материала. При	Различные диэлектрики и полупроводники (влажные материалы — сахар-рафинад, бобы какао, зерно, тесто, хлеб и др.)	Применяется для удаления влаги из трудносохнущих материалов (например, крупные керамические изделия и т. п.). Исследована сушка зерна, сахара-рафинада, созданы экспериментальные промышленные установки для сушки и обжарки бобов какао, для выпечки хлеба. Для уменьшения расхода энергии сушку в поле высокой частоты комбинируют с инфракрасным излу-

Б. Акустическое поле
Обезвоживание в акустическом поле («холодная» и «тепловая» акустическая сушка)

Воздействие на влажный материал акустического поля, создаваемого генераторами ультразвука за счет колебаний среды как в пограничном слое, так и в порах (капиллярах) тела. Некоторое повышение температуры внутри материала обусловлено частичным переходом акустической энергии в теплоту. Подача нагретого воздуха в сушильную камеру способствует интенсификации процесса сушки

Генераторы ультразвука различных типов (статические и динамические)

$t > 100^\circ\text{C}$ происходит выпаривание влаги. Скорость образования пара внутри материала превышает скорость его переноса; вследствие этого в материале возникает градиент общего давления, способствующий молярному переносу пара

а) Частичное удаление влаги в виде жидкости за счет возникновения градиента общего давления в материале (повышение давления внутри материала) под воздействием проникающих в него акустических волн и самоиспарение влаги

б) При дополнительном сообщении энергии — тепла (например, от нагретого воздуха) испарение влаги в основном на поверхности тела и удаление в виде пара

Термолабильные капиллярно-пористые материалы

чением и конвективной сушкой

Исследована сушка типичных капиллярно-пористых тел и некоторых пищевых продуктов и материалов (солод, табак). Наибольший эффект достигается при использовании акустической энергии во второй период сушки

Наименование метода тепловой сушки	Способ сообщения энергии (тепла) материалу	Источники энергии (тепла)	Механизм удаления влаги	Характеристика контактных материалов	Область распространения метода
Комбинированные методы сушки а) Комбинированная кондуктивно-конвективная циклическая сушка	Кондукция — конвекция	Нагретые поверхности и воздушные потоки, являющиеся теплоносителями	Сушка на нагретой поверхности с перемещением контактом и циркуляцией воздуха между нагретыми поверхностями для удаления пара из контактного слоя материала до полной релаксации градиента давления внутри материала	Тонкие листовые материалы	Сушка бумаги
б) Комбинированная радиационно-конвективная сушка	Термоизлучение — конвекция	Излучатели и воздушные потоки, являющиеся теплоносителями	Обычно непрерывное облучение, чередующееся с циркуляцией холодного воздуха, что предотвращает перегрев материала и дает возможность целесообразно использовать явление термолабильности	Твердые тонкие и толстые материалы	Исследована сушка зерна, овощей, макаронных изделий и др.
в) Комбинированная «диэлектрическая» и радиационная сушка и др.	Диэлектрический нагрев — термоизлучение	Генераторы высокой частоты и излучатели	Совмещение и прогрев в массе и вытравливание влаги внутри материала с интенсивным испарением на его поверхности	Диэлектрики и полупроводники	Исследована для сушки и обжарки бобов, какао, приправ, для высушки хлеба

* Дается по терминологии, рекомендуемой АН СССР: «Теория теплообмена». Терминология, под ред. проф. Б. С. Петухова, «Наука», 1971.

** Ранее применялся термин «контактная сушка». Более правильным термином, соответствующим основному признаку классификации, является кондуктивная сушка.

площадь $a-0-1'-b'$. Затем влага испаряется при постоянной температуре $T_н$ (линия $1'-2'$), на что затрачивается соответствующая теплота парообразования, измеряемая площадью $b'-1'-2'-c'$.

Образующийся пар перегревается до температуры среды сушильной камеры T_2 с затратой тепла, измеряемой площадью $c'-2'-3'-d'$. Общая затрата тепла на 1 кг влаги измеряется площадью $a-0-1'-2'-3'-d'$.

Если влага удаляется из материала путем ее предварительного замораживания и испарения льда, то процесс изобразится отрезками: $0-1$ (охлаждение жидкости от T_0 до температуры затвердевания $T_{затв}$, которая практически близка к 273 К); $1-2$ (замораживание влаги при $T_{затв} = \text{const}$); $2-3$ (последующее охлаждение льда до температуры возгонки — сублимации $T_{суб}$); $3-4$ (сублимация при $T_{суб} = \text{const}$); $4-5$ (перегрев образующегося пара до температуры среды сушильной камеры). При этом процессы охлаждения жидкости, замораживания ее и охлаждения льда протекают при отдаче тепла, эквивалентного площади $a-0-1-2-3-d$ (в том числе площадь $b-1-2-c$ представляет собой теплоту плавления); процессы испарения льда (сублимации) и перегрева образующегося пара протекают при затрате тепла, измеряемого площадью $d-3-4-5-f$. Таким образом, при тепловой сушке изменение состояния влаги связано с затратой энергии (тепла), сообщаемой материалу.

Из сказанного выше ясно, что основным условием осуществления тепловой сушки является перенос и затрата энергии на перевод влаги материала в парообразное состояние. Поэтому методы сушки целесообразно классифицировать по энергетическому признаку, т. е. по методу сообщения тепла материалу. В табл. III—2 приведена классификация методов сушки по этому признаку.

ГЛАВА VII КОНВЕКТИВНАЯ СУШКА

Наибольшее применение в сушильной технике имеет конвективный метод сушки. Использование нагретого газа в качестве сушильного агента, который одновременно является теплоотдачиком и влагопоглотителем, обуславливает сравнительную простоту конструкций конвективных сушилок.

Основные закономерности конвективной сушки рассмотрены во второй части. Технические способы осуществления конвективной сушки чрезвычайно разнообразны так же, как разнообразны по свойствам, структуре, форме и размерам влажные материалы, подвергаемые конвективной сушке. В последнее время широко приме-

няется конвективная сушка продуктами сгорания топлива или газозоудушной смесью со сравнительно высокой температурой; при этом процесс сушки значительно интенсифицируется. Для зернистых материалов применяется сушка в разрыхленном, «кипящем» слое и во взвешенном состоянии (в пневмотрубах). Пастообразные материалы также обезвоживаются в кипящем слое. Жидкости (водные и другие растворы) высушиваются в сильно диспергированном (распыленном) состоянии, в результате чего получается сухой порошок, не нуждающийся в дальнейшем измельчении.

ТАБЛИЦА III-3

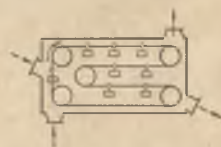
Схема классификации конструкций сушильных установок (в зависимости от агрегатного состояния материала и характеристики слоя)

I. Установки для сушки кусковых и зернистых материалов в плотном и разрыхленном слое

А. Кусковые (штучные) продукты. Сушка в плотном слое

Конвейерные
Туннельные

Конвейерные



Ленточные



Шкафные



Камерные

Вагонеточные (со стационарными вагонетками)



Б. Сыпучие зернистые материалы *

1) Сушка в плотном (движущемся) слое

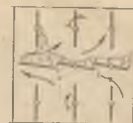
Шахтные



Жалюзийные



Шахтные с поворотными жалюзиями

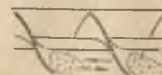


2) Сушка в разрыхленном слое

Барабанные



Шнековые



Трубчатые



* Для зернистых материалов используются также ленточные, лотковые и другие типы установок, аналогичных группе А.

Турбинные



Роторные



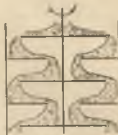
Каскадные



Карусельные



Тарельчатые сушильные колонны*



Вибрационные при относительно малых ускорениях вибрации*



* При больших ускорениях вибрация относится к установкам с виброожиженным слоем (группа II).

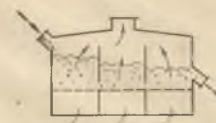
II. Установки для сушки дисперсных и диспергированных материалов

1) Сушка в псевдоожиженном (кипящем) слое

Однокамерные



Многокамерные



С фонтанирующим слоем



С виброаэроожиженным слоем



С виброаэрофонтанирующим слоем



2) Пневмосушка

Пневмотрубы



Циклонные



Аэрофонтанные



Комбинированные



Комбинированные — центробежные с пневмотрубой (сочетание механического обезвоживания в центрифуге и пневмосушки)



III. Установки для сушки комкующихся и пастообразных материалов

С кипящим слоем (сушка на слое высушенного или инертного материала — фторопластовой крошки, песка, стеклянных шариков и др.)



Конические с фонтанирующим слоем (сушка на слое высушенного или инертного материала)



С виброаэрокипящим слоем (сушка на слое высушенного материала или инертных наполнителях)



С виброаэрофонтанирующим слоем (сушка на слое высушенного материала или инертных наполнителях)



Вальцевые



IV. Установки для сушки жидких материалов (суспензий, растворов и др.)

Распылительные
С механическими распылителями (форсунками)



С центробежными дисковыми распылителями



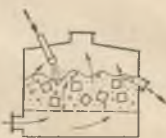
С пневматическими форсунками



С виброаэрокипящим слоем (сушка на слое высушенного или инертного материала)*



С кипящим слоем (сушка на слое высушенного или инертного материала)*



Конические с фонтанирующим слоем (сушка на высушенном материале или инертных наполнителях)*



* Сушка может сочетаться с гранулированием.

С виброаэрофонтанирующим слоем (сушка на высушенном материале или инертных наполнителях)*



Со вспененным слоем (вспенивание производится газом в питателе)



Условные обозначения: материал



сушильный агент



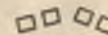
направление вращения конструктивных элементов



газораспределительная решетка (опорная для материала)



инертный материал



* Сушка может сочетаться с гранулированием.

Классификация конструкций конвективных сушилок приведена в табл. III—3*. Режимы и характеристика конвективной сушки различных пищевых продуктов являются предметом изучения технологии сушки.

Рассмотрим особенности и основные общие характеристики конвективной сушки различных видов высушиваемого материала.

СУШКА КУСКОВЫХ (ШТУЧНЫХ) И ЗЕРНИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ В ПЛОТНОМ СЛОЕ

Режим конвективной сушки характеризуется следующими параметрами: температурой сушильного агента t_c , его влажностью φ и скоростью v . В сушильных установках эти параметры с течением времени, или по длине (высоте) сушильной камеры, изменяются, т. е. сушка протекает при переменном режиме. Для упрощения закономерности конвективной сушки вначале устанавливают для постоянного режима, а влияние режима на процесс сушки характеризуют изменением коэффициента сушки K и расчет процесса сушки ведут по зонам.

Большинство высушиваемых материалов, в том числе и пищевые продукты, являются коллоидными капиллярно-пористыми телами. Для примера обезживания типичного штучного материала остановимся на закономерностях сушки ломтей хлеба, а в качестве зернистого крупнодисперсного материала рассмотрим зерно пшеницы.

Влияние параметров воздуха на процесс сушки

Для выяснения влияния параметров воздуха — температуры, влажности и скорости — на процесс сушки хлеба Н. А. Иванникова провела опыты, в которых один параметр изменялся, а остальные оставались постоянными. Сушку производили в циркуляционной сушилке лаборатории кондиционирования воздуха ВНИИХПа.

На рис. III—2 показаны кривые сушки и кривые скорости сушки ломтей хлеба ($110 \times 110 \times 24$ мм), высушенных при различной температуре воздуха (125, 100 и 80°C). Из графиков видно, что при повышении температуры воздуха с 80 до 125°C (при $\varphi = 5\%$ и $v = 3,6$ м/с) продолжительность сушки сокращается более чем в 2 раза. Увеличение скорости воздуха с 1,4 до значительной величины — 6,3 м/с — ускоряет процесс сушки примерно в 1,5 раза.

Влияние влажности воздуха на сушку иллюстрируется кривыми на рис. III—3.

* Установки для кондуктивной сушки и сушки под воздействием энергетических полей в зависимости от конструкции и состояния материала могут быть отнесены к соответствующей группе указанной классификации.

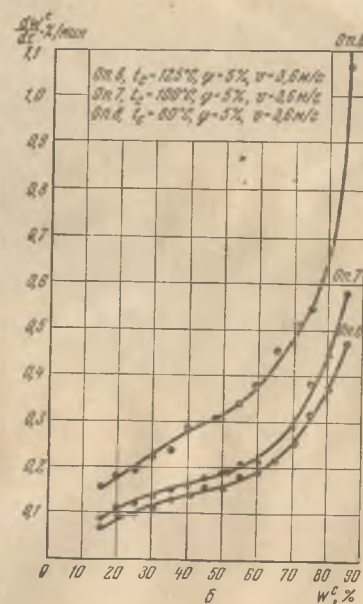
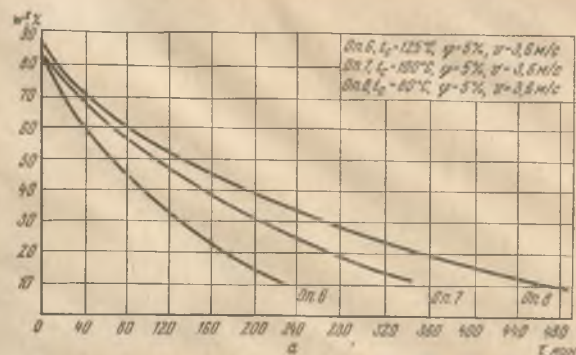


Рис. III—2. Влияние температуры воздуха на процесс сушки хлеба:
а — кривые сушки; б — кривые скорости сушки.

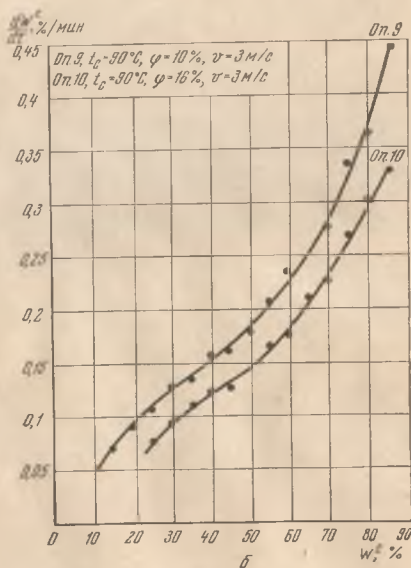
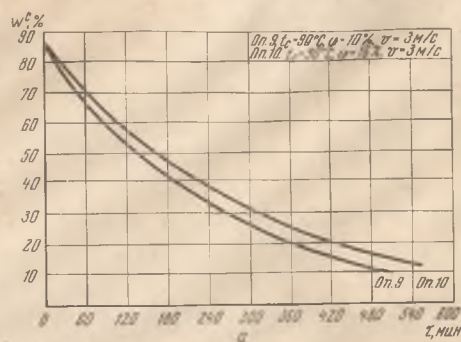


Рис. III—3. Влияние влажности воздуха на процесс сушки хлеба:
а — кривые сушки; б — кривые скорости сушки.

Анализ экспериментальных кривых показывает, что наибольшее влияние на скорость сушки хлеба оказывает температура воздуха и в меньшей мере — скорость воздуха и его влажность. В конце сушки скорость воздуха оказывает меньшее влияние, чем в начальной стадии. Такая же зависимость характерна и для влажности воздуха, причем при более низкой температуре воздуха (65° С) влияние влажности на скорость сушки значительно меньше.

Указанные закономерности характерны для сушки хлеба, интенсивность которой лимитируется влагонепроводностью (внутренним переносом влаги), и процесс протекает в период падающей скорости.

Влияние параметров воздуха на коэффициент сушки хлеба K можно установить по рис. III—4, где показана зависимость между удаляемой влагой ($W - W_p$) и временем сушки (τ).

Коэффициенты сушки для опытов 2; 7 и 8 рассчитаны по формуле (II—36').

Опыт 2

$$K = \frac{2,3 (\lg 84,4 - \lg 11,3) 60}{338} = 0,357 \text{ л/ч;}$$

Опыт 7

$$K = \frac{2,3 (\lg 84,7 - \lg 15) 60}{340} \approx 0,310 \text{ л/ч;}$$

Опыт 8

$$K = \frac{2,3 (\lg 87,6 - \lg 14) 60}{460} = 0,240 \text{ л/ч.}$$

Аналогично рассчитаны значения K и для других опытов.

Как и следовало ожидать, с повышением температуры воздуха коэффициент сушки резко увеличивается. Аналогично, но менее ярко выражена зависимость K от скорости воздуха. С увеличением влажности воздуха K несколько уменьшается (табл. III—4).

На рис. III—5 показано изменение температуры в двух слоях (на поверхности и в середине) ломтя хлеба в процессе сушки при различной температуре воздуха. Как указано выше, температура образца быстро повышается и становится значительно выше тем-

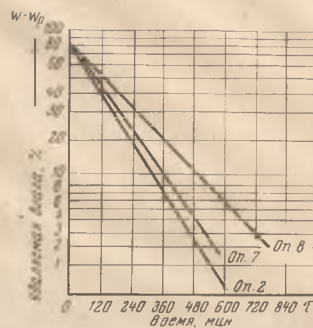


Рис. III—4. Зависимость между удаляемой влагой и временем.

ТАБЛИЦА III-4

Изменение коэффициента сушки хлеба в зависимости от параметров воздуха

Ном.р опыта	Режим сушки			Коэффи- циент сушки K, 1/ч	Ном.р опыта	Режим сушки			Коэффи- циент суш- ки K, 1/ч
	t _с , °C	φ, %	v, м/с			t _с , °C	φ, %	v, м/с	
4	65	20	3,6	0,158	11	125	5	3,6	0,445
5	65	28	3,6	0,138	1	110	5	1,4	0,316
8	80	5	3,6	0,240	3	110	5	6,3	0,454
7	100	5	3,6	0,310	9	90	10	3,0	0,293
2	110	5	3,6	0,357	10	90	16	3,0	0,263

пературы мокрого термометра, достигая к концу процесса величины, очень близкой к температуре воздуха. Перепад температур в образце, обусловленный более быстрым ростом температуры поверхности, свидетельствует об интенсивном обезвоживании поверхностных слоев и образовании на поверхности ломтя сравнительно сухого слоя.

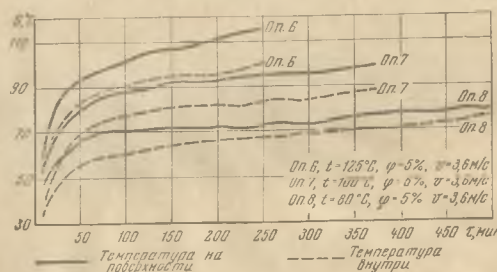


Рис. III-5. Изменение температуры хлеба в процессе сушки.

Характерно, что при более высокой температуре воздуха перепад температур в образце ($\Delta\theta$) увеличивается; так, к концу сушки имеем следующие значения $\Delta\theta$: при $t_c = 125^\circ\text{C}$ $\Delta\theta \approx 15^\circ\text{C}$; при $t_c \approx 80^\circ\text{C}$ $\Delta\theta \approx 3^\circ\text{C}$.

Влияние толщины материала и плотности укладки на процесс сушки

Сушка хлеба обычно производится на кассетах, в которых вертикально поставленные ломти находятся на некотором расстоянии один от другого. От плотности укладки зависит производительность

сушилки, а также равномерность сушки и сопротивление прохождению воздуха в сушильной камере: при более плотной укладке увеличивается скорость воздуха в живом сечении, что соответственно увеличивает сопротивление.

По данным ВТИ, при вертикальном расположении сухарей в кассетах сопротивление сушильной камеры выражается уравнением:

$$\Delta S = 0,79 v_{ж}^{1,07} \text{ Па} = 0,081 v_{ж}^{1,07} \text{ мм вод. ст.} \quad (\text{III-1})$$

где $v_{ж}$ — скорость воздуха в живом сечении, м/с.

Опытами ВТИ установлена зависимость между продолжительностью сушки и толщиной ломтей:

$$\frac{\tau}{\tau_{10}} = \left(\frac{2R}{10} \right)^{1,55} \quad (\text{III-2})$$

где τ_{10} — продолжительность сушки ломтя толщиной 10 мм;
2R — толщина ломтя, мм.

Наши наблюдения, проведенные в производственных условиях, показали, что при толщине ломтей более 25 мм качество сухарей ухудшается и по сечению их образуется «слоистость». При хранении сухарей влажность по их сечению выравнивается, однако механическая прочность таких сухарей ниже нормальной. По данным ВНИИХПа, сопротивление излому стандартных сухарей равно в среднем около 50 кПа (пределы 20—80 кПа). Оптимальная толщина ломтей хлеба составляет 20—22 мм, что и предусмотрено ГОСТом.

СУШКА ЗЕРНИСТЫХ (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 $V_{сл}$:

$$\epsilon = \frac{V_{сл} - V_{ТВ}}{V_{сл}} = 1 - \frac{V_{ТВ}}{V_{сл}} \quad (\text{III-3})$$

где $V_{сл}$ — объем твердых частиц (зерен) в слое;
 $V_{сл} - V_{ТВ}$ — объем пор.

Отношение объемов твердой фазы и слоя можно заменить обратным отношением соответствующих плотностей — насыпной плотности слоя $\rho_{нас}$ и плотности твердой фазы $\rho_{ТВ}$; тогда

$$\epsilon = 1 - \frac{\rho_{нас}}{\rho_{ТВ}} \quad (\text{III-4})$$

Классификация гидродинамических режимов фильтрации газа через слой зернистого материала дана П. Г. Романковым и Н. Б. Рашковской*; согласно этой классификации порозность плотного слоя ($\varepsilon_{пл}$ или ε_0) — неподвижного или гравитационно движущегося — $\varepsilon_{пл} < 0.4$.

Гидравлическое сопротивление неподвижного плотного слоя может быть определено по формуле акад. Н. М. Жаворонкова:

$$\Delta p = 2 \lambda_{сд} \frac{h}{d_{эф}} \cdot \frac{\gamma v^2}{2g}, \quad (III-5)$$

где $\lambda_{сд}$ — коэффициент сопротивления слоя;

$$\text{при } Re < 4 \quad \lambda_{сд} = \frac{34}{Re};$$

$$\text{при } 4 < Re < 80 \quad \lambda_{сд} = \frac{27.8}{Re} + 0.8;$$

h — высота слоя;

$d_{эф}$ — эффективный гидравлический диаметр каналов, образованных твердыми частицами;

$$d_{эф} = \frac{2}{3} \cdot \frac{\varepsilon_0}{1 - \varepsilon_0} d_s;$$

здесь ε_0 — начальная порозность слоя;

f — коэффициент формы частицы;

$$f = \sqrt{0.205 \frac{F}{V^{2/3}}}$$

где F и V — поверхность и объем частицы (зерна);

v — средняя скорость потока в каналах; $v = \frac{v_{ф}}{\varepsilon_0}$;

здесь $v_{ф}$ — скорость фильтрации газа, отнесенная ко всей площади поверхности, занимаемой слоем.

Рассмотрим характеристики плотного слоя зерна пшеницы, омываемого сквозным 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 элементарного слоя 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, изменение параметров последнего не фиксируется. Следует отметить, что указанные опыты проведены при сравнительно низких температурах воздуха (30—70° С).

В работе О. Н. Катковой, В. А. Резчикова 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.

Рассмотрим экспериментальные закономерности процесса сушки зерна в элементарном слое, установленные при исследованиях во ВНИИЗе.

Влияние температуры и скорости сушильного агента на процесс сушки

На сушку зерна в элементарном слое в первую очередь влияет температура сушильного агента.

Анализ экспериментальных кривых сушки и температурных кривых (рис. III—6) показывает, что процесс сушки в элементарном слое до достижения допустимой температуры материала протекает при постоянной скорости влагоотдачи. Температура зерна при этом интенсивно возрастает. Постоянство скорости сушки, очевидно, обуславливается испарением в основном поверхностной влаги, а также интенсификацией внутренней диффузии влаги вследствие резкого возрастания температуры зерна. Скорость сушки зерна в элементарном слое N^c с повышением температуры сушильного агента t_1 возрастает по линейному закону.

Влияние скорости сушильного агента на кинетику процесса сушки зерна показано на рис. III—7.

Обработка опытных данных показала, что скорость сушки увеличивается с повышением массовой скорости сушильного агента по степенному закону.

Влияние начальной влажности материала и толщины слоя на процесс сушки

Из графиков (рис. III—8) видно, что интенсивность испарения зависит от начальной влажности зерна, т. е. процесс испарения влаги с поверхности зерна отличается от процесса испарения со свободной поверхности. С повышением начальной влажности зерна

* Схему этой классификации и другие характеристики состояния слоя зернистого материала см. в табл. III—6.

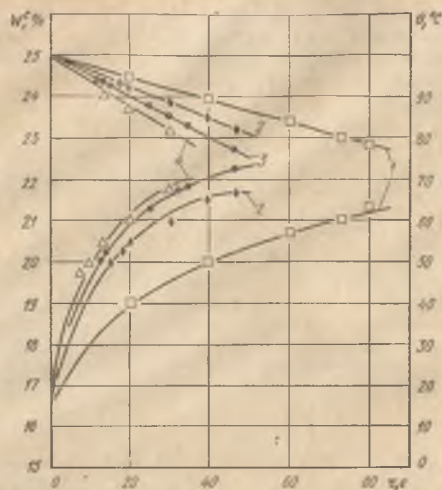


Рис. III—6. Кривые нагрева и сушки зерна в элементарном слое при различной температуре сушильного агента: 1—80°C; 2—100°C; 3—120°C; 4—140°C.

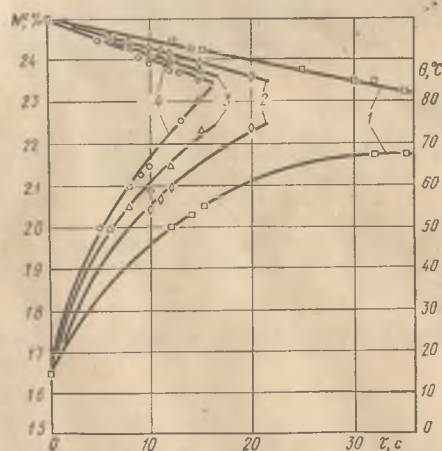


Рис. III—7. Кривые нагрева и сушки зерна в элементарном слое при различной скорости сушильного агента: 1—0,4 м/с; 2—0,7 м/с; 3—1,0 м/с; 4—1,5 м/с.

скорость сушки увеличивается, а интенсивность нагрева зерна снижается.

С повышением начальной влажности зерна (в исследованном диапазоне) скорость сушки в элементарном слое возрастает по линейному закону.

На рис. III—9 приведены кривые нагрева и сушки зерна при различной толщине слоя. Полученные данные показывают, что увеличение толщины слоя приводит к уменьшению скорости сушки и интенсивности нагрева зерна, причем с увеличением удельной нагрузки скорость сушки уменьшается по степенному закону.

Таким образом, изучение кинетики процесса сушки в элементарном слое показало, что, несмотря на большое разнообразие режимов, кривые нагрева и сушки имеют одинаковый характер. Это означает, что в пределах допустимых температур нагрева зерна процесс сушки его в элементарном слое протекает с постоянной скоростью испарения влаги при интенсивном возрастании температуры. Изменение режима сушки оказывает влияние лишь на интенсивности нагрева и испарения влаги из зерна, характер же кривых остается неизменным.

В результате обработки и обобщения опытных данных получено следующее уравнение для определения скорости сушки в элементарном слое N^c (%/мин):

$$N^c = (3,906 - 0,103 t_1 + k W_1^c) \sqrt{\frac{G_1}{F_p}} \left(\frac{G_1}{F_p} \right)^{-0,55}, \quad (\text{III—6})$$

где k — коэффициент, являющийся функцией температуры сушильного агента; $k = 0,0114 t_1 - 0,4340$;

t_1 — температура сушильного агента при входе в слой;

W_1^c — начальная влажность зерна;

v_p — массовая скорость сушильного агента;

G_1 — масса слоя зерна;

F_p — площадь решетки кассеты.

Поскольку уравнение (III—6) получено на основе обработки экспериментальных данных, применимость его ограничена теми пределами параметров процесса сушки, при которых проводили исследования, а именно: температура сушильного агента $t_1 = 80 \div 140^\circ\text{C}$; массовая скорость сушильного агента $v_p = 0,34 \div 1,3 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; начальная влажность зерна $W_1^c = 20 \div 45\%$; удельная нагрузка зерна на решетку $\frac{G_1}{F_p} = 2,45 \div 22,65 \text{ кг}/\text{м}^2$.

С целью упрощения расчетов ВНИИЗом составлена номограмма для определения скорости сушки в элементарном слое (рис. III—10). Номограмма представляет собой графическое решение уравнения (III—6) при заданных значениях начальной влажности зерна W_1^c и режимных параметрах процесса $t_1, v_p, \frac{G_1}{F_p}$.

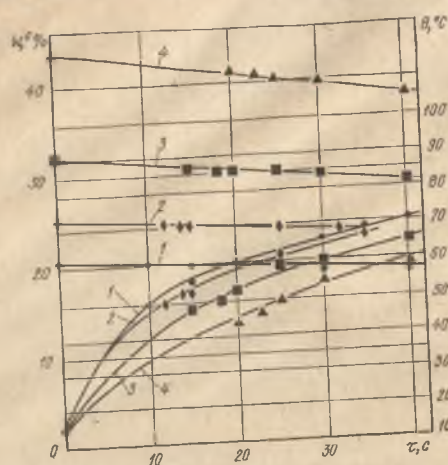


Рис. III—8. Кривые нагрева и сушки зерна с различной начальной влажностью в элементарном слое:
1 — 20,5%; 2 — 23,0%; 3 — 31,6%; 4 — 42,8%.

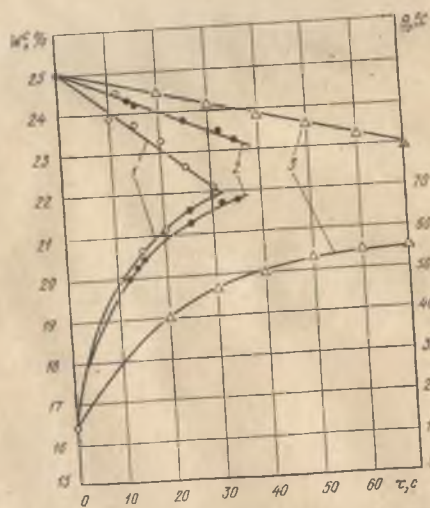


Рис. III—9. Кривые нагрева и сушки зерна при различной толщине слоя:
1 — 3 мм; 2 — 10 мм; 3 — 30 мм.

При построении номограммы за основной параметр выбрана температура сушильного агента. Способ пользования номограммой ясен из приведенного на ней расчета. При значительной толщине плотного слоя ($h_0 = 100$ мм) сушка протекает в период убывающей скорости при непрерывном возрастании температуры зерна.

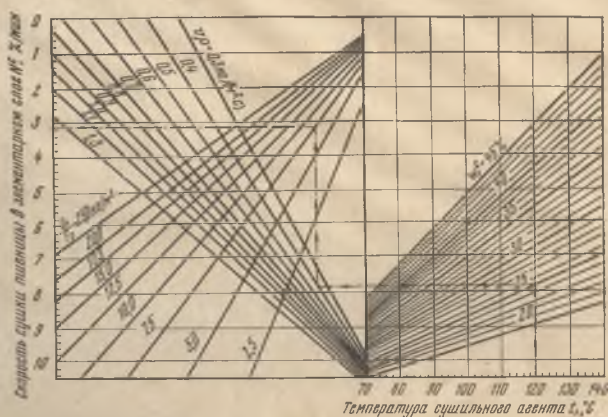


Рис. III—10. Номограмма для определения скорости сушки зерна пшеницы в элементарном слое.

Расчет процесса сушки в плотном слое

Представляет интерес получение общего выражения для скорости сушки плотного слоя зернистого материала любой толщины. Такое аналитическое исследование выполнено Г. Д. Рабиновичем (ИТМО АН БССР), который показал, что кинетика нагрева влажного дисперсного материала в неподвижном плотном слое может быть рассчитана на основе решения задачи теплообмена в рекуперативных теплообменниках. При этом затрата тепла на испарение влаги из материала учитывается постоянным внутренним отрицательным источником тепла q . При стационарном тепловом режиме и перекрестном движении зерна и воздуха для расчета охлаждения движущегося плотного слоя зерна (применительно к шахтным охладителям) использовано решение задачи для нестационарного процесса охлаждения ограниченного объема зерна в плотном слое. При этом принята линейная зависимость между переменным q и температурой зерна θ :

$$q = q_0 (\theta - t_{0m}), \quad (\text{III—7})$$

где t_{0m} — начальная температура воздуха по мокрому термометру.

Коэффициент теплообмена между зерном пшеницы и воздухом рассчитан по критериальному уравнению:

$$Nu = 0,083 Re.$$

Для расчета процесса сушки гранулированных дрожжей Г. Д. Рабинович и В. И. Хорев приняли следующую зависимость q от θ и температуры воздуха t , что вообще характерно для подобных дисперсных материалов, для которых критерий Коссовича $Ko \gg 1$;

$$q = q_0 (t - a \theta).$$

где a — фактор, учитывающий зависимость q от θ ; для термолабильных продуктов при небольшом повышении их температуры $a \approx 1$.

К сожалению, как было указано ранее, применение общего решения к конкретным числовым задачам встречает значительные затруднения в связи со сложностью реальной гидродинамической обстановки и изменением свойств материала в процессе сушки. Поэтому для практических расчетов используют описанные во второй части приближенные методы.

Г. С. Окунь проверил возможность применения уравнения (II—76) для построения кривых скорости сушки зерна в элементарном слое. На рис. III—11 показаны построенные им графики $\frac{\tau}{W_i - W^c} = f(\tau)$; на рис. III—12 приведена кривая скорости сушки ($W_i = 35\%$; $t_i = 40^\circ C$), нанесенная по уравнению

$$\frac{dW^c}{d\tau} = \frac{b}{(b + K_1 \tau)^2}$$

и по точкам, полученным методом графического дифференцирования кривой сушки.

Для определения продолжительности сушки зерна в плотном слое ряд авторов использует уравнение (II—35) — $\frac{dW}{d\tau} = K(W^c - W_p^c)$ и экспериментально найденные коэффициенты сушки K . Г. С. Окунь установил зависимость K от температуры сушильного агента t_1 в пределах $30-70^\circ C$ (рис. III—13 и табл. III—5). При этом для элементарного слоя зерна пшеницы получена зависимость

$$K = 7,1 \cdot 10^{-2} \exp(0,05 t_1). \quad (III-8)$$

Соответствующая равновесная влажность зерна W_p^c определена по формуле Гендерсона:

$$1 - \varphi = \exp[k_p T (W_p^c)^n]. \quad (III-9)$$

где $k_p = 5,47 \cdot 10^{-6}$; $n = 2,225$.

Переход от элементарного слоя зерна к толстому производится с учетом расхода сушильного агента: чем больше его расход (естественно, в пределах допустимых энергетических затрат на сушку), тем в меньшей мере изменяются параметры сушильного агента в процессе сушки и закономерности кинетики сушки толстого слоя ближе к описанным выше особенностям сушки элементарного слоя.

Интерес представляет так называемый «ступенчатый» метод расчета сушки, примененный Мак-Ивеном, Калажаном и др. При достаточно большом расходе воздуха (в кг/ч на кг зерна) толстый слой зерна рассматривается как сумма элементарных слоев, при прохождении через которые воздух поглощает испаряемую влагу в адиабатных

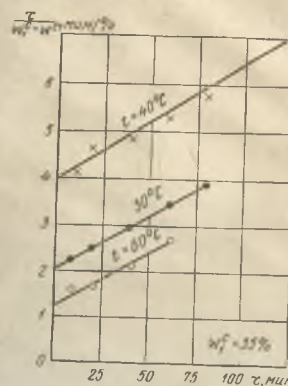


Рис. III—11. График зависимости $\frac{\tau}{W_i - W^c} = f(\tau)$ (зерно пшеницы в элементарном слое).

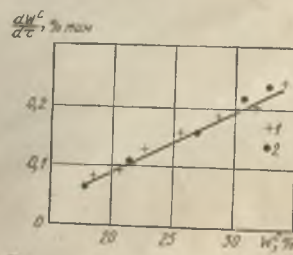


Рис. III—12. Кривая скорости сушки зерна в элементарном слое: 1 — по методу графического дифференцирования; 2 — по уравнению.

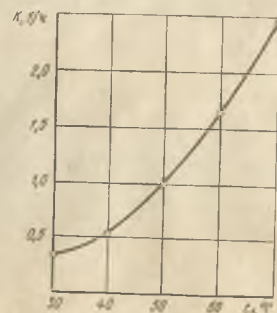


Рис. III—13. Зависимость коэффициента сушки K зерна пшеницы от температуры сушильного агента t_1 .

условиях ($I = \text{const}$), а скорость сушки за небольшой отрезок времени $\Delta\tau$ постоянна. Естественно, что при прохождении воздуха через слой, его параметры изменяются непрерывно как во времени, так и по высоте слоя, т. е. так же, как изменяется и влажность

ТАБЛИЦА III-5
Коэффициент сушки для зерна пшеницы

$t_1, ^\circ\text{C}$	$W_p^c, \%$	$K, 1/\text{ч}$
30	11,0	0,34
40	8,2	0,54
50	6,3	1,00
60	5,6	1,65
70	5,0	2,45

зерна в каждом элементарном слое. Однако можно допустить, что в пределах слоя параметры воздуха остаются постоянными, а изменение их происходит скачкообразно (ступенчато) при выходе воздуха из данного слоя и входе в следующий элементарный слой, т. е. на границе соседних слоев; полагают, что аналогично происходит изменение влажности каждого слоя за отрезки времени Δt , т. е. кривую сушки слоя можно представить в виде ступенчатой линии с горизонтальными участками в пределах $\Delta t_1, \Delta t_2$ и т. д. Соединяя соответствующие точки «ступеней», получаем кривую сушки элементарного слоя. Количество влаги $\frac{\Delta W^c}{\Delta \tau} (\%/ч)$ или $\Delta g_{в.л}$ (г влаги), испаренное в элементарном слое за время Δt , можно определить, используя уравнение:

$$\Delta g_{в.л} = K (W^c - W_p^c) \frac{g_{с. в.ещ}}{100} \Delta \tau,$$

где $g_{с. в.ещ}$ — масса сухого вещества в элементарном слое (г с. в.ещ.).

При этом значение K определяется в зависимости от температуры воздуха, входящего в слой, например, по формуле (III-8), а величина W_p^c — по формуле (III-9). Параметры воздуха после прохождения через слой могут быть определены по $I-d$ -диаграмме с учетом увеличения его влагосодержания Δd за счет поглощения $\Delta g_{в.л}$. Считая скорость сушки в элементарном слое постоянной, значение Δd (г влаги/кг с. в.) удобнее определить сразу по выражению:

$$-\frac{dW^c}{d\tau} = K (W^c - W_p^c) = \frac{L \Delta d}{1000} \cdot \frac{100}{g_{с. в.ещ}},$$

где L — расход сухого воздуха, кг с. в./ч;
 $g_{с. в.ещ}$ — масса сухого вещества зерна в рассчитываемом слое, кг с. в.ещ.;

тогда

$$\Delta d = \frac{10 g_{с. в.ещ} K (W^c - W_p^c)}{L}.$$

Мы полагаем, что при этом следует воспользоваться также уточненным соотношением, полученным Д. М. Левиным из термодинамического анализа изменения параметров влажного воздуха в процессе сушки, согласно которому снижение температуры воздуха Δt при увеличении его влагосодержания на $\Delta d = 1$ г/кг с. в. составляет $\Delta t \approx 2,6^\circ\text{C}$.

Таким образом, можно последовательно найти $\Delta g_{в.л}$ для каждого элементарного слоя и построить кривые сушки для отдельных элементарных слоев, а также за соответствующие отрезки времени Δt рассчитать количество влаги, испаренное во всем толстом слое, $\Sigma g_{в.л}$ 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, которая характеризуется изменением коэффициента сушки K и равновесной влажности материала в условиях реального переменного режима в сушильной камере.

Для практических расчетов Г. С. Окунем составлена соответствующая номограмма (рис. III-14). По этой номограмме вначале для первого элементарного слоя находят значения K_1 и W_{p1}^c , соответствующие t_1 и d_1 ; затем, рассчитав Δd_1 , соответствующее $\Delta g_{в.л1}$, определяют снижение температуры воздуха Δt_1 , т. е. определяют значение t_2 , по которому находят K_2 и W_{p2}^c , и соответственно рассчитывают Δd_2 и т. д.

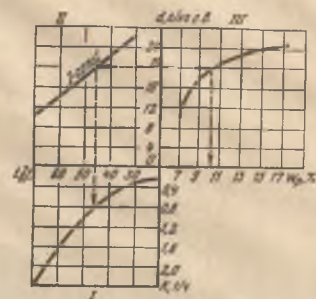


Рис. III-14. Номограмма для проведения «ступенчатого» расчета процесса сушки зерна в слое.

СУШКА ДИСПЕРСНЫХ И ДИСПЕРГИРОВАННЫХ 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 пастообразных материалов в псевдоожиженном (кипящем, вихревом, фонтанирующем) и аэрофонтанном слое 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 др.) 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 тепла 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 или 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, П. Г. Романкова, С. С. Забродского, 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 др. Из зарубежных исследований можно назвать работы М. Лева, Я. Циборовского, Я. Беранека, Д. Сокола, П. Ребу и др.

В последние годы советскими и иностранными авторами опубликован ряд монографий, обобщающих теоретический и экспериментальный материал по вопросам гидродинамики и тепло- и массообмена в кипящем слое. Здесь следует отметить монографии Н. И. Сыромятникова и В. Ф. Волкова, С. С. Забродского, П. Г. Романкова и Н. Б. Рашковской, а также сборник статей под

редакцией Д. Ф. Отмера, монографии М. Лева, П. Ребу, Ф. Зенза, Я. Беранека и Д. Сокола, Я. Циборовского и др.

Обобщение исследований в области сушки пищевых продуктов в кипящем слое дано в работе А. С. Гинзбурга и В. А. Резчикова*.

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА И ТЕХНИКА СОЗДАНИЯ ПСЕВДООЖИВЛЕННОГО СЛОЯ

Псевдооживленный 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 вначале разрыхляется, а затем переходит в состояние, напоминающее кипящую жидкость, т. е. в состояние псевдооживления (см. схемы на рис. III—15).

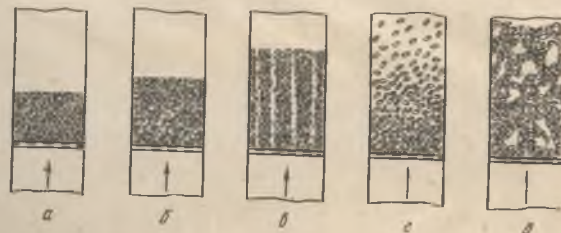


Рис. III—15. Характер изменения структуры зернового слоя в зависимости от скорости потока:
а — плотный слой; б — разрыхленный слой; в — начало псевдооживления (канальный прорыв воздуха); г — первая стадия псевдооживления (кипящий слой); д — вторая стадия кипения (вихревой слой).

В псевдооживленном 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 термолабильных пищевых материалов.

На рис. III—15 даны схемы изменения структуры зернового слоя в аппарате цилиндрического типа с постоянным или несколько расширяющимся по высоте сечением. Такие аппараты отличаются простотой конструкции, 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.

* См. список литературы.

За последние годы находят применение коническо-цилиндрические аппараты с расширяющимся по высоте сечением, в которых обеспечивается режим фонтанирования. Благодаря изменению

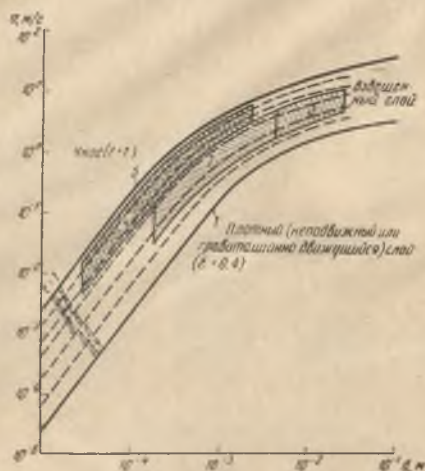


Рис. III-16. Схема классификации аппаратов для кипящего и фонтанирующего слоя по состоянию слоя, продуваемого газом (плотность материала $\rho = 900 \text{ кг/м}^3$, $t_1 = 100^\circ \text{C}$).

скорости по высоте аппарата в нем можно обрабатывать полидисперсные материалы, причем за счет 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 слоя различны. На рис. III-16 приведена схема классификации таких аппаратов по П. Г. Романкову и Н. Б. Рашковской.

Как видно, используя зависимость между скоростью воздуха v и диаметром частиц d при разноразмерности слоя ϵ , ориентировочно можно наметить основные области работы сушильных установок с псевдооживленным слоем*. Для удобства основные характерис-

* Аналогичная схема классификации для аппаратов с постоянным по высоте сечением дается далее на основе анализа зависимости $\Delta p = f(v)$, где Δp — перепад давлений в слое, v — скорость воздуха.

ТАБЛИЦА III-4

Характеристики состояния слоя дисперсных зернистых материалов

Наименование слоя	Вид продукта (размеры частиц)	Состояние слоя	ϵ	Тип (конструкция сушильной установки)	Метод подвода тепла (энергии)
Плотный	Штуковые Кусковые Зернистые (различной дисперсности)	Неподвижный Перемещается на вагонетках, на конвейере и т. п. Неподвижный Гравитационно-движущийся	$\epsilon < 0,4$	Камерные, шахтные Туннельные, конвейерные Закрытые Шахтные	Кондуктивно-конвективный Конвективный, конвективно-термоизлучационный Конвективный
Псевдооживленный	Различные дисперсные материалы: диаметр частиц d от 30–40 мм до 6–7 мм d до 25–30 мм	Кипящий слой Фонтанирующий слой а) с хаотическим движением частиц материала; б) с восходящим движением частиц по оси аппарата и нисходящим вдоль стенок	0,55–0,75 0,55–0,75	Аппараты с постоянным по высоте сечением Аппараты с расширяющимся по высоте сечением (конические) Угол раствора конуса $\alpha < 20^\circ$ $20^\circ < \alpha < 180^\circ$	Конвективный (в основном), возможно применение комбинированных методов Кондуктивно-конвективный (слой с погруженными поверхностями нагрева) и конвективно-термоизлучационный (излучающие поверхности расположены над слоем)

Наименование слоя	Вид продукта (размеры частиц)	Состояние слоя		Тип конструкции сушильной установки)	Метод расчета слоя (метод)
Аэрофонтанный	Материалы сравнительно однородного гранулометрического состава, скорость витания которых уменьшается в процессе сушки (d от нескольких мм до нескольких мм)	Фонтанирующий слой с частичным выносом «подсушенных» и уносом высушенных частиц	0,75—0,95	Конические аппараты, в которых скорость газа (v_g) выше скорости витания высушенных частиц ($v_{\text{лит}}$)	То же
Собственно кипящий	Различные мелкодисперсные материалы сравнительно не высокой влажности	Внешний слой, в котором частицы материала перемещаются со скоростью $v_M = v_g - v_{\text{лит}}$	1,0	Пиезотрубы (вертикальные, горизонтальные), в которых $v_g > v_{\text{лит}}$	Коллективный

Примечание. Для материалов с высокой начальной влажностью пневмосушка применяется в комбинированных установках при рециркуляции «подсушенного» материала в условиях циклического режима (нагрев — охлаждение), как, например, в зерносушильных рециркуляционных установках с аэрофонтанным фонтанирующим слоем.

Комбинированная двухступенчатая установка с аэрофонтанным фонтанирующим слоем применяется для сушки уда- ропрочных полиспиролов; в первой ступени при более жестких режимах удаления влаги, в основном поверхностная влага, во второй ступени при мягком режиме и регулировании времени пребывания материала удаляется прочносвязанная влага.

тики слоя приведены в табл. III—6, которая является дополнением к приведенной выше схеме классификации конструкций сушильных установок.

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ГИДРОДИНАМИКИ КИПЯЩЕГО СЛОЯ

Как было указано выше, сущность процесса псевдооживления состоит в том, что при продувании слоя зернистого материала восходящим потоком газа при определенной скорости газа, называемой критической скоростью, слой переходит в «полувзвешенное» состояние и приобретает свойства текучести.

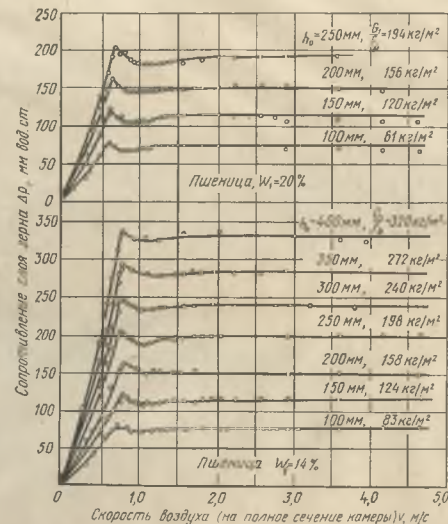


Рис. III—17. Кривые псевдооживления зерна пшеницы при различной начальной высоте слоя и соответствующих удельных нагрузках на решетку.

Гидродинамика кипящего слоя наиболее наглядно описывается кривой псевдооживления, представляющей собой зависимость между скоростью газа и сопротивлением слоя материала, количество которого на решетке остается неизменным.

На рис. III—17 приведены кривые псевдооживления зерна пшеницы, полученные В. А. Резчиковым экспериментальным путем.

Приведенные графики идентичны классической кривой псевдооживления зернистого материала с частицами неправильной геометрической формы. Исследование проводилось на экспериментальной установке при продувании зернового слоя восходящим потоком холодного воздуха.

ФОНТАНИРУЮЩИЙ СЛОЙ

В конических и коническо-цилиндрических аппаратах происходит сушка в фонтанирующем слое, характеризующаяся изменением скорости частиц по высоте аппарата и специфическим характером движения их при избыточном ($\Delta p_{\max}$) пусковом напоре, превышающем удельную нагрузку ($\frac{G}{F} = \gamma_{\text{нас}} h_0$): $\Delta p_{\max} > \gamma_{\text{нас}} h_0$.

Исследование гидродинамики и тепло- и массообмена в фонтанирующем слое проведено рядом советских и зарубежных авторов; наиболее капитальные работы проведены П. Г. Романковым, Н. Б. Рашковским и их учениками. Исследования в области сушки пищевых продуктов в фонтанирующем слое проведены К. Мазуром и П. Гишлером (зерно), В. И. Бибилейшвили (чай), Ю. З. Альтшулером (крахмал) и др.

К. Мазур и П. Гишлер изучали структуру кипящего слоя зерна в прозрачной модели коническо-цилиндрического аппарата. Было установлено, что поток газа, поступающий через отверстие в коническом основании аппарата, образует отчетливую струю или фонтан 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 зерен из кольцевого пространства в фонтанирующую часть слоя по всей его высоте. Однако большая часть зерен 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 коническо-цилиндрическом аппарате при различных углах «раствора конуса» (α) и различной нагрузке $\frac{G}{F}$ (высоте слоя h_0) (рис. III—18).

Опыты показали, что при сравнительно небольших скоростях воздуха слой крахмала остается неподвижным, расстояние между частицами крахмала не изменяется и объем слоя остается неизменным. При этом гидравлическое сопротивление слоя $\Delta p_{\text{сл}}$ с

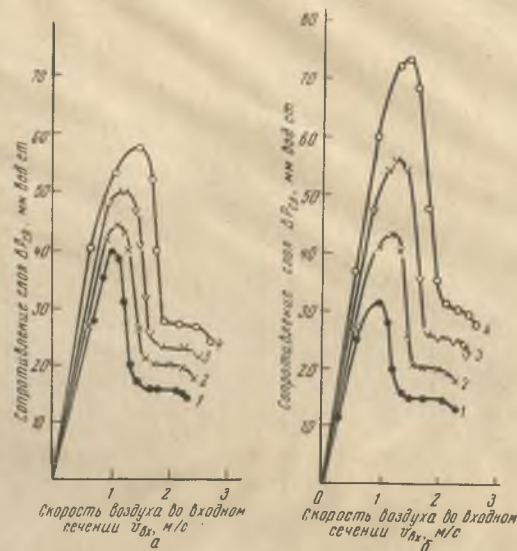


Рис. III—18. Зависимость сопротивления фонтанирующего слоя от скорости воздуха при разных углах раствора конуса и различной высоте слоя: а — $d_0 = 150$ мм; $h_0 = 110$ мм; 1 — $\alpha = 20^\circ$; 2 — $\alpha = 25^\circ$; 3 — $\alpha = 30^\circ$; 4 — $\alpha = 40^\circ$; 6 — $\alpha = 25^\circ$; $d_0 = 150$ мм; 4 — $h_0 = 140$ мм; $\frac{G}{F} = 132$ кг/м²; 3 — $h_0 = 110$ мм; $\frac{G}{F} = 96,2$ кг/м²; 2 — $h_0 = 80$ мм; $\frac{G}{F} = 65$ кг/м²; 1 — $h_0 = 50$ мм; $\frac{G}{F} = 36,7$ кг/м².

возрастанием скорости газа увеличивается, как обычно, по степенному закону (рис. III—19, участок ОА). 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

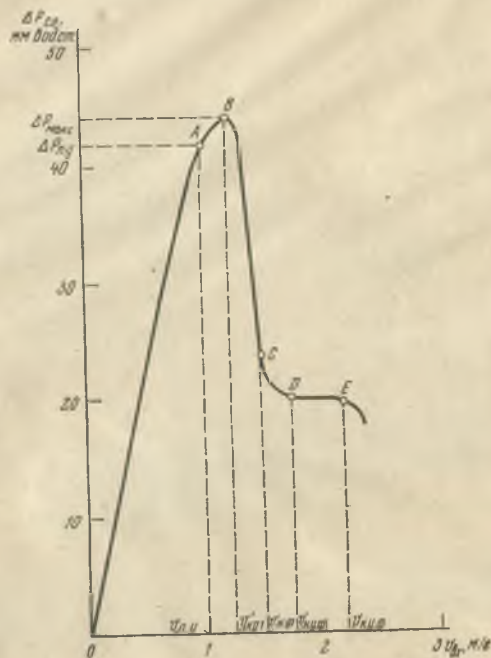


Рис. III-19. Типичный график зависимости слоя $\Delta p_{\text{сл}}$ от скорости $v_{\text{вх}}$.

(стадии) фонтанирования (пульсация, поршневание, каналообразование) наступают после переходной зоны и сохраняются в довольно широком диапазоне скоростей газового потока (участок BC). Скорость, соответствующая переходу от пульсаций к устойчивому фонтанированию, является рабочей скоростью процесса $v_{\text{н.у.ф}}$ — скорость начала устойчивого фонтанирования.

Таким образом, процесс фонтанирования характеризуется следующими граничными скоростями:

- 1) A — «скоростью потери слоем материала устойчивости» ($v_{\text{п.у}}$), приближенно соответствующей $v_{\text{кр}}$;
- 2) B — скоростью $v_{\text{кр}}$, при которой гидравлическое сопротивление достигает максимума $\Delta p_{\text{макс}}$;
- 3) C — скоростью «начала фонтанирования» $v_{\text{н.ф}}$, при которой происходит перемешивание слоя*;
- 4) D — скоростью «начала устойчивого фонтанирования», при которой обеспечивается равномерное фонтанирование ($v_{\text{н.у.ф}}$);
- 5) E — скоростью «конца устойчивого фонтанирования» ($v_{\text{к.у.ф}}$), 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.

Анализируя графики на рис. III-18, приходим к выводу: при фонтанировании крахмала в аппаратах с $\alpha = 20 \div 40^\circ$ существенное влияние на максимальное сопротивление слоя оказывает высота насыпного слоя (удельная нагрузка на решетку), а угол раствора конуса оказывает меньшее влияние.

Экспериментальное исследование гидродинамики фонтанирующего слоя чая в коническом аппарате с щелевым входным сечением проведено В. И. Бибилейшвили и др. На рис. III-20 показаны схемы структуры слоя чая при различной скорости воздуха, подаваемого через щель шириной 6 мм. На рис. III-21 приведены графики $\Delta p_{\text{сл}} = f(v)$, несколько отличающиеся от аналогичных графиков для крахмала, что обусловлено соответствующими аэродинамическими характеристиками чаинков и щелевым подводом воздуха.

При скорости воздуха в щели $v_{\text{кр}} = 10 \div 15$ м/с (меньшее значение соответствует мелкой фракции чаинков) слой чая остается неподвижным и сопротивление его Δp непрерывно растет (участок OB). На участке BC в связи с образованием каналов (на рис. III-20, схема б) Δp слоя резко снижается, а на его поверхности начинается незначительное движение частиц. При дальнейшем увеличении v у входной щели возникает небольшое завихрение чаинков (схема в), Δp несколько возрастает; затем повышение скорости воздуха вызывает увеличение объема слоя и усиление завихрения у входной щели с образованием каналов в середине слоя (схема г). Последующее увеличение v вызывает дальнейшее расширение слоя и приводит к направленному движению чаинков, которые поднимаются по задней стенке аппарата, закручиваются и по передней стенке опускаются вниз, причем у задней стенки образуется небольшая застойная зона (схема д). При увеличении скорости воздуха во входной щели до 35—40 м/с наступает равномерное, сравнительно «спокойное» кипение (схема е), а в пределах 40—45 м/с достигается состояние вихревого кипения (схема ж).

* Для ряда дисперсных материалов скорость $v_{\text{н.ф}}$ соответствует $\Delta p_{\text{макс}}$.

Сопротивление слоя в указанных стадиях повышается, а после точки E , соответствующей началу равномерного кипения (значение скорости соответствует примерно скорости $v_{н.у.ф.}$), Δp почти не изменяется.

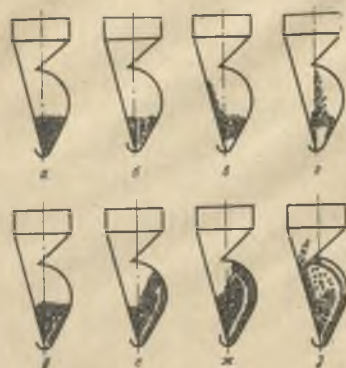


Рис. III-20. Структура слоя чая в зависимости от скорости воздуха в щели (схемы).

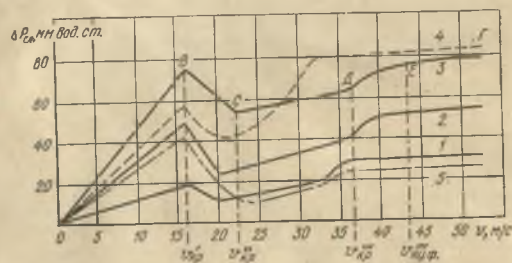


Рис. III-21. Зависимость $\Delta p_{сл} = f(v)$ при различных параметрах: $\alpha = 30^\circ$, $r = 60$ мм; h_0 , мм: 1—100; 2—200; 3—300; 4— $\alpha = 20^\circ$, $r = 60$ мм; 5— $\alpha' = 30^\circ$, $r = 80$ мм.

На основе анализа кривых $\Delta p = f(v)$ при различной высоте слоя h_0 и разных конструктивных характеристиках аппарата (радиус закругления r и угол наклона α' задней стенки аппарата) В. И. Библейшвили рекомендует принимать $v_{нх} = 35 \div 45$ м/с; $\alpha' = 30^\circ$; $r = 60$ мм.

Структура фонтанирующего слоя и поля скоростей в слое детально изучены П. Г. Романковым, Н. Б. Рашковской и А. Д. Голь-

цигером. На рис. III-22 показана типичная картина ядра фонтанирующего слоя (диаметр частиц $d = 1$ мм, угол раствора конуса $\alpha' = 70^\circ$), из которой видно, что: а) в нижней части ядра, прилегающей к поддерживающей сетке, концентрация частиц значительно понижена; б) на высоте 50 мм поперечное сечение ядра умень-



Рис. III-22. Фотография структуры ядра фонтанирующего слоя (выдержка $\frac{1}{80}$ с).

шается, а затем снова увеличивается. Частицы материала поднимаются в разреженном ядре потока, в виде фонтана отбрасываются к стенкам аппарата и затем опускаются вниз; при этом у стенок они медленно движутся в сплошном 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 по времени пребывания можно применить известное соотношение:

$$\rho(\tau) = \frac{1}{\tau_{ср}} \exp\left(-\frac{\tau}{\tau_{ср}}\right). \quad (\text{III}-10)$$

Для проектирования аппаратов с фонтанирующим слоем различных материалов необходимо рассчитать соответствующие гидродинамические характеристики слоя.

В табл. III-7 приведены формулы для определения $\Delta p_{макс}$, а также v и соответствующих отношений $\frac{v_{н.у.ф.}}{v_{нх}}$, полученные различными авторами.

Из изложенного следует, что кипящий слой зернистого продукта является сложной аэродинамической системой, строгое математическое описание которой очень трудно осуществить. В связи с этим для расчета критической скорости и других характеристик кипящего слоя обычно пользуются уравнения-

Расчетные формулы для гидродинамических характеристик фонтанирующего слоя

Формулы	Способ получения	Пределы применимости	Авторы
$\text{Сопротивление } \Delta p_{\text{макс}} = \gamma_{\text{нас}} h_0 + 2,53 \left(\frac{D}{d_0} \right)^{2,55} \left(\operatorname{tg} \frac{\alpha}{2} \right)^{-1,19}$	Обработка экспериментальных данных по сушке	$\alpha = 10 \div 60^\circ$; $\frac{D}{d_0} = 1,30 \div 6,77$; $d_0 = 0,224 \text{ мм}$; $h_0 = 100; 150; 200$; 250 мм ; $d_0 = 50 \text{ мм}$; Ламинарный режим обтекания	Н. И. Гельперин, В. Г. Айнштейн, Э. И. Гельперин, Львова
$\frac{\Delta p_{\text{макс}}}{\gamma_{\text{нас}} h_0} = \frac{2h_0 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}}{d_0} + 1$	Теоретические выводы		С. С. Забродский
$\Delta p_{\text{макс}} = 1,32 \frac{G_{\text{сл}}}{f_0} \left(\frac{D}{d_0} \right)^{-1,25}$	На основе преобразования уравнения потока в каналах и опытных данных (полистирол, силикагель, пшено и др.)	$1,6 < \frac{D}{d_0} < 8,45$; $10 < \alpha < 70^\circ$; $\operatorname{Ar} > 10^3$	Фунг Ван Фьенг, П. Г. Романков, Н. Б. Рашковская
$\Delta p_{\text{н.у.ф}} = 1,35 \frac{G_{\text{сл}}}{f_0} \left(\frac{D}{d_0} \right)^{-2}$			
$\frac{v_{\text{н.у.ф}}}{v_{\text{вит}}} = 0,64 \left(\frac{D}{d_0} - 1 \right)^{0,82} \left(\operatorname{tg} \frac{\alpha}{2} \right)^{0,1}$			

Продолжение

Формулы	Способ получения	Пределы применимости	Авторы
$v_{\text{н.у.ф}} = C \left(\frac{f_{\text{вх}}}{f_{\text{сеч}}} \right)^{-0,8}$	Экспериментальные данные по сушке чая в шелловом аппарате	$\alpha' = 20 \div 30^\circ$; ширина щели 6 мм; $h_0 = 100; 200; 300 \text{ мм}$	В. И. Бибилайшвили, П. Г. Романков, Н. Б. Рашковская
$\text{Сопротивление незаполненного аппарата}$	Обработка экспериментальных данных по сушке картофельного крахмала	$\alpha = 20 \div 40^\circ$; $d_0 = 80 \div 150 \text{ мм}$; $h_0 = 50 \div 140 \text{ мм}$; $d_0 = 15 \div 100 \text{ мкм}$; $W_1 = 15 \div 20\%$	Ю. З. Альтшулер, А. С. Гинзбург, К. И. Позирук
$\Delta p = \left(6,18 - 0,18 \frac{f_{\text{сеч}}}{f_0} \right) v_{\text{вх}}^{1,7}$			
$\Delta p_{\text{макс}} = 240 \left(1 - \frac{d_0}{D} \right) = 240 \times \left(\frac{\frac{d_0}{2h_0 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}} + 1}{\frac{2h_0 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}}{d_0}} \right)^{-1}$			
$\Delta p_{\text{н.у.ф}} = 100 \left(1 - \frac{d_0}{D} \right)$			
$v_{\text{н.у.ф}} = 3,5 \left(1 - \frac{d_0}{D} \right)^{0,67}$			
$v_{\text{н.у.ф}} = 4,8 \left(\frac{\frac{d_0}{2h_0 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}} + 1}{\frac{2h_0 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}}{d_0}} \right)^{-0,63}$			

Примечание. $G_{\text{сл}}$ —вес слоя; f_0 —входное сечение; $f_{\text{сеч}}$ —сечение сепарационного пространства (цилиндрическая часть коническо-цилиндрического аппарата); d_0 и D —диаметры оснований конуса (слоя); Ar —критерий Архимеда, обусловленный соотношением физических характеристик материала и газа: $\operatorname{Ar} = \frac{d^3 (\rho_m - \rho_r) g}{\eta^2}$; d_0 —диаметр частицы.

ми, полученными на основе обработки и обобщения экспериментальных данных.

Изучение аэродинамики кипящего слоя зернистых материалов, характеризующихся различной формой и размерами частиц, показывает, что в области псевдооживленного состояния в зависимости от скорости потока различаются две стадии псевдооживления: начальная и стадия вихревого кипения.

В аппаратах, не имеющих специальных устройств для механического перемешивания слоя, процесс сушки необходимо осуществлять в начале второй стадии псевдооживления. В установках с фонтанирующим слоем лучшие технологические результаты достигаются при режиме устойчивого фонтанирования.

ТЕПЛО- И МАССОБМЕН В КИПАЩЕМ СЛОЕ

Скорость сушки в кипящем слое обусловлена рядом факторов, из которых основными являются интенсивность внешнего теплообмена и теплопроводность материала, 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 период постоянной и убывающей скорости.

Для материалов со значительным коэффициентом диффузии влаги 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 подведенного тепла, т. е. теплообменом между воздухом и поверхностью частиц, и расчетные формулы обычно обрабатываются в виде известного критерия уравнения:

$$Nu = f \left(Re; Fe, \text{ или } Ar; \frac{h_0}{d} \right).$$

Критерий Федорова

$$Fe = \sqrt[3]{\frac{4}{3} Ar} = d \sqrt[3]{\frac{4}{3} \cdot \frac{(\rho_m - \rho_r)g}{\nu^2 \rho_r}}.$$

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 все тепло, подводимое 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 и 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 теплопроводности 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 также изменяются. Кроме того, в процессе сушки имеет место 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:

$$\frac{\bar{u}}{u_1 - u} = f \left(Fo, Ar, Ko', \frac{G}{L}, \frac{t_1 - \theta_1}{\theta_1} \right), \quad (III-11)$$

где Ko' — модифицированный критерий Коссовича;

$$Ko' = \frac{\bar{u}_1 \nu}{\epsilon_m (t_1 - \theta_1)};$$

$\frac{G}{L}$ — отношение массы материала к расходу воздуха;

θ_1 — начальная температура материала.

При непрерывном процессе в период постоянной скорости сушка в слое протекает неравномерно и температура материала определяется как средневзвешенная величина между температурой влажных частиц t_m и температурой высушенных частиц; температура уходящего воздуха при этом превышает t_m . Для непрерывного процесса в целом принимается, что сушка каждой частицы протекает только в период постоянной скорости.

В табл. III-8 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 термо-

Формулы для расчета тепло- и массообмена при сушке в кипящем и фонтанирующем слое

Формулы	Условия (пределы применимости)	Материал	Автор
$Nu = 0,0151Fe^{0,74}Re^{0,65} \left(\frac{h_0}{d_{экв}} \right)^{-0,34}$	$30 < Fe < 100$	Подмосковный и древесный уголь; зерна пшеницы, кукурузы, проса	И. М. Федоров
$Nu = 0,0283Fe^{0,604}Re^{0,65} \left(\frac{h_0}{d_{экв}} \right)^{-0,340}$	$100 < Fe < 200$		
$Nu = 0,23Re^{0,563}$	$20 < Re < 500$		
$Nu = 0,8Re \left(\frac{h_0}{d} \right)^{-1} \left(\frac{p_n}{p_a} \right)^{0,25}$, где p_n и p_a — парциальные давления пара и воздуха	Первый период сушки	Силикагель, активированный уголь	Ши Янь-Фу, П. Г. Романков, Н. Б. Рашковская
$Nu = 1,25 \cdot 10^{-3} Re^{1,46}$	Широкие пределы	—	С. С. Забродский
$Nu = 0,0016Re^{0,95} \left(\frac{v}{v_{лит}} \right)^{-1,5}$	Первый период сушки	Зерно, подмосковный уголь, картон, гранул-суперфосфат	М. В. Лыков
$Nu = 0,024Re^{0,84}$, где $Re = \frac{Re}{1 - \epsilon}$			
$Nu = 0,0016Re \left(\frac{v}{v_{лит}} \right)^{-1,5} \left(\frac{W}{W_s} \right)^a$, где W_s — гигроскопическая влажность материала	Первый и второй периоды	Гидроуголь, никелевый концентрат	А. В. Лыкова, М. В. Лыков
$Nu = 2,6 + 0,0077Re$	$Re < 3200$, периодический процесс сушки	Картофель (нарезанный), горошек	М. А. Гришин, Г. К. Филоненко
$Nu = 9,5 + 0,0048Re$			

Продолжение

Формулы	Условия (пределы применимости)	Материал	Автор
$\frac{\alpha}{u_1 - u} = 6,2 \cdot 10^2 Ar^{-0,7} Fo^{-0,65} (Ko')^{0,72} \times$ $\times 0,6 \left(\frac{d}{h_0} \right)^{0,5} \left(\frac{D_0}{d_0} \right)^3 \left(\frac{h_0}{d_0} \right)^{-3,5} \times$ $\times \left(\frac{\alpha}{2} \right)^{-3,5} \frac{\lambda_m}{\lambda_n}$ где $\theta = \frac{\theta_1 - \theta_2}{t_1 - t_2}$; θ_1 и θ_2 — начальная и конечная температуры материала ($\theta_2 \approx t_2$); λ_m и λ_n — коэффициенты теплопроводности материала и воздуха; d — диаметр частиц (эквивалентный); D_0 и d_0 — диаметры верхнего и нижнего сечения слоя (неподвижного)	$2600 < Ar < 24500$; $200 < Fo < 2500$; $0,2 < Ko' < 35$; $0,2 < \theta < 3$; $0,157 < \frac{\lambda_n}{\lambda_m} < 0,37$; $10^{-3} < \frac{d}{h_0} < 10^{-2}$; $0,22 < \frac{\alpha}{2} < 0,42$; $1,17 < \frac{D_0}{d_0} < 7$; $3 < \frac{h_0}{d_0} < 6$	Полимерные материалы (сушка в конических и коническо-цилиндрических аппаратах)	Н. Б. Рашковская, П. Г. Романков
Формулу см. на стр. 330	Первый период в периодическом процессе сушки: $t_1 = 60 \div 140^\circ C$; $W_1^c = 25 \div 39,9\%$; $v = 1,6 \div 2,7$ м/с; $h_0 = 50 \div 200$ мм	Зерно	В. А. Резчиков, А. С. Гинзбург

лабильных материалов. Причиной этого является трудность в экспериментальном определении конечной разности температур воздуха и материала, от которой в значительной степени зависит величина α .

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.

КИНЕТИКА ПРОЦЕССА СУШКИ В КИПАЮЩЕМ 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 зерна и высота слоя.

В результате обработки опытных данных получено обобщенное уравнение для скорости сушки зерна в кипящем слое:

$$N^c = [0,46(t_1 - 60)^{0,7} + k(W_1^c - 25) + 8] \sqrt{\frac{G_1}{F_p}} \left(\frac{G_1}{F_p} \right)^{-0,5}, \quad (III-12)$$

где N^c — скорость сушки зерна, %/мин;
 t_1 — температура сушильного агента, °C;
 W_1^c — влажность зерна, отнесенная к массе сухого вещества, %;
 u_p — массовая скорость сушильного агента, кг/(м²·с);
 G_1/F_p — первоначальная удельная нагрузка зерна на решетку, кг/м²;
 k — коэффициент, являющийся функцией температуры сушильного агента.

Поскольку уравнение (III-12) получено на основе обработки экспериментальных данных, применимость его ограничена теми параметрами процесса сушки, при которых проводились исследования (см. табл. III-8).

Авторами проведено сопоставление опытных данных ряда отечественных и зарубежных исследователей с результатами, полученными по уравнению (III-12). Важно заметить, что большинство опытов проведено на установках непрерывного действия, причем просушивалось зерно как с естественной влажностью, так и искусственно увлажненное. Кроме данных по сушке пшеницы, обработаны данные по ржи.

Сопоставление опытных данных других авторов с результатами, полученными по уравнению (III-12), приведено на рис. III-23. На оси абсцисс отложены скорости сушки, полученные по уравнению (III-12); на оси ординат — опытные данные других авторов. Из графика видно, что максимальное расхождение между расчетными и опытными данными по скорости сушки не превышает 20—

Рис. III-23. Сопоставление опытных данных ряда авторов с расчетами по формуле (III-12): $N_{оп}$ и $N_{расч}$ — скорости сушки зерна из опыта и по формуле (III-12);
 1 — данные ВТИ; 2 — данные ВНИИЗ; 3 — В. Банзюка; 4 — В. Банзюка; 5 — К. Банзюка; 6 — Я. Пшиборовского; 7 — Я. Лыска; 8 — К. Мазура и П. Гишлера; 9 — Ф. Шауба.

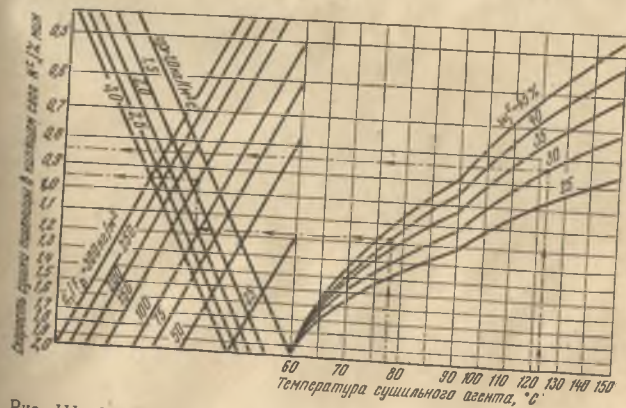
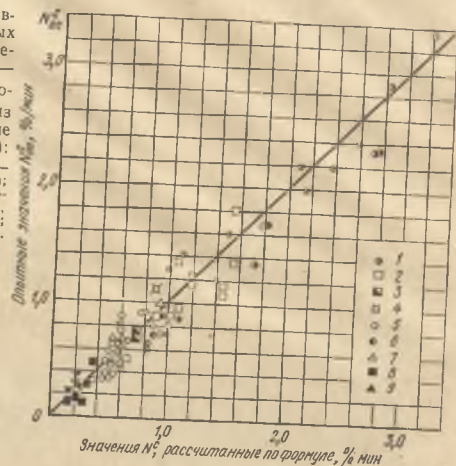


Рис. III-24. Номограмма для определения скорости сушки пшеницы в кипящем слое.

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, а именно: при температуре сушильного агента от 60 до 200° С; 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.

Скорость сушки зерна в кипящем слое значительно легче определить, если воспользоваться построенной авторами расчетной номограммой (рис. III—24). Она представляет собой графическое решение уравнения (III—12) при заданных значениях начальной влажности зерна W_1^0 и режимных параметров процесса (t_1 , u , G_1/F_1). 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 $t_1 = 90^\circ$ С. Первый квадрант номограммы представляет собой полулогарифмическую сетку, второй и третий — логарифмическую сетку, причем для удобства пользования второй и третий 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 за счет воздействия 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 с частотой колебания $f = 5 \div 250$ Гц (1/с). Для дисперсных пищевых продуктов (сахар-песок, соль и др.) 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.

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 принуди-

тельной подачи воздуха при кондуктивном или терморadiационном энергоподводе, так и чаще при подаче воздуха, т. е. при конвективном теплоподводе. В первом случае целесообразно слой называть виброоживленным или виброкипящим, во втором — виброаэрооживленным 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 тепла; поэтому скорости воздуха обычно ниже критических, что обуславливает снижение потерь с уносом и повышение энергетического к. п. д. установки.

Как и при сушке в кипящем слое, важное значение имеет исследование гидродинамики виброкипящего слоя, а также изучение и расчет тепло- и массообмена при вибросушке. Изучение гидродинамики виброкипания базируется на теории вибрационного перемещения, в развитие которой значительный вклад внесли работы советских ученых (М. Б. Левенсон, А. О. Спиваковский, И. И. Артоболовский, 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 только за последние годы 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, В. П. Дубровский, 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.*

Гидродинамика виброкипящего слоя

Процесс сушки в виброкипящем слое связан с явлениями перемещения, разрыхления и перемешивания материала. Механизм перемещения частиц 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.

* Членов В. А., Михайлов Н. В. Виброкипящий слой. М., «Наука», 1972.

Обычно в вибросушилках в основном применяются вертикально направленные колебания, при которых, как было указано, наибольшее влияние на состояние слоя оказывает амплитуда колебаний, что вообще характерно для виброобработки при макроскопическом перемещении материала. Если при технологическом процессе требуется более глубокая обработка материала (вплоть до нарушения молекулярных связей), что, например, может иметь место при совмещении сушки с другими операциями, то тогда следует обеспечить круговое перемещение обрабатываемого материала. Рабочая поверхность может быть плоской — горизонтальной (обычно в аппаратах периодического действия) или располагаться под некоторым углом, а также быть оформлена в виде спирали (в аппаратах непрерывного действия).

В. А. Членов и Н. В. Михайлов приводят график (рис. III—25), характеризующий две области состояния виброслоя кварцевого песка и стальных шариков. Кривая, построенная по уравнению $a_{\text{вибр}} = g$, делит площадь диаграммы на две области: А, в которой происходит виброоживление частиц, не отрывающихся от поверхности; Б, в которой происходит отрыв частиц, перемешивание их и «виброкипение» слоя. Характерно, что между областями А и Б лежит область уплотнения слоя (пунктирная линия на рис. III—25), так как в состоянии виброоживления уменьшается сила трения между частицами. В дальнейшем происходит разрыхление слоя и его кипение, которое может перейти в область вихревого кипения; такое состояние, например, для слоя зерна в области частот $f = 12-50$ Гц наступает при $a_{\text{вибр}} \approx 2g$ ($a_{\text{вибр}}$ — ускорение вибрации).

Изложенный механизм движения частиц в виброслой оправдывает разделение состояния слоя аналогично кипящему на состояние виброоживления (первая стадия) и состояние виброкипания (вторая стадия). Этот принцип классификации можно также распространить и на виброаэрокипящий слой.

При периодическом движении материала, находящегося на вибрирующей плоскости, между слоем материала и плоскостью (дном сосуда) возникает знакопеременный аэродинамический напор P_t , т. е. при подбрасывании материала в этой зоне создается некоторое разрежение; при падении материала создается соответствующее повышение давления: $p_t \leq p_a$, где p_a — атмосферное давление (над слоем).

Для аналитического описания гидродинамики виброслоя дисперсного материала В. Крольц принял феноменологическую модель, представляющую собой поршень с отверстием посредине, движущийся в цилиндре, совершающем вертикальные гармонические колебания (рис. III—26); при этом предполагается, что порозность слоя в процессе подъема и падения не изменяется, т. е. слой дисперсного материала рассматривается как твердое пористое тело (поршень с отверстием). Указанная физическая модель описывается системой нелинейных дифференциальных уравнений:

а) уравнение сил, действующих на слой (цилиндрический поршень) при его подъеме:

$$m \left[\frac{\partial^2 y}{\partial \tau^2} + \frac{\partial^2 (\Delta y)}{\partial \tau^2} \right] + mg + (p_a - p_t) F = 0; \quad (III-13)$$

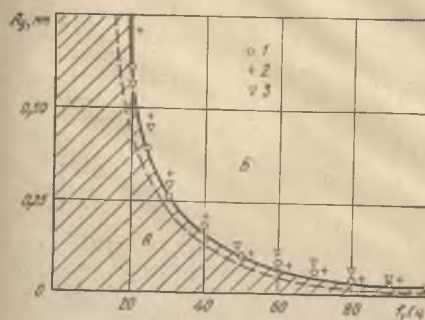


Рис. III—25. График, характеризующий области состояния виброслоя: 1 — кварцевого песка (0,355–0,6 мм); 2 — то же, 0,6–1 мм; 3 — стальных шариков диаметром 8–8,5 мм.

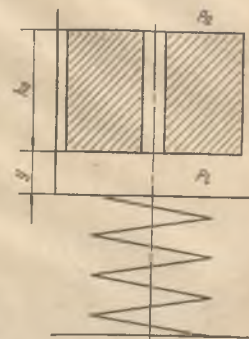


Рис. III—26. Модель виброаэрокипящего слоя (по В. Крольцу).

б) уравнение состояния воздуха, находящегося между слоем и поддоном (V — объем воздуха):

$$p_t V = GRT; \quad (III-14)$$

в) уравнение, выражающее количество воздуха, проникающего в единицу времени через слой (т. е. через отверстие в поршне) за счет разности давления $p_a - p_t$:

$$\frac{\partial G_F}{\partial \tau} = K \frac{p_a - p_t}{p_a}, \quad (III-15)$$

где m — масса материала;
 y — расстояние между слоем и поддоном, м;
 Δy — путь перемещения слоя, м;
 F — площадь сечения слоя; F принимается равной 1 м²;

$$p_t = \frac{P_t}{F} \text{ Н/м}^2, \text{ или } p_t F = P_t;$$

P_t — усилие, оказываемое воздухом на слой, Н;
 G — масса воздуха, находящегося под слоем в момент времени τ ;
 G_F — масса воздуха, отнесенная к единице площади;
 $G_F = \frac{G}{F} \text{ кг/м}^2$;

R — газовая постоянная, Дж/(кг·К);
 T — температура воздуха, К;
 K — коэффициент, характеризующий газопроницаемость слоя, кг/(м²·с).

Если в формулы (III—13) — (III—15) ввести обозначения $p = \frac{p_a - p_i}{p_a}$; $\frac{P_2}{m} = \xi$; выразить объем газа $V = yF$ и заменить $\frac{RT}{p_i} = V_0$ (где V_0 — удельный объем воздуха), то, пренебрегая сжимаемостью воздуха и принимая $F = 1$ м², получим:

$$\frac{\partial^2 y}{\partial \tau^2} + \xi p = - \frac{\partial^2 (\Delta y)}{\partial \tau^2} - g; \quad (\text{III—16})$$

$$\frac{\partial G_F}{\partial \tau} = \frac{\partial y}{\partial \tau} / V_0; \quad (\text{III—17})$$

$$\frac{\partial G_F}{\partial \tau} = Kp. \quad (\text{III—18})$$

Для упрощения сделано предположение, что в уравнении (III—16) $p = 0$, т. е. что $p_i = p_a$. В результате решения системы уравнений при начальном условии $y(0) = 0$; $p(0) = 0$; $G_F(0) = 0$ В. Кроллем получено выражение для расчета p , т. е. для расчета аэродинамического напора, возникающего под слоем материала, p_i .

В связи со сделанными допущениями указанное решение согласуется с экспериментальными данными для виброслоя дисперсных материалов при начальной высоте слоя $h_0 \leq 60$ мм и диаметре частиц $d < 0,3$ мм.

А. С. Зелепугой система уравнений (III—16) — (III—18) решена числовым методом на ЭВМ для некоторых частных случаев при $p \neq 0$ и следующем начальном условии (для стеклянных шариков): $y(0) = 10^{-3}$ см; $p(0) = 0$; $G_F(0) = 1,21 \cdot 10^{-9}$ кг/см².

Решение показало удовлетворительную сходимость с экспериментальными данными В. Кролля, и поэтому описанная модель может быть принята для качественной и приближенной количественной характеристики виброслоя. Некоторое превышение расчетных данных, очевидно, обусловлено отличием газопроницаемости виброоживленного слоя от фильтрующей способности плотного слоя.

Экспериментальные исследования В. А. Членова (морской песок), В. И. Сыроедова (сахар-песок) и других подтвердили создание под виброоживленным слоем знакопеременного напора, т. е. его «насосное действие». Величина p_i может быть значительной: так, например, для виброслоя стеклянных шариков с $d = 0,13$ мм при $h_0 = 110$ мм, $f = 50$ Гц, $A_y = 1,42$ мм максимальные значения избыточного давления и разрежения под слоем достигают 21,5 кПа (2200 мм вод. ст.).

Динамические давления и разрежения, возникающие под виброслоем, оказывают существенное влияние на характер перемещения частиц за счет фильтрации воздуха через виброоживленный

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 виброаэрозольном состоянии, проанализировано А. П. Рысиным.

В настоящее время все больший интерес привлекает проведение процессов в виброкипящем слое с подводом тепла от нагретого газа, нагнетаемого под перфорированную решетку, на которой

Рис. III—27. Расчетная схема виброслоя с конвективным подводом тепла.



находится слой зернистого материала. Однако в большинстве случаев параметры вибраций выбраны произвольно или экспериментальным путем. Отдельные теоретические положения о выборе параметров вибраций даны в работе Ю. Л. Фрегера.

Ниже рассматриваются теоретические основы определения оптимальных параметров колебаний решетки при обработке зернистых материалов в виброкипящем слое с конвективным подводом тепла. 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 обеспечивать возможность существования псевдооживленного слоя при скоростях воздуха ниже критической; 3) гидравлическое сопротивление слоя должно быть минимальным; 4) принятые параметры вибраций должны обеспечивать снижение энергетических затрат по сравнению с псевдооживлением на неподвижной решетке.

При гармонических колебаниях перфорированной пластины и воздействии перпендикулярно направленного воздушного потока (рис. III—27) уравнения движения одиночной частицы в системе координат xOy будут иметь следующий вид:

$$m \frac{d^2 x}{d\tau^2} = mA \omega^2 \cos \beta \sin \omega \tau - mg \sin \alpha + F; \quad (\text{III—19})$$

$$m \frac{d^2 y}{d\tau^2} = mA \omega^2 \sin \beta \sin \omega \tau - mg \cos \alpha + P_N + P_y,$$

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;
 $A\omega^2 = a_{\text{вибр}}$ — ускорение вибрации.

При определенных допущениях проекция силы давления воздушного потока на частицу может быть определена по уравнению:

$$P_y = mg \frac{v^2}{v_{\text{вит}}^2}, \quad (\text{III}-20)$$

где v и $v_{\text{вит}}$ — скорость воздушного потока и витания частицы.
 В случае выполнения условия

$$z_0 = \frac{g}{A\omega^2} \cdot \frac{\cos \alpha}{\sin \beta} < 1$$

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 $P_N = 0$) могут иметь вид:

$$\frac{d^2 x}{dt^2} = A \omega^2 \cos \beta \sin \omega \tau - g \sin \alpha; \quad (\text{III}-21)$$

$$\frac{d^2 y}{dt^2} = A \omega^2 \sin \beta \sin \omega \tau - g \cos \alpha \left(1 - \frac{v^2}{v_{\text{вит}}^2} \cdot \frac{1}{\cos \alpha} \right).$$

Обозначим через

$$k_y = 1 - \frac{v^2}{v_{\text{вит}}^2} \cdot \frac{1}{\cos \alpha}, \quad (\text{III}-22)$$

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:

$$\omega_0 = k_y \sqrt{\pi^2 P^2 + 1}, \quad (\text{III}-23)$$

где $\omega_0 = \frac{A \omega^2}{g} \cdot \frac{\sin \beta}{\cos \alpha}$ — параметр режима колебаний;
 $P = 1, 2$ — число периодов колебаний.

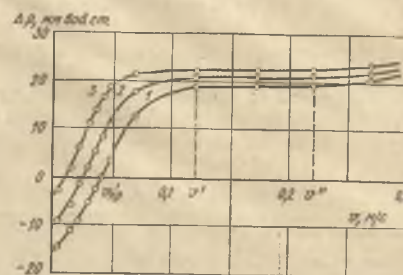
При отсутствии воздушного потока ($v = 0$) коэффициент $k_y = 1$ и выражение, обуславливающее существование режима с непрерывным подбрасыванием, имеет известный вид:

$$\omega_0 = \sqrt{\pi^2 P^2 + 1} \quad (P = 1, 2, \dots). \quad (\text{III}-23')$$

Если полет частицы осуществляется в пределах одного периода колебаний ($P = 1$), то ускорение будет равно $3,296 \text{ g м/с}^2$.

Анализ уравнения (III-23) свидетельствует о том, что в результате воздействия воздушного потока для достижения режима с непрерывным подбрасыванием ускорение вибраций 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 $3,296 \text{ g м/с}^2$.

Рис. III-28. Гидравлическое сопротивление виброаэроожиженного слоя в зависимости от скорости продуваемого снизу вверх воздуха при $f = 50 \text{ Гц}$ и амплитудах:
 1 — 2 мм; 2 — 1,5 мм; 3 — 1 мм.



Экспериментальное исследование гидродинамики виброаэроожищенного 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 $\psi = \frac{\Delta h}{h_0}$;

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 $A = 2 \div 2,5 \text{ мм}$ $\psi = 0,22 \div 0,27$ и $\epsilon_v = 0,366 \div 0,381$.

На рис. III-28 показаны кривые В. А. Членова и Н. В. Михайлова, характеризующие зависимость Δp от скорости воздуха v

* 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. Мачиной, которая также экспериментально установила картину распределения скоростей потока частиц на различном расстоянии от опорной поверхности (Труды ВНИИЗ, вып. 73, М., 1972).

в виброаэрооживленном слое кварцевого песка ($d = 0,165 \div 0,355$ мм, $h_0 = 15$ мм). При малой скорости воздуха сопротивление слоя невелико, а создаваемое под слоем отрицательное давление способствует фильтрации воздуха через слой. При скорости воздуха $v_{кр} \Delta p = 0$; при дальнейшем увеличении $v \Delta p$ увеличивается, а в пределах $v' - v''$ напор потока и вибрационное воздействие уравнивают нагрузку материала и происходит взвешивание частиц ($\Delta p \approx \text{const}$). При $v > v''$ за счет усиливающегося воздействия потока воздуха движение частиц интенсифицируется и Δp возрастает, стремясь к величине, характерной для кипящего слоя.

Исследование гидродинамики виброоживленного слоя варено-сушеных круп проведено А. П. Рысиным и автором. Характеристики продуктов приведены в табл. III—9.

ТАБЛИЦА III—9
Физические характеристики варено-сушеных круп

Вид крупы	Форма зерен	$W_2, \%$	$\rho_{м'},$ г/см ³	$d_{экр'},$ мм	Fe	ϵ_0
Гречневая	Тетраэдрная	10	1,37	2,91	115	0,39
Рис	Овальный	10	1,46	3,1	125	0,4
Овсяная	Продолговатая	10	1,36	3,39	134	0,43
Горох	Шарообразная	11	1,32	6,6	260	0,41

Удельная нагрузка изменялась в пределах от 54,2 до 108,4 кг/м², высота слоя — от 60 до 140 мм, скорость воздуха — от 0,5 до 5,0 м/с, амплитуда колебаний — от 0,5 до 10 мм, частота — от 400 до 1780 колебаний в минуту, ускорение вибраций — от 1,8 g до 2,3 g м/с².

На рис. III—29 представлены графики псевдооживления гречневой крупы и гороха. Для получения большей наглядности при построении кривых нулевые точки смещены по оси абсцисс для различных удельных нагрузок. Из графиков видно, что в результате разрыхления слоя за счет вибрации при скорости воздуха, соответствующей критической на неподвижной решетке, пики на кривых сопротивления слоя значительно сглаживаются. Особенно четко это видно при псевдооживлении влажного продукта (см. рис. III—29,б).

Кривые псевдооживления различных продуктов свидетельствуют о том, что при скорости воздуха ниже критической высокочастотные вибрации с малыми амплитудами (до 1 мм) уплотняют слой зернистого материала, а низкочастотные вибрации с большими амплитудами — разрыхляют слой. При критической скорости воздуха

и выше ее сопротивление слоя с увеличением амплитуды снижается.

При измерении уровня шума вибрационной сушилки было установлено, что при одном и том же ускорении с увеличением частоты колебаний и соответственно с уменьшением амплитуды уровень шума значительно возрастает и возникают вибрации всей установки, что также свидетельствует о целесообразности работы с большими амплитудами и малыми частотами.

Обработка экспериментальных данных позволила установить некоторые расчетные соотношения. Критическую скорость воздуха на неподвижной решетке для различных видов круп можно определить из уравнения:

$$Re_{кр} = 0,027 Fe^{1,9} \quad (III-24)$$

Данная формула применима в пределах $115 \leq Fe \leq 260$; $210 \leq Re_{кр} \leq 860$, где критерий Рейнольдса $Re_{кр} = \frac{v_{кр} d_{экр}}{\nu}$ крите-

$$\text{рий Федорова } Fe = d_{экр} \sqrt[3]{\frac{4}{3} \cdot \frac{g}{\nu^2} (\rho_m - 1)}.$$

Сопротивление виброкипящего слоя различных видов круп при скорости, соответствующей критической, может быть определено по формуле:

$$\Delta p_{кр} = (R_{кр} - 0,022A) \frac{G}{F} \quad (III-25)$$

где $R_{кр}$ — отношение сопротивления слоя к удельной нагрузке на неподвижной решетке при критической скорости воздуха.

В пределах $0 \leq A \leq 10$ мм при $\frac{G}{F} = 0,53$ кПа $a_{вибр} = 1,8$ g м/с².

Следует отметить, что при сушке в виброоживленном 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 имеет место при массовой скорости воздуха $v_r > 0,3 \div 0,4$ кг/(с·м²).

Ю. Л. Фрегером предложена формула для расчета Δp (мм вод. ст.) виброкипящего слоя зерна различной высоты h (мм), которая является развитием известной формулы Л. К. Рамзина:

$$\Delta p = K_{вибр} A_{сд} h v^n, \quad (III-26)$$

где v — скорость воздуха, м/с;

A_{ca} и μ — коэффициенты, зависящие от размеров и формы частиц, а также от степени уплотнения слоя при $a_{vibr} = g$;
 K_{vibr} — коэффициент, учитывающий воздействие вибрации на структуру слоя; он может быть рассчитан по эмпирической формуле:

$$K_{vibr} = \frac{\frac{(A\omega^2 - g)^2}{0,32f^2 + 1,95f} + 1}{\frac{(A\omega^2 - g)^2}{0,35f^2 - 2,83f} + 1}$$

где $A\omega^2$ — ускорение вибрации, m/s^2 .

Исследование гидродинамики виброоживленного слоя зерна в аппарате спирального типа, проведенное Г. В. Цивцивадзе, В. П. Дубровским, С. В. Новоселовым, В. А. Резиковым и автором, показало:

а) время пребывания зерна в аппарате зависит от параметров вибрации и скорости фильтрации воздуха; при частоте колебаний

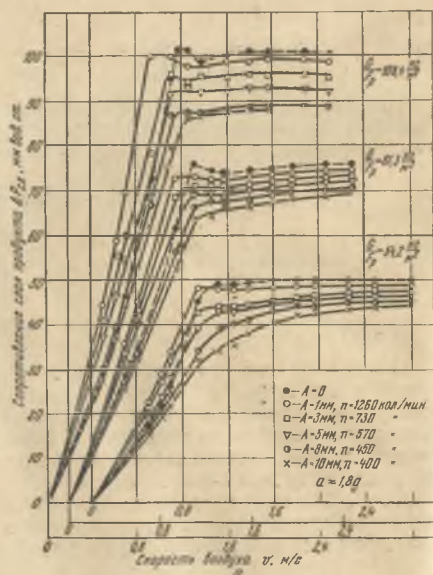
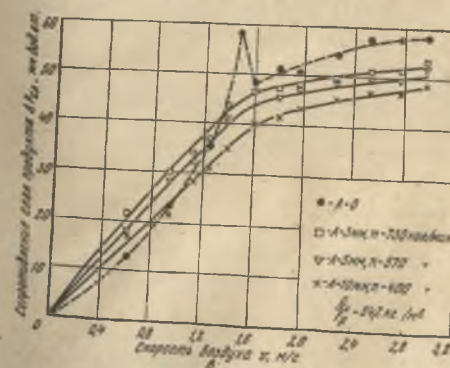
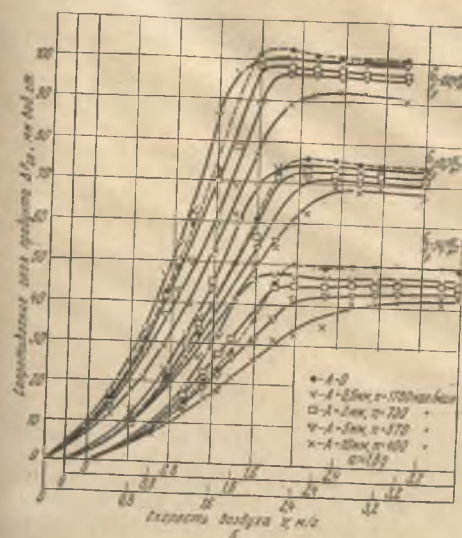


Рис. III—29. Графики псевдооживления виброслоя
 а — гречневая крупа, $W = 10\%$; б — горох; $W = 10\%$;



варено-сушеных круп:
 а — гречневая крупа, $W = 42\%$; А — амплитуда.

$f = 16, 20, 25$ Гц, амплитуде 3 мм и скорости фильтрации воздуха 0,25—0,45 м/с, среднее время пребывания зерна в аппарате изменяется от 5 до 7 мин;

б) аппарат с вибродразыженным слоем обеспечивает равномерность обработки во времени пребывания зерна в аппарате; так, 85—95% зерна находится в аппарате от 0,75 до 1,25 $\tau_{расч}$, причем количество зерна, находящегося в установке свыше 1,5 $\tau_{расч}$, не превышает 11%;

в) сопротивление виброожиженного слоя примерно на 40% ниже сопротивления неподвижного слоя (при отсутствии вибрации);

г) вследствие непрерывного интенсивного перемешивания материала по мере движения его по спиральному каналу перепад температур по высоте слоя невелик, что предотвращает местные перегревы зерна.

ТЕПЛО- И МАССООБМЕН ПРИ СУШКЕ В ВИБРОКИПАЮЩЕМ СЛОЕ

Ряд работ посвящен изучению теплообмена между виброожиженным слоем зернистого материала и твердой поверхностью.

Для коэффициента теплообмена α между вертикальной греющей поверхностью и виброкипающим слоем корунда А. И. Тамариным, С. С. Забродским и И. Л. Замниусом получено простое соотношение $\alpha = 71,5 (Af)^{1,35}$ Вт/(м²·К); для слоя извести $\alpha = 54 (Af)^{1,82}$ Вт/(м²·К).

Как видно из рис. III—30, при дополнительной подаче газа, т. е. в виброаэрокипающем слое, α при малой скорости вибрации (величина Af невелика) выше (кривая 2), чем для слоя без подачи газа (кривая 3). При $Af > 12$ см/с обе кривые сходятся и величина α становится больше $\alpha_{\max}$ для кипящего слоя без вибрации (пунктирная линия).

Стефан, исследуя процесс сублимации гранул нафталина ($d = 3 \div 5$ мм) в виброожиженном слое при $f = 0 \div 50,4$ 1/с и $A = 0 \div 0,5$ мм в вакууме, получил экстремальную кривую для зависимости коэффициента теплообмена между материалом и греющей поверхностью $\alpha = f \left(\frac{A\omega^2}{g} \right)$ (рис. III—31): в области виброоживления ($\frac{A\omega^2}{g} < 1$) α увеличивается, в области виброкипения α

уменьшается; $\alpha_{\max} \approx 200$ Вт/(м²·К), в то время как для свободно насыпанного слоя $\alpha = 84,7$ Вт/(м²·К).

При сушке в атмосферных условиях по данным В. И. Сыроедова и автора в пределах $f = 20 \div 50$ 1/с 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 виброкипающем слое принят эффективный коэффициент теплообмена $\alpha_{эф}$, который учитывает общее количество тепла, переданное виброожиженному слою высушиваемого материала, отнесенное к единице площади кондуктивной поверхности.

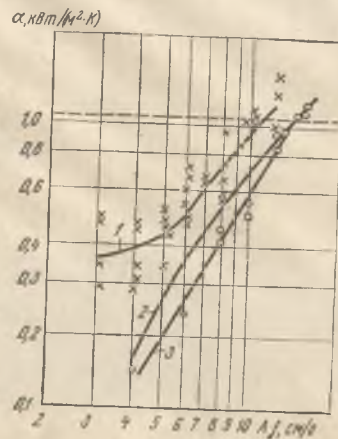


Рис. III—30. Коэффициент теплообмена в виброкипающем и виброаэрокипающем слое: 1 — при дополнительной подаче воздуха в слой предварительно прокаленного корунда; 2 — то же, непокаленный слой; 3 — без подачи воздуха в слой непокаленного корунда.

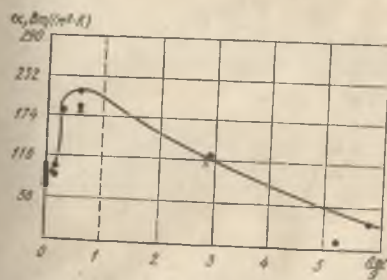


Рис. III—31. Коэффициент теплообмена при различном режиме виброоживления в вакууме (слой материала на горизонтальной вибрирующей поверхности).

Как показывают проведенные эксперименты, интенсивность передачи тепла от вибрирующей поверхности теплообмена к виброожиженному слою дисперсного материала значительно превышает интенсивность передачи тепла 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 коле-

баний, равной 1 мм, наблюдается рост коэффициента теплообмена $\alpha_{эф}$ от 104 до 136 Вт/(м²·К).

Экспериментальные данные обработаны графическим методом

$$\alpha_{эф} = 0,15A^2 + (1 + 0,37f)A + 86,00.$$

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 их 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:

$$Nu = 0,17Re_{\text{вибр}}^{0,4} \left(\frac{W}{W_{кр}} \right)^{0,13}, \quad (\text{III-27})$$

где W и $W_{кр}$ — текущая и критическая влажность солода, %;
 $Re_{\text{вибр}}$ — «вибрационный критерий» Рейнольдса;

$$Re_{\text{вибр}} = \frac{v_{\text{вибр}} l}{\nu},$$

где $v_{\text{вибр}}$ — средняя скорость колебаний;
 $Re_{\text{вибр}}$ — можно представить как произведение двух критериев: Рейнольдса и Струхала:

$$Re_{\text{вибр}} = Re Sh, \quad (\text{III-28})$$

где $Re = \frac{vl}{\nu}$,

$Sh = \frac{v_{\text{вибр}}}{v}$ — критерий Струхала, который характеризует соотношение скорости колебаний и скорости газа в виброаэрооживленном слое.

Исследование массообмена в виброслое частиц нафталина ($d = 2 \div 4$ мм, A до 3 мм, f до 90 Гц, v до 9 м/с, t_1 до 90°С), проведенное Хоцом и Шнеллером (ЧССР), показало, что вибрация обуславливает интенсификацию массообмена только в определенных пределах (рис. III—32, α_m отнесен к разности концентраций).

На рис. III—33 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 нагрева материала применительно к периоду постоянной скорости сушки.

При выводе расчетных уравнений приняты такие допущения.

1. Температура высушиваемого материала по высоте виброоживленного слоя в рассматриваемом сечении камеры в один и тот же момент времени при-

нимается постоянной. Это допущение обеспечивается оптимальным режимом виброоживления, при котором происходит интенсивное перемешивание частиц в слое.

2. Нагрев частиц принимается 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:

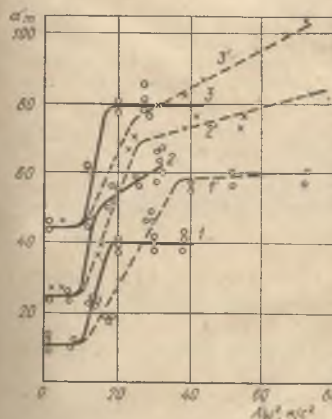


Рис. III—32. Зависимость коэффициента массообмена виброслойа гранул нафталина от ускорения вибрации при скорости воздуха, продуваемого над слоем:
1 и 1'—1 м/с; 2 и 2'—2 м/с; 3 и 3'—3 м/с;
4—3—при $A=0,4$ мм; 1'—3'—при $A=0,8$ мм.

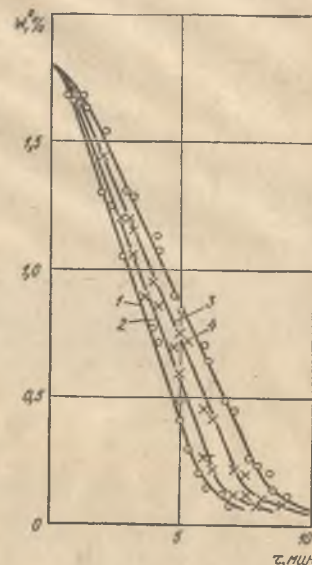


Рис. III—33. Кривые сушки сахара-песка в виброкипящем слое:
1 — частота 60 Гц; 2 — 50 Гц; 3 — 40 Гц;
4 — 30 Гц.

1) от интенсивности перемешивания материала, обуславливающей величину коэффициента $\alpha_{эф}$; 2) от теплоинерционных свойств материала (коэффициента температуропроводности a) 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 контактом 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. Резников, 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 тепла 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 тепла во внешнюю среду считаются пренебрежимо малыми. Они 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 (см. вторую часть):

$$\alpha_{эф} F_{уд} (t_{п.н} - \theta_m) dx = G_{мг} c_m d\theta_m + \frac{G_{мг} r}{100 + W_1} dW^c, \quad (III-29)$$

где $F_{уд}$ — площадь поверхности нагрева на единицу длины слоя материала или на единицу пути перемещенного слоя материала, m^2/m ;

$t_{п.н}$ и θ_m — температура поверхности нагрева и температура материала;

$G_{мг}$ — масса материала в единицу времени, $kg/ч$ или kg/c .

Длина элементарного участка аппарата по направлению движения материала

$$dx = v_m d\tau, \quad (III-29')$$

где v_m — средняя скорость движения материала.

Подставив (III-29') в (III-29), после некоторых преобразований получим:

$$\frac{d\theta_m}{d\tau} = \frac{\alpha_{эф} F_{уд} v_m}{G_{мг} c_m} (t_{п.н} - \theta_m) - \frac{dW^c r}{d\tau c_m (100 + W_1)}. \quad (III-29'')$$

Для периода постоянной скорости сушки $\frac{dW^c}{d\tau} = N = \text{const}$, обозначим:

$$\frac{Nr}{c_m (100 + W_1)} = A; \quad (III-30)$$

$$\frac{\alpha_{эф} F_{уд} v_m}{G_{мг} c_m} = B. \quad (III-31)$$

Из (III-29'') с учетом (III-30) и (III-31) получаем:

$$d\tau = \frac{d\theta_m}{A + B(t_{п.н} - \theta_m)}. \quad (III-32)$$

Интегрируя (III-32) в соответствующих пределах, получим выражение для расчета продолжительности нагрева влажного материала в рассматриваемом процессе:

$$\tau = \frac{1}{B} \ln \frac{A + B(t_{п.н} - \theta_{м1})}{A + B(t_{п.н} - \theta_{м2})}. \quad (III-33)$$

Температура материала, перемещающегося по вибрирующей нагретой поверхности в любой момент времени, определяется по формуле:

$$\theta_m = t_{п.н} + \frac{A}{B} - \frac{1}{B} [A + B(t_{п.н} - \theta_{м1})] \exp(-\tau B). \quad (III-34)$$

Для анализа кинетики процесса сушки были построены графики, характеризующие изменение скорости сушки в зависимости от амплитуды, частоты 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 тепла, передаваемого влажному материалу за единицу времени, возрастает и интенсивность испарения влаги из материала.

Сушка в пневмотрубе

Сушка в пневмотрубе или в трубе-сушилке (назовем ее условно «пневмосушкой») протекает при значительной скорости газа (воздуха) $v_r > v_{вит}$ и соответствующей скорости частиц дисперсного материала; поэтому продолжительность пребывания материала в рабочей камере весьма мала (секунды и доли секунды) и сьем 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 происходит их нагрев и предварительное обезвоживание. Обычно сушка производится в вертикальных трубах при подъеме материала, что сопряжено со значительной затратой электроэнергии; однако возможно применение и горизонтальных пневмотруб. В табл. III-10 приведены значения $v_{вит}$ для некоторых материалов.

Скорость витания можно определить по формуле:

$$v_{вит} = 4,65 \sqrt{\frac{\rho_m}{\rho_r}} d, \quad (III-35)$$

где ρ_m и ρ_r — плотности материала и газа, kg/m^3 ;
 d — диаметр частицы, mm .

ТАБЛИЦА III-10

Скорость витания зерна различных культур при температуре воздуха 20° С (примерные данные)

Культура	Скорость витания, м/с	Культура	Скорость витания, м/с
Овес	8,08—9,11	Конопля	7,89—11,12
Ячмень	8,41—10,77	Подсолнух	7,26—8,43
Пшеница	8,9—11,5	Чечевица	8,34—9,75
Горох	15,5—17,5	Вика	3,23—17,00
Рожь	8,36—9,89	Соя	17,25—20,16
Просо	9,83—11,80	Кукуруза	12,48—14,03

Вопрос о соотношении v_r и $v_{\text{вит}}$ до настоящего времени является дискуссионным. Большинство исследователей используют соотношение

$$v_r = \psi v_{\text{вит}}, \quad (\text{III}-36)$$

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 (м/с) и производительностью установки G_m :
для овса

$$v_r = 19 G_m^{0,104}, \quad (\text{III}-37)$$

для пшеницы

$$v_r = 20,76 G_m^{0,067},$$

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 $(10 \div 15) v_{\text{вит}}$.

В. А. Филиппов, П. А. Илимов и Ю. М. Потапов исследовали зависимость оптимальной v_r в трубе-сушилке от ряда факторов:

$$v_r (\text{опт}) = f(v_{\text{вит}}, d, D_{\text{тр}}, \mu, g, \rho_m, \rho_g, \gamma), \quad (\text{III}-38)$$

где d — диаметр частиц;
 $D_{\text{тр}}$ — диаметр трубы;
 μ — концентрация материала;
 γ — вязкость газа.

В критериальной форме указанная зависимость имеет вид:

$$\frac{v_r (\text{опт})}{v_{\text{вит}}} = \Phi \left(Fr, Ar, \frac{d}{D_{\text{тр}}}, \mu_m \right), \quad (\text{III}-39)$$

Здесь критерий Фруда

$$Fr = \frac{v_r}{\sqrt{g D_{\text{тр}}}};$$

критерий Архимеда

$$Ar = \frac{g d^3}{\nu^2} \cdot \frac{\rho_m}{\rho_g};$$

ρ_m — относительная (безразмерная) концентрация материала.

Для влажных углей учитывается дополнительный симплекс $\frac{W_{\text{пов}}}{W_{\text{макс}}}$, где $W_{\text{пов}}$ — «поверхностная» влажность частиц угля; $W_{\text{макс}}$ — максимальная влажность (влагоемкость) угля; принято $W_{\text{пов}} = W_1 - W_{\text{макс}}$, где W_1 — начальная влажность угля.
На основе обработки опытных данных получена формула для средней скорости газа:

$$v_r (\text{опт}) = 0,22 v_{\text{вит}} K^{0,28} \left(\frac{W_{\text{пов}}}{W_{\text{макс}}} \right)^2 m,$$

где m — коэффициент, учитывающий влияние конструкции питателя-забрасывателя в пневмотрубу; $m \approx 0,6 \div 0,8$.

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 $v \neq \text{const}$ ($\frac{dv}{dH} > 0$), значительна и может превышать общую высоту трубы H , а для мелких частиц H_p соизмерима с H .

Для частиц с $d_{\text{экв}} = 0,2 \div 1$ мм при $v_r = 15 \div 20$ м/с получена эмпирическая зависимость:

$$H_p = 10^{-3} v_r d_{\text{экв}}, \quad (\text{III}-40)$$

В исследованиях Т. Ф. Таганцевой рассматривается движение потока материала и определяется «условная» скорость материала:

$$v_{\text{м. усл}} = \frac{G_m}{F_{\text{тр}} \mu_{\text{факт}}}, \quad (\text{III}-41)$$

где G_m — 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 ($\frac{dv}{dt} = 0$, или $\frac{dv}{dH} = 0$), в идеальном случае, когда не имеют место соударения частиц одной с другой и со стенкой трубы, теоретическая концентрация материала (в кг/м³)

$$\mu_t = \frac{G_m}{F_{тр} (v_r - v_{вит})} \quad (III-42)$$

Фактическая концентрация материала (в кг/м³)

$$\mu_{факт} = k_1 k_2 k_3 \mu_t \quad (III-43)$$

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 (III-41), (III-42) и (III-43) можно написать:

$$v_{м. усл} = \frac{v_r - v_{вит}}{k_1 k_2 k_3} \quad (III-44)$$

По данным опытов Т. Ф. Таганцевой

$$v_{м. усл} = \frac{v_r - v_{вит}}{3k_1}$$

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

$$\mu_{факт, ср}^4 = \mu_{т. ср} \frac{v_{г. ср}}{v_{м. ср}}$$

Тогда

$$\frac{v_{м. ср}}{v_{г. ср}} = \frac{1}{k [1 + \exp(-CH)]} \quad (III-45)$$

На основании опытов с точностью до 1% $\exp(-CH) \approx 0$ и

$$\frac{v_{м. ср}}{v_{г. ср}} = \frac{1}{k}$$

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 так же, как функция скорости витания частицы: $k = 1,8 + f(v_{вит}^2)$. По данным В. И. Каспера

$$\frac{v_{м. ср}}{v_{г. ср}} = \frac{1}{kk_1}$$

где k_1 — коэффициент, учитывающий зависимость скорости движения частиц от диаметра трубы; $k_1 = 0,350 + 0,243 \left(\frac{1}{D_{тр}} \right)^{0,27}$.

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 конструктивной разработке установок для пневмосушки следует учесть, 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 имеет место и наиболее интенсивная влагоотдача; для коллоидных капиллярно-пористых материалов с малым a_m в указанной зоне происходит интенсивный нагрев и сравнительно малое снижение влажности. Так, на рис. III-34, 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 Δv , а также резким изменением параметров газа, причем для частиц с меньшим диаметром d это снижение более значительно. На рис. III-35 показано, что для частиц с $d = 0,32$ мм и $\rho = 1950$ кг/м³ α изменяется почти в 4 раза (при начальной $v = 30$ м/с); для крупных частиц ($d = 3,2$ мм и $v_r = 50$ м/с) α снижается лишь примерно в 1,5 раза. Экспериментальные данные по исследованию теплообмена в процессе пневмосушки обрабатываются в виде известной критериальной зависимости ($Nu = f(Re)$).

При определении Nu И. М. Федоров рекомендует учитывать, так же как и при исследовании гидродинамики взвешенного слоя, влияющие формы и шероховатости частиц, обуславливающих отклонение фактической $v_{вит}$ от $v_{вит}$ частиц шарообразной формы (поправоч-

ный коэффициент k_1), изменение средней фактической относительной скорости газа и частиц $v_{отн.ср}$ по сравнению с $v_{внт}$ (k_2) и соударение частиц одной с другой и со стенкой трубы (k_3):

$$Nu = k_1 k_2 k_3 Nu' \quad (III-46)$$

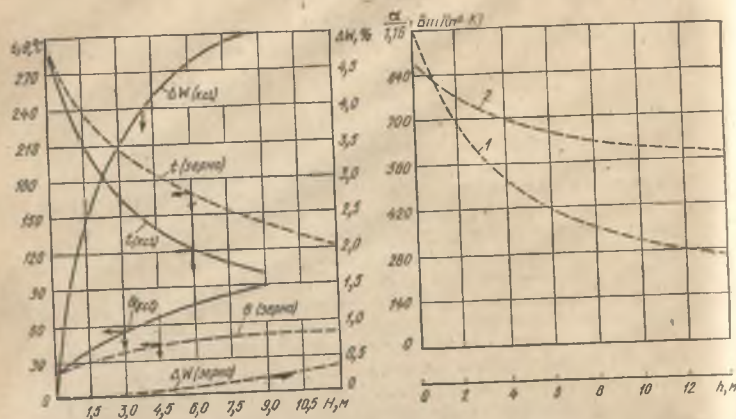


Рис. III-34. Изменение температуры газов (t) и материала (θ) и уменьшение влажности (ΔW) по высоте установки: «Хлористый калий» — хлористый калий ($d=0,32$ мм, $W_1=6,8\%$); «Пшеница» — пшеница ($d=1,5$ мм, $W_1=19,5\%$).

Рис. III-35. Изменение коэффициента теплообмена по высоте установки: 1 — для частиц с $d=0,32$ мм; 2 — для частиц с $d=3,2$ мм.

На основании опытных данных для шарообразных частиц $k_1 \times k_3 \approx 1$, для частиц неправильной формы $k_1 k_3 \approx 1,25$.

Коэффициент $k_2 = f\left(\frac{v_{отн.ср}}{v_{внт}}\right)$; для его определения рекомендуется использовать соотношение:

$$Re = Re' \left(\frac{v_{отн.ср}}{v_{внт}} \right).$$

Значение Re' можно определить из графика $Re' = f(Fe)$, а $v_{отн.ср}$ по выражению:

$$v_{отн.ср} = v_{г.ср} - \frac{H}{\tau},$$

где τ — длительность сушки.

$$\text{При } Re > 150 \quad k_2 = \sqrt{\frac{v_{отн.ср}}{v_{внт}}}.$$

Данные ряда авторов о зависимости интенсивности теплоотдачи от гидродинамического режима пневмосушки приведены в табл. III-11.

ТАБЛИЦА III-11

Зависимость интенсивности теплоотдачи от гидродинамического режима пневмосушки

Материал	Расчетная формула	Условия применения	Автор
Общая формула	$Nu \approx Re^{0,5}$	$Re > 150$	И. М. Федоров
Торф древесностружечный (степень разложения 45%)	$Nu \approx 0,00063 Re_{отн}^{1,6}$	$Re_{отн} = \frac{v_{отн.ср}}{v_{г.ср}} \cdot d_{м.ср}$	Т. Ф. Таганцева
Торф древесный (степень разложения 55%)	$Nu \approx 0,00048 Re_{отн}^{1,6}$	$v_{отн.ср} = v_{г.ср} - v_{м.усл}$	Т. Ф. Таганцева
Хлористый калий	$Nu \approx 0,2 Re_{отн}^{0,76}$	$Re = 10 \div 30$	В. А. Шейман
Зерно	$Nu \approx 0,175 Re_{отн}^{0,76}$	$Re = 1700 \div 2600$	В. И. Каспер И. Л. Любощиц

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:

$$Nu = f \left(Re_{отн}, Pr, Gu, \frac{W_{пол}}{W_{макс}}, \frac{d_{м.ср}}{D_{тр}}, \mu_V \right). \quad (III-47)$$

где симплекс μ_V характеризует объемную концентрацию материала: $\mu_V = \frac{V_m}{V_g + V_m}$; здесь V_m и V_g — 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:

$$Q = aF \Delta t_{ср} \tau.$$

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:

$$\frac{\theta_{\text{ср}} - \theta_1}{t_m - \theta_1} = f(Bi, Fo),$$

где t_m — температура мокрого термометра;
 θ_1 — начальная температура материала;

критерий $Bi = \frac{\alpha R}{\lambda_m}$; критерий $Fo = \frac{a \tau}{R^2}$.

В период постоянной скорости сушки $\theta = t_m$; для периода падающей скорости предложены следующие соотношения (в зависимости от температуры уходящего газа t_r):

$$\text{при } t_r < 150^\circ\text{C} \quad \frac{\theta - t_m}{t_r - t_m} = \frac{W_{K1} - W_2}{W_{K1} - W_p};$$

$$\text{при } t_r > 150^\circ\text{C} \text{ и } \theta < 150^\circ\text{C}$$

$$\frac{\theta - t_m}{150 - t_m} = \frac{W_{K1} - W_2}{W_{K1} - W_K};$$

где W_{K1} — первая критическая влажность материала;
 W_p и W_2 — равновесная и конечная влажность (при t_2 и φ_2);
 $W_K \approx 0,5 \div 1\%$.

Средний температурный напор рассчитывается как средняя логарифмическая разность:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{t_1 - t_m - (t_2 - \theta_2)}{2,3 \lg \frac{t_1 - t_m}{t_2 - \theta_2}};$$

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: $t = t_0 \exp(-k v_{\text{м.усл}} \tau)$;

2) известную зависимость скорости сушки от текущей влажности материала:

$$\frac{\partial W}{\partial \tau} = K(W - W_p) = \chi N(W - W_p) = N \exp(-\chi N \tau).$$

Для определения t_2 действительный процесс сушки в $I-d$ диаграмме заменяется суммой элементарных теоретических процессов.

И. Л. Любошицем проведены широкие исследования пневмо-сушки 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:

$$\left. \begin{aligned} dQ &= \psi_n \alpha (t - \theta) dF_M; \\ dQ &= c_m G_M d\theta; \\ dQ &= -\psi_n c_p L dt, \end{aligned} \right\} \quad (III-48)$$

где $\psi_n = \frac{Q_{\text{нагр}}}{Q}$ — отношение количества тепла, затраченного на нагрев материала, к общему расходу тепла на сушку (соотношение вида критерия Коссовича);
 F_M , c_m и G_M — поверхность, удельная теплоемкость и производительность сушилки (по сухому веществу);
 L и c_p — расход и удельная теплоемкость газа.

В результате решения (III-48) получено выражение:

$$\frac{t_2 - \theta_2}{t_1 - \theta_1} = \exp \left[\frac{-\alpha_n H}{c_p} \left(\frac{\psi_n}{2} + \frac{\psi_n}{2} \right) \right], \quad (III-49)$$

где $\alpha_n = \frac{\alpha f_{уд}}{3600 v_m}$ — линейный коэффициент теплоотдачи (отнесенный к 1 м), выражающий количество тепла, переданное 1 кг с. веш. материала на 1 м трубы при $\Delta t = t - \theta = 1^\circ\text{C}$, ккал/(м·кг·град);

$$f_{уд} = \frac{F_M}{G_M} \text{ — удельная поверхность материала, м}^2/\text{кг};$$

G_M — масса материала, находящегося в сушилке (по с. веш.);
 μ_m — массовая концентрация материала.

Коэффициенты α_n и ψ_n определяют экспериментально, причем определение произведения $\alpha f_{уд}$ значительно проще, чем α .

Высота трубы-сушилки определяется по формуле:

$$H = \frac{r(u_1 - u_2)}{\alpha_n A (t_1 - t_m)}, \quad (III-49')$$

где r — удельная теплота парообразования;
 u_1 и u_2 — начальное и конечное влагосодержание материала;
 A — обобщенный «коэффициент режима сушки»;

а) если $u_1 > u_{K1}$ (первый период),

$$A = \frac{\sigma}{\ln(1 - \sigma)};$$

б, при $u_1 < u_{k1}$ (второй период)

$$A = \frac{u_2}{u_{k1}} \cdot \frac{(1-\sigma) - \frac{u_2}{u_1}}{\ln \left[\frac{u_1}{u_2} (1-\sigma) \right]}$$

в) при $u_2 < u_{k1} < u_1$ (процесс сушки протекает в первый и второй периоды),

$$A = \frac{1}{\frac{-\ln(1-\sigma\epsilon)}{\sigma} + \frac{1-\epsilon}{\frac{u_2}{u_{k1}} (1-\sigma\epsilon) - (1-\sigma)} - \ln \left[\frac{u_2 (1-\sigma\epsilon)}{u_{k1} - (1-\sigma)} \right]}$$

где σ — коэффициент использования «сушильного потенциала», представляющий собой отношение использованного температурного напора газа ($t_1 - t_2$) к его начальному значению ($t_1 - t_M$):

$$\sigma = \frac{t_1 - t_2}{t_1 - t_M}$$

ϵ — доля влаги, испаряемой в первый период; $\epsilon = \frac{u_1 - u_{k1}}{u_1 - u_2}$;

(1- ϵ) — доля влаги, испаряемой во второй период.

Первая критическая влажность рассчитывается по приближенной формуле (в кг/кг)

$$u_{k1} = u_r + b(t_1 - t_M); \text{ для фрезерного торфа}$$

$$u_{k1} \approx 0,5 + 0,25 \cdot 10^{-2} (t_1 - t_M).$$

Для анализа процессов тепло- и массообмена при сушке материалов во взвешенном состоянии Г. Д. Рабинович предложил модель, в которой частицы дисперсного материала в потоке газа рассматриваются как псевдонепрерывная среда; для этой цели он применил математический аппарат для расчета стационарного теплообмена в рекуперативных теплообменниках. Указанная методика применена В. А. Шейманом для анализа и расчета кинетики нагрева влажных кристаллических материалов в пневмотрубе и В. И. Каспером — для расчета нагрева зерна в трубе рециркуляционной пневмогазовой сушильной установки; при этом пневмотруба рассматривается как прямоточный теплообменник, в котором движется трехфазная система — газ, рециркулирующее и свежее зерно.

В методике инженерного расчета пневмогазовой сушилки, разработанной В. А. Шейманом, сушка рассматривается как единый процесс (без разделения на периоды); благодаря этому не требуется определять критическое влагосодержание материала, которое, строго говоря, является кинетическим фактором, изменяющимся в процессе сушки; кроме того, при жестких режимах сушки, которые обычно используются в пневмосушилках, первый период процесса практически может не наблюдаться.

Сушка жидких материалов в распыленном состоянии

Одним из современных 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. д.

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 поверхность контакта достигает около 300 м². В этих условиях репающее 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 тепло- и массообмена в процессе распылительной сушки, вначале необходимо остановиться на методах распыливания продуктов и гидродинамике 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, О. А. Кремнева, А. А. Долинского, И. И. Борде, Г. А. Кука, А. М. Ластовцева, П. Д. Лебедева, Б. И. Леончика, М. В. Лыкова, А. С. Лышевского, А. П. Фокина, Н. А. Фукса и др. (СССР); Ранца и Фрасера (США); Коларжа (ЧССР); Хаге (ФРГ); Нильсона (Дания) 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 Пазола**.

* См. список литературы.

** Pazola Z., Suszenie rozpylowe w przemyśle spożywczym, WPL, Warszawa, 1965.

Физическим основам процесса распыления жидкостей при непрерывном истечении из форсунок и гидродинамике распыления посвящена книга В. А. Бородина 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 (хотя температура сушильного агента может достигать 800—1200° С); причем качественные и количественные показатели (величину частиц, объемную массу сухого порошка, конечную влажность и температуру) можно регулировать; 2) готовый продукт не требует дополнительного измельчения и обладает высокой растворимостью; 3) начальная влажность продуктов (растворов) может быть весьма значительной ($W' = 1000 \div 1500\%$), а конечная — достаточно низкой (1—5%), причем 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 пилеулавливающих устройств (батарейные циклоны, рукавные фильтры, электрофильтры, скрубберы) 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 распыливания продуктов и улавливания пыли; 3) сравнительно высокие энергетические затраты (тепла и электроэнергии).

В связи с указанным важное значение приобретают 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 раствора**.

МЕТОДЫ РАСПЫЛИВАНИЯ

Распыливание жидкости в сушильных установках может производиться различными методами и при помощи разных устройств, из которых наибольшее применение получили следующие:

* Бородин В. А., Дитякин Ю. Ф., Клячко Л. А., Ягодкин В. И. Распыливание жидкостей. М., «Машиностроение», 1967.

АН УССР (О. А. Кремнев, А. А. Долинский и др., см. список литературы).

а) центробежные дисковые распылители; б) механические (гидравлические) форсунки; в) пневматические форсунки; г) распыливание ультразвуком.

Обычно процесс распыливания жидкости, поступающей в сушильную камеру из шелевого сопла*, состоит из ряда операций: преобразование (деформация) струи жидкости в пленку (нити) в распыливающем 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 распыливания и конструкцией распылителя.

В соответствии с этим к распылителям предъявляется ряд требований и, в частности, обеспечение оптимальной формы факела распыла и однородности капель требуемых размеров; эксплуатационная надежность и простота обслуживания (предотвращение засорения выходных отверстий, особенно при распыливании грубых суспензий); высокая пропускная способность при минимально возможных энергозатратах и др.

Энергозатраты при распыливании 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.

ЦЕНТРОБЕЖНЫЕ ДИСКОВЫЕ РАСПЫЛИТЕЛИ

Дисковые распылители применяются для диспергирования любых растворов, эмульсий и суспензий при необходимости обеспечения высокой и наиболее однородной дисперсности капель.

На рис. III—36 и III—37 показан общий вид распылительных дисков, а на рис. III—38 даны схемы дисков различных типов.

Многообразные по конструкции диски можно разделить на три основные группы: 1) диски с гладкой поверхностью; 2) диски с каналами и лопатками; 3) диски с соплами.

Гладкие диски (в виде тарелки) применяются для распыливания грубых суспензий, очень вязких растворов и паст. Жидкость подается в центральную зону диска, вращающегося с большой скоростью^{**}; за счет центробежной си-

* Из цилиндрического сопла непосредственно вытекает струя жидкости, распадающаяся в камере на капли, в результате чего образуется факел жидкости с малым углом при вершине.

В современных установках дисковые распылители вращаются со скоростью $n \approx 150$ м/с, что при диаметре диска 150 мм соответствует частоте вращения $\omega = 20\,000$ об/мин; для достижения такой скорости вращения применяются пневматические (воздушные) турбины, паровые турбины с противодавлением (обычно мощностью 10–12 кВт при давлении пара 0,8 МПа), быстроходные высокочастотные электродвигатели (питание от генератора высокой частоты) или обычные электродвигатели с редуктором. Минимальная окружная скорость диска составляет 50–60 м/с, так как при скорости $v < 50$ м/с неоднородность распыла недопустимо велика.

лы жидкость перемещается к периферии диска, откуда устремляется в виде пленки (нитей), распадающейся затем на отдельные капли (рис. III—39). Траектория и результирующая скорость жидкости обусловлены двумя скоростями — тангенциальной, возникающей за счет вращения диска, и радиальной, создаваемой центробежной силой.

Толщина пленки жидкости зависит от расхода подаваемой жидкости, смоченного периметра дисков (т. е. от диаметра дисков и их количества) и скорости их вращения. Так как для «мелкого» диспергирования толщина

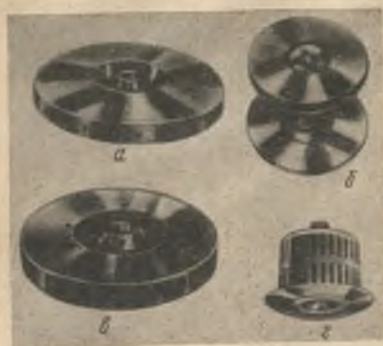


Рис. III—36. Общий вид распылительных дисков с каналами:
а и б — с круглыми каналами; в — с овальными каналами; г — с увеличенной высотой.



Рис. III—37. Распылительные диски с каналами:
а — с прямоугольными каналами; б — с двухпарными овальными каналами.

пленки должна быть небольшой, то плоские диски имеют сравнительно небольшую производительность. Большее применение имеют диски с каналами (канавками) различного сечения и лопатками, а также со вставными соплами. В этих устройствах полностью предотвращается скольжение жидкости по поверхности диска, что способствует увеличению скорости пленки, покидающей диск.

В каналы вращающегося диска жидкость попадает через приемную камеру, расположенную в центре диска. За счет центробежной силы жидкость перемещается внутри канала вдоль одной из его вертикальных стенок (что зависит от направления вращения) к выходному отверстию, причем в направлении движения скорость пленки увеличивается, а толщина ее соответственно уменьшается. Как было указано, толщина пленки зависит от скорости вращения диска и расхода жидкости; по выходе из канала пленка распадается на капли. В установках большой производительности применяют многоярусные диски, обеспечивающие получение факела сравнительно небольшого диаметра и повышенную плотность орошения.

Специфические свойства высушиваемых продуктов обуславливают соответствующие требования к конструкции диска. Так, например, на рис. III—40 показан диск датской фирмы «Ниро Атомайзер» для сушки молока. Изогнутая форма каналов обеспечивает увеличение насыпной массы сухого молока на 7—10% и снижение содержания в нем воздуха, что предотвращает окисление продукта. Вместе с тем подобная форма каналов спо-

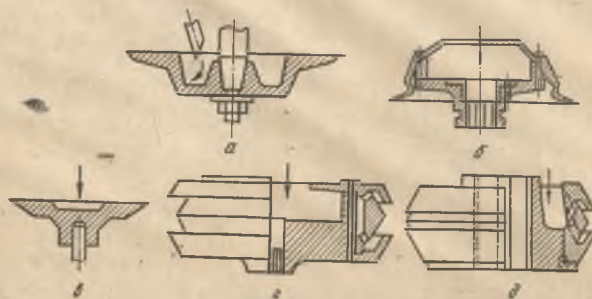


Рис. III—38. Схемы дисков с гладкой поверхностью:
а и в — плоские; б — чашечный; г и д — с двумя распыляющими кромками.

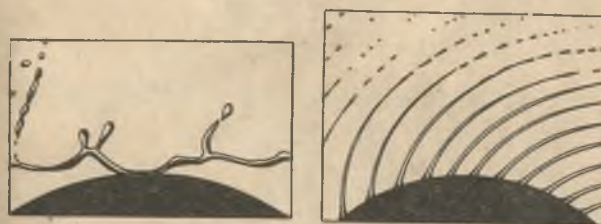


Рис. III—39. Схема диспергирования пленки жидкости при распылении гладким диском.

собствует уменьшению износа специальной вставки из твердого сплава, расположенной в центральной части диска, за счет уменьшения угла атаки подаваемой жидкости относительно стенки канала.

Для термолабильных пищевых продуктов иногда применяют установки с диском, выполненным в виде полого конуса значительного диаметра; последний вращается в верхней части сушильной камеры с небольшой скоростью, что обуславливает получение факела со сравнительно большим диаметром. В связи с этим при мягком режиме сушки влажосъем в камере невелик, но однородность распыливания (на капли сравнительно больших размеров) и качество продукта имеют высокие показатели.

Для растворов химических продуктов характерно диспергирование на капли меньших размеров, причем величина капель находится в обратной зависимости от числа оборотов дисков.

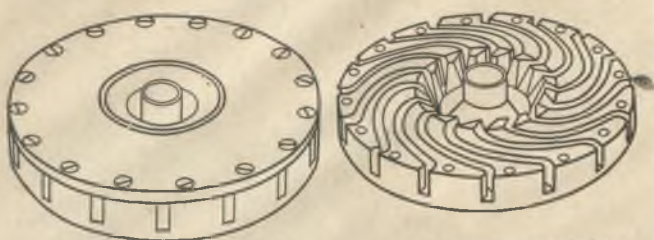


Рис. III—40. Распылительный диск с изогнутыми каналами.

МЕХАНИЧЕСКИЕ ФОРСУНКИ

Классификация распыляющих устройств по В. А. Бородину и другим показана на рис. III—41. В основу классификации форсунок положен способ, обеспечивающий перемещение струи относительно газовой среды. В механических форсунках жидкость вытекает в газовую среду с большой скоростью.

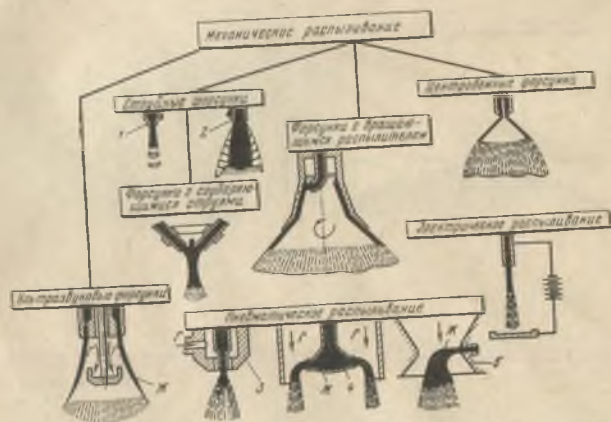


Рис. III—41. Схема классификации распыляющих устройств (механические и пневматические форсунки): 1 — пульверизаторное сопло; 2 — шпательное сопло; 3 — распылитель при смежных потоках жидкости и газа; 4 и 5 — распылители при подаче жидкости нормально к потоку газа; Г — газ; Ж — жидкость.

Механические (гидравлические) форсунки применяются для распыливания не очень вязких эмульсий, истинных и коллоидных растворов трудносохнущих продуктов, не забивающих выходные отверстия сопел. В этих форсунках жидкость под большим давлением (5—20 МПа) пропускается через сопла малого диаметра (форсунки прямого действия); в результате этого образуются тонкие струи жидкости, которые затем распадаются на отдельные капли небольших размеров (средний объемно-поверхностный диаметр этих капель $d_{3,2} = 20\div 100$ мкм). Распад струй обусловлен асимметричными и

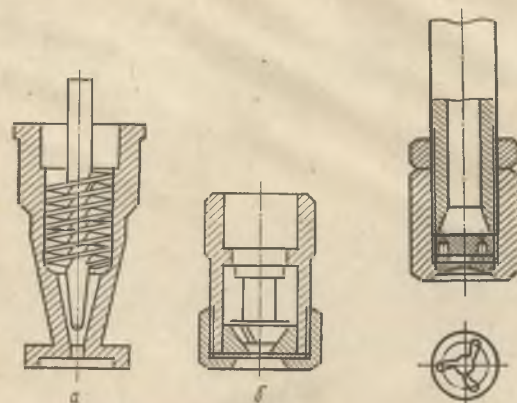


Рис. III—42. Механические форсунки: а — Кертинга; б — Григорьева.

Рис. III—43. Механическая форсунка ЦККБ.

волнообразными колебаниями, возникающими за счет турбулентности струи распыляемой жидкости, взаимодействия струи с газом и сил поверхностного натяжения жидкости. Поэтому размер капель зависит от конструкции форсунки, скорости истечения жидкости, обусловленной давлением, а также от физических характеристик раствора и газовой среды (поверхностное натяжение, вязкость, плотность). Влияние вязкости жидкости меньше влияния поверхностного натяжения, однако следует учесть, что при распылительной сушке вязкость раствора изменяется в значительной степени (особенно, если учесть испарение влаги); поэтому продолжительность распада струи несколько увеличивается.

В общем случае диаметр капель уменьшается при увеличении давления, под которым подается жидкость в форсунку, уменьшения вязкости и поверхностного натяжения жидкости (при повышении ее температуры, в частности) и уменьшении диаметра выходного отверстия сопла. Следует учесть, что с уменьшением диаметра сопла, а также при снижении эффективности закручивания «угол распыла» уменьшается. Обычно этот угол колеблется в пределах $30\div 140^\circ$, а диаметр «конуса распыла», полностью заполненного распыленной жидкостью, достигает нескольких метров.

Для повышения турбулентности струи применяют форсунки с вращательным движением выходящей из нее жидкости, которое обеспечивается тангенциальным подводом жидкости и специальным устройством, установленным перед выходным отверстием, так называемые центробежные механические форсунки (рис. III—42 и III—43).

Расход электроэнергии сравнительно невелик и в форсунках различных типов составляет около 2—4 кВт·ч на 1 т раствора. Большой частью в сушильных установках применяют форсунки производительностью 300—600 кг/ч.

ПНЕВМАТИЧЕСКИЕ ФОРСУНКИ

Пневматические форсунки применяются для распыливания растворов (с любой вязкостью), паст, эмульсий и мелкодисперсных суспензий.

В пневматических высоконапорных* форсунках (рис. III—44) жидкость подается в струю сжатого газа (давление 0,15—0,7 МПа); за счет значительной разности скоростей истечения газа и жидкости между струями потоков возникает трение и происходит распад струи жидкости на тонкие нити (как бы закрепленные с одной стороны). Распад нитей на отдельные капли обусловлен турбулентностью потока и силами поверхностного натяжения жидкости. С увеличением относительной скорости потоков уменьшается толщина нитей и соответственно снижается продолжительность их существования и повышается дисперсность распыления. Размер образующихся капель невелик и колеблется в зависимости от типа форсунки и режима работы в пределах 6—70 мкм.

Для распыления большого количества раствора приходится устанавливать значительное число форсунок (до 35). Подача раствора обычно обеспечивается за счет вакуума, создаваемого форсункой. Для распыления жидкости в пневматических форсунках применяют также пар.

При распылении паром температура материала перед сушкой должна быть не ниже 300°C*, а температура отходящих газов — не ниже 135°C; в большинстве случаев применяется перегретый пар, что предотвращает конденсацию, имеющую место при адиабатном истечении из форсунки насыщенного пара. Для пневматических форсунок характерен значительный расход энергии.

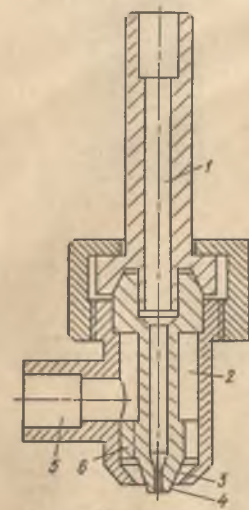


Рис. III—44. Пневматическая форсунка:
1 — патрубок; 2 — камера; 3 — кольцевая щель для сжатого воздуха; 4 — отверстие для выхода раствора; 5 — патрубок для подачи сжатого воздуха; 6 — завихритель.

* В теплотехнике применяются также низконапорные форсунки при давлении газа менее 0,1 ат и расходе газа 4,0—10 кг/кг.

** М. В. Лыковым и Г. Ф. Рыбальченко предложено распыляющее устройство для сушки термолабильных материалов с использованием газа при температуре до 1000°C.

РАСПЫЛЕНИЕ ЗВУКОМ И УЛЬТРАЗВУКОМ

Ультразвуковые распылители созданы на основе звуковых и пневматических распылителей. В звуковых распылителях сжатый воздух, подаваемый в форсунку, проходит через преобразователь, который создает звуковые колебания, способствующие повышению качества распыла.

Схема и общий вид ультразвукового распылителя показаны на рис. III—45. На специальном устройстве жидкость формируется в кольцевую пленку равной толщины и поступает на внешнюю поверхность распыляющей насадки, где амплитуда колебаний незначительна. Пленка жидкости растягивается в связи с изменением поперечного сечения насадки, и затем в рабочей зоне она диспергируется в виде полого кругового факела распыла за счет изгибных и радиальных колебаний.

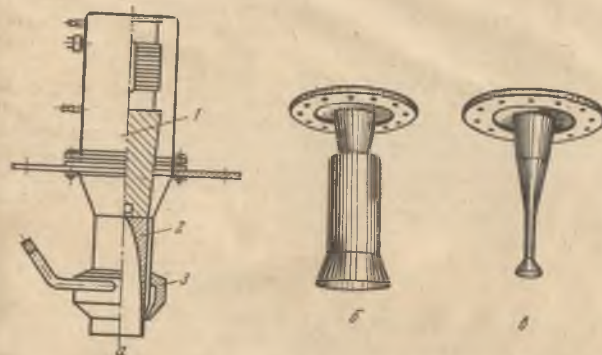


Рис. III—45. Ультразвуковой распылитель:
а — схема; 1 — магнитоэлектрический преобразователь; 2 — распыляющая насадка; 3 — устройство для формирования кольцевой пленки жидкости; 4 — внешний вид распылителя с активной насадкой; 5 — то же, с пассивной насадкой.

При ультразвуковом распылении достигается высокая дисперсность при однородности распыления. Так, Эше установил, что при частоте 2,5 МГц размеры 85% капель находились в пределах 1,0—4,8 мкм. Чем больше частота, тем меньше диаметр капель.

Интерес представляет применение ультразвука для распыления жидкости, подаваемой непосредственно в вакуум-сушильную камеру сублимационной установки (работа Л. А. Койфмана, И. А. Гинзбург и др. по сублимационной сушке экстракта чая).

РАСПЫЛЕНИЕ В ЭЛЕКТРОСТАТИЧЕСКОМ ПОЛЕ

Хотя электростатические распылители пока не нашли применения в сушильных установках, однако дальнейшие исследования в этой области представляются перспективными.

Распыление происходит в электрическом поле токов высокой частоты в условиях самостоятельной ионизации (градиент напряжения между коронирующей кромкой и экраном больше критического). Жидкость по каналам распылителя попадает на коронирующую кромку (рамку), где удерживается в виде выпуклого мениска. При подаче на кромку отрицательного потенциала высокого напряжения (напряжение на электродах 100 кВ) частицы жидкости срываются с кромки и, диспергируясь, движутся к противоположно заряженному экрану, который заземлен.

Важно учесть, что при распылении в условиях ионизации жидкость не подвергается механическим воздействиям.

ГИДРОДИНАМИКА РАСПЫЛЕНИЯ

На гидродинамику струи распыляемой жидкости влияет целый ряд факторов и, 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 распределения плотности распыления по радиусу факела. Эти исследования необходимы и для решения такой важной практической задачи, как выбор рациональной схемы подачи и движения жидкости и газа.

ХАРАКТЕРИСТИКИ ПОЛИДИСПЕРСНЫХ СИСТЕМ

Из сказанного выше ясно, что 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 поверхностью капель.

Дифференциальные кривые распределения графически иллюстрируют распределение относительных величин — количества капель, их поверхности, массы или объема (по отношению к общему количеству капель, к общей поверхности, к массе или к объему жидкости) по диаметрам капель δ или, иначе говоря, показывают изменения указанных величин, приходящиеся на единицу принимаемого интервала размеров капель.

На рис. III—46 показаны экспериментальные кривые распределения, а на рис. III—47 общий вид дифференциальной кривой распределения по массе, характеризующей зависимость

$$\frac{\Delta M}{\Delta \delta} = \varphi(\delta),$$

(III—50)

где относительная величина массы $\Delta M = \frac{\Delta m}{M_{\text{общ}}}$;

Δm — масса капель в интервале диаметров от δ до $\delta + \Delta \delta$;
 $M_{\text{общ}}$ — 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.

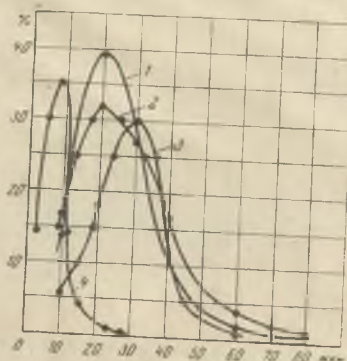


Рис. III—46. Экспериментальные кривые распределения капель различных продуктов (распыление пневматической форсункой «Нема»): 1 — технический альбумин; 2 — кормовой концентрат; 3 — кормовые дрожжи; 4 — латекс ПВХ.

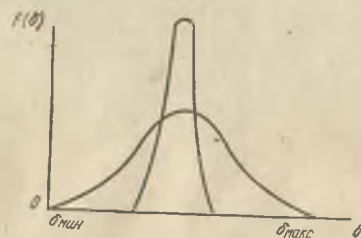


Рис. III—47. Общий вид дифференциальной кривой распределения капель.

В общем случае левая часть уравнения дифференциальных кривых распределения имеет вид:

$$R_p = \frac{\frac{dn}{d\delta} \cdot \delta^p}{\int_{\delta_{\text{мин}}}^{\delta_{\text{макс}}} \frac{dn}{d\delta} \cdot \delta^p d\delta},$$

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 $\int_0^n \frac{dn}{d\delta} \delta^p d\delta$, то получим уравнение интегральных кривых, характеризующих распределение суммарного относительного количества (поверхности, массы, объема) частиц, размеры которых меньше заданного δ , 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 (III—50) 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 $\varphi(\delta)$ 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 $\delta_{ср(3,2)}$ (так называемый диаметр Заутера). При этом полидисперсную систему капель условно считают монодисперсной с той же суммарной поверхностью и объемом капель и

$$\delta_{ср(3,2)} = \frac{\sum \delta_i^3 \Delta n_i}{\sum \delta_i^2 \Delta n_i},$$

где δ_i — средний диаметр капель во фракции, включающей Δn капель. Поверхность капель определяется по общему уравнению:

$$F_k = \frac{\int_{\delta_{мин}}^{\delta_{макс}} \frac{dn}{d\delta} \delta^2 d\delta}{\int_{\delta_{мин}}^{\delta_{макс}} \frac{dn}{d\delta} \delta d\delta}.$$

Этому уравнению можно придать более простую форму:

$$F_k = \frac{\sum_{\delta_{мин}}^{\delta_{макс}} \frac{6\Delta V}{\delta_i} = \sum_{\delta_{мин}}^{\delta_{макс}} n \delta_i^2 \Delta n_i}{\sum_{\delta_{мин}}^{\delta_{макс}} n \delta_i^2 \Delta n_i},$$

где ΔV — относительный объем капель жидкости с поверхностью F_k .

При использовании значения $\delta_{ср(3,2)}$ получим:

$$F_k = \frac{6V}{\delta_{ср(3,2)}},$$

где V — объем фазы системы, для которой определен $\delta_{ср(3,2)}$.

ОСНОВНЫЕ ФОРМУЛЫ ДЛЯ РАСЧЕТА ПАРАМЕТРОВ РАСПЫЛЕНИЯ

Для определения среднего диаметра капель при различных методах распыления получен ряд эмпирических формул, в которых учитываются как физические характеристики жидкости, так и параметры распыления. При исследовании распыления центробежными дисками жидкости с поверхностным натяжением $\sigma_{ж} = (28,5 \div 82,5) 10^{-4}$ кгс/м А. М. Ластовцевым получена формула для определения среднего объемно-поверхностного диаметра капли (в мкм):

$$\delta_{ср(3,2)} = 81 \frac{\sigma^{0,46} h^{0,46} \mu_{ж}^{0,08}}{u \rho_{ж}^{0,04}},$$

где h — толщина пленки жидкости на диске, м;
 $\mu_{ж}$ — коэффициент динамической вязкости, кгс·с/м²;
 u — скорость жидкости при отрыве от диска, м/с;
 $\rho_{ж}$ — плотность жидкости, кгс·с²/м⁴.

Формула может применяться в пределах значений параметров, изученных в опытах: $u = 20 \div 1800$ м/с; $G = 20 \div 1200$ л/ч; $\rho_{ж} = 85 \div 173$ кгс·с²/м⁴; $\mu_{ж} = (1 \div 600) 10^{-4}$ кгс·с/м².

Для жидкости с $\sigma_{ж} = (75,4 \div 102) 10^{-4}$ кгс/м величину $\delta_{ср(3,2)}$ приближенно определяют по формуле Фрасера и др. (в мкм):

$$\delta_{ср(3,2)} = 6,9 \cdot 10^3 \frac{\sigma^{0,1} (G \mu_{ж})^{0,2}}{n^{0,2} \mu_{ж}^{0,2} d_z^{0,2} X^{0,1}},$$

где G — расход жидкости;
 $\mu_{ж}$ — коэффициент кинематической вязкости, м²/с;
 n — число оборотов диска в секунду;
 d_z — диаметр диска, м;
 X — смоченный периметр диска, м.

Для технических расчетов применяют более простые частные эмпирические соотношения, в которые вводят только основные определяющие параметры. Так, С.И. Шапиро для определения сред-

ного диаметра капель (в мкм) суспензий и красителей предложена формула:

$$\delta_{\text{ср}} = 98,5 \frac{1}{n} \sqrt{\frac{\sigma_{\text{ж}}}{R_d \gamma_{\text{ж}}}}$$

где n — частота вращения диска в минуту.

В соответствии с описанным выше механизмом распыления, 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 поверхность струи и вернуть ее к состоянию равновесия. Такие периодические возмущения обуславливают возникновение колебаний струи, и при некоторой амплитуде этих колебаний струя распадается на отдельные части, 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, для характеристики и расчета гидродинамики распыливания используются экспериментальные зависимости. Это обусловлено тем, что теория распада струй 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:

$$\frac{\delta_{\text{ср}}}{d} = f \left(\frac{u^2 \rho_{\text{г}} \delta_{\text{к}}}{\sigma_{\text{ж}}}, \frac{\delta_{\text{к}} \rho_{\text{ж}} \sigma_{\text{ж}}}{\mu_{\text{ж}}^2}, \frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}}, \frac{\mu_{\text{г}}}{\mu_{\text{ж}}} \right), \quad (111-51)$$

где $\rho_{\text{г}}$ и $\mu_{\text{г}}$ — плотность и коэффициент динамической вязкости газа (остальные обозначения известны).

Первый определяющий критерий Вебера $We = \frac{u^2 \rho_{\text{г}} \delta_{\text{к}}}{\sigma_{\text{ж}}}$ — отношение скоростного напора или аэродинамического давления потока газа на капли жидкости к давлению силы поверхностного натяжения — называется критерием деформации жидкости.

Критерий Лапласа $Lp = \frac{\delta_{\text{к}} \rho_{\text{ж}} \sigma_{\text{ж}}}{\mu_{\text{ж}}^2}$ характеризует соотношение силы поверхностного натяжения и силы вязкости жидкости. Критерий Lp можно представить как отношение диаметра капли $\delta_{\text{к}}$ к некоторой условной длине $l = \frac{\mu_{\text{ж}}^2}{\rho_{\text{ж}} \sigma_{\text{ж}}}$, обусловленной соотношением физических характеристик жидкости, т. е. критерий Lp зависит только от свойств жидкости.

Параметрические критерии $\Pi_1 = \frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}}$ и $\Pi_2 = \frac{\mu_{\text{г}}}{\mu_{\text{ж}}}$ 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:

$$Re = \sqrt{Lp \frac{We}{\Pi}}. \quad (111-52)$$

В исследованиях ряда авторов (В. А. Бородин, Ю. Ф. Дитякин, В. И. Ягодкин, М. С. Волюнский) получены критические значения критерия We .

Для процесса дробления жидкости на капли диаметром 1,5—2 мм критерий Вебера имеет значения, приведенные ниже.

Критерий Вебера	Состояние капли
$We < 10,7$	Капля деформируется, не распадается
$We = 10,7$	Начинается процесс дробления;
$We > 14$	10—20% капель раздваиваются
	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 величина критерия может характеризовать процесс дробления. Очевидно, для конкретных случаев следует получить соответствующие критериальные уравнения, устанавливающие связь между отдельными критериями.

А. С. Лышевский получил следующие эмпирические формулы, устанавливающие связь между критериями для цилиндрической струи жидкости при переходе от области волнообразного распада к области распыливания:

$$Re = 51,40 Lp^{0,434} \Pi^{-0,10},$$

или

$$Lp = 0,1175 \cdot 10^{-3} \Pi^{0,919} Re^{2,30}$$

В расчетах применительно к дисковым распылителям обычно определяют радиус факела распыла $R_{\text{ф}}$ 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 $R_{\text{ф}}$ имеет общий вид:

$$\frac{R_{\text{ф}}}{l} = f \left(Re, Gu, \frac{\gamma_{\text{ж}}}{\gamma_{\text{г}}}, \frac{L}{G_1}, \frac{100 - W_2}{100 - W_1}, \Pi_{\text{г}} \right), \quad (111-53)$$

где критерий $Re = \frac{ul}{\nu}$;

u — скорость схода струи с диска, м/с; для расчета u принимают равной окружной скорости диска;

l — определяющий размер (в м), равный среднему диаметру сухих частиц или толщине пленки жидкости при срыве с диска;

$$l = \frac{G_1}{\gamma_{\text{ж}} P u_{\text{рад}}},$$

где

G_1 — начальное количество раствора, кг/с;

$u_{\text{рад}}$ — радиальная скорость жидкости при сходе с диска, м/с;

P — смоченный периметр диска, м;

$$\text{критерий } G_1 = \frac{t_c - t_m}{T_c};$$

$\frac{L}{G_1}$ — отношение расходов газа и раствора, характеризующее перемешивание частиц жидкости и потока газа, влияющее на структуру факела;

$\frac{100 - W_1}{100 - W_2}$ — параметр, характеризующий изменение массы жидкости в процессе сушки;

W_1 и W_2 — начальная и конечная влажность раствора;

P_p — параметр, характеризующий плотность потока раствора.

При исследовании процессов сушки различных растворов общее уравнение принимает конкретный вид и обычно упрощается. Интересно 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 МАССОБМЕН ПРИ СУШКЕ РАСПЫЛЕНИЕМ И МЕТОДЫ РАСЧЕТА СУШИЛЬНОЙ КАМЕРЫ

Выявление специфических особенностей тепло- и массообмена при сушке распылением представляет теоретический и практический интерес. Для теории сушки важно установить механизм переноса тепла и вещества при сушке материала в мелкодисперсном состоянии; для инженерной практики необходимо, базируясь на закономерностях тепло- и массообмена, разработать методику расчета продолжительности процесса и основных габаритных размеров сушильной камеры.

ЗАКОНОМЕРНОСТИ КИНЕТИКИ РАСПЫЛИТЕЛЬНОЙ СУШКИ

Как и обычно, закономерности кинетики распылительной сушки устанавливают при исследовании изменения температуры частиц* 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 от температуры сушильного агента), свойств раствора и его концентрации.

* В этих экспериментах обычно отдельная частица (капля) закрепляется на спале термометра.

На рис. III—48 показаны кривые изменения диаметра [в виде отношения $(\frac{d}{d_0})^2$ 100 в %] и температуры капли цельного молока в процессе распылительной сушки, полученные в лабораторных условиях С. Н. Жиловым. Автор делит процесс распылительной сушки молока на два периода: в первый период температура капли почти не изменяется, а скорость изменения квадрата диаметра

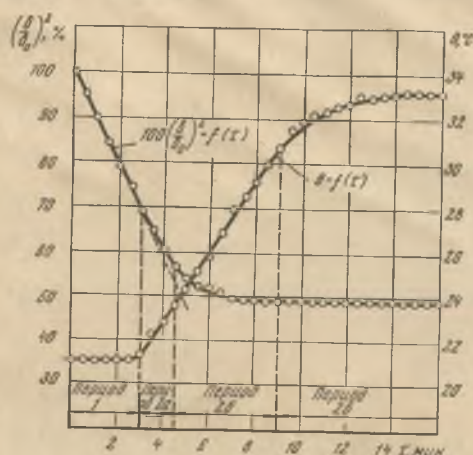


Рис. III—48. Кривые изменения диаметра и температуры капли цельного молока в процессе сушки: начальное содержание сухих веществ 9%, жира — 3,5%; t воздуха 33°С, скорость 0,7 м/с.

капли постоянна; этот период можно назвать периодом квазипостоянной скорости сушки; во второй период, по мере высыхания поверхности капли, температура ее повышается, приближаясь в конце процесса к температуре воздуха; изменение диаметра, т. е. массы капли, протекает в три этапа: на этапе 2а скорость сушки еще почти постоянна; на этапе 2б скорость сушки резко уменьшается и на этапе 2в она равна нулю. Очевидно, проведение этапа 2в практического смысла не имеет.

Указанные данные С. Н. Жилова — одного из первых исследователей кинетики распылительной сушки пищевых продуктов — включены М. В. Лыковым и Б. И. Леончиком в сравнительные графики распылительной сушки различных продуктов (рис. III—49). Здесь рассматриваются два периода (график а): в начале первого

периода температура частицы несколько превышает температуру мокрого термометра; затем температура частицы незначительно повышается, а разность, отложенная на оси ординат, соответственно снижается (этап *АВ*). Когда раствор достигает состояния насыщения и в нем появляются первые кристаллы, температура частицы мало изменяется (этап *ВВ*), так как при повышении концентрации раствора парциальное давление паров воды над поверхностью испарения изменяется еще незначительно, хотя уже начинает сказываться влияние депрессии. На этом этапе продукт рассматривается как гидрофобная суспензия. Резкое повышение температуры происходит на этапе *ВГ* в период убывающей скорости сушки,

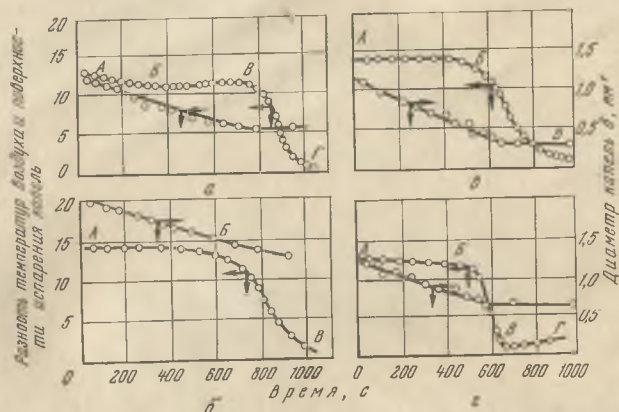


Рис. III—49. Кривые изменения температуры и диаметра капель различных растворов в процессе сушки:
а — раствор поваренной соли; б — молоко; в — краситель; г — раствор NH_4NO_3 .

когда поверхность испарения углубляется внутрь частицы и парциальное давление пара является функцией концентрации раствора.

Анализ кинетики сушки капли молока, которое рассматривается как пример лиофильного коллоидного раствора, приведен выше.

Для водной суспензии гидрофобного красителя характерно постоянство температуры в первый период (как для капель чистой жидкости) и повышение температуры во второй период, особенно резкое в конце процесса.

Интерес представляют кривые кинетики сушки раствора NH_4NO_3 , при сушке которого имеет место экзотермический эффект процесса кристаллизации (теплота кристаллизации составляет около 20%

теплоты испарения). Поэтому в начале второго периода температура частицы резко увеличивается (этап *ВВ*); затем по окончании кристаллизации она несколько снижается (на этапе *ВГ*) аналогично этапу *ВВ* при сушке раствора неорганической соли NaCl .

Обстоятельные исследования кинетики распылительной сушки термолабильных растворов проведены А. А. Долинским, который наряду с термограммами процесса (рис. III—50) получил также кинограммы отдельной капли (рис. III—51).

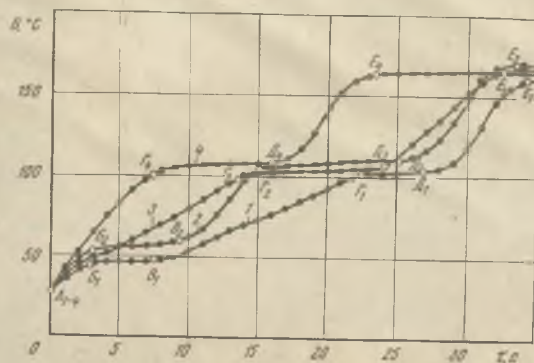


Рис. III—50. Термограмма процесса сушки капли:
1 — стрептомицин; 2 — раствор NaCl ; 3 — молоко; 4 — полиэтиленгликоль (при 170°C).

Для исследования были специально взяты капли больших размеров (средний диаметр 1,2—1,4 мм), кинетика сушки которых при высокой температуре сушильного агента (до 250°C) наглядно иллюстрируется прогревом капли и образованием в ней пузырьков пара.

В этих условиях на температурных кривых появляются характерные дополнительные участки (рис. III—50): *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 характерно образование пузырьков пара внутри капли (кадры 10—21 на кинограмме, см. рис. III—51) и выброс их через разрывы в корке наружу (кадры 21—24, 45—52 и др.); *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 кон-

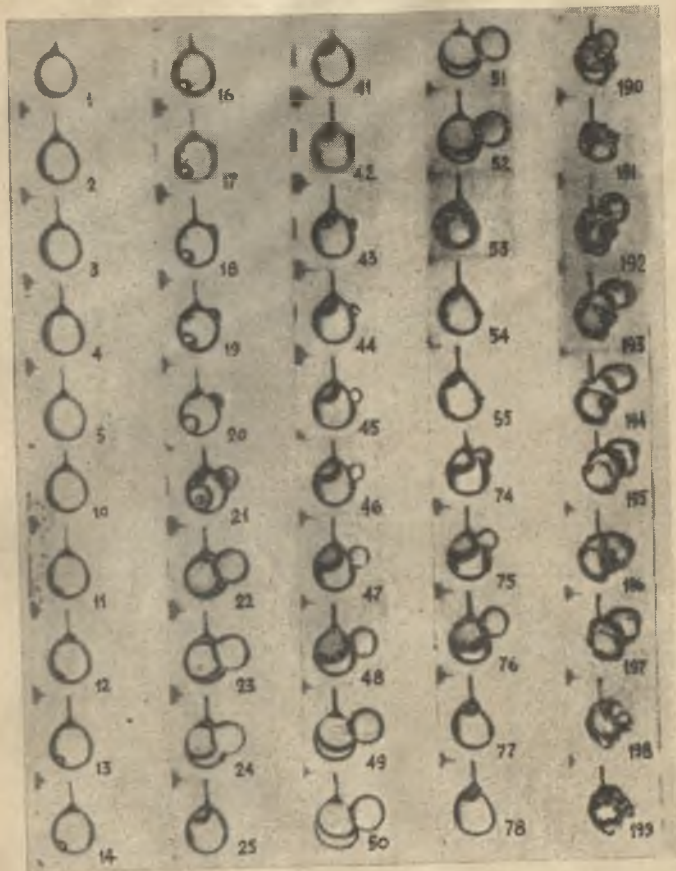


Рис. 111—51. Кинограмма процесса сушки капли стрептомицина ($W_1^c = 200\%$; $d_0 = 1,2$ мм) при $t = 175^\circ \text{C}$

центрации 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 $200\text{--}250^\circ \text{C}$; 2) доведение раствора до требуемой конечной влажности при температуре агента $130\text{--}170^\circ \text{C}$.

Двухступенчатые распылительные установки, созданные институтом, с успехом применяются в промышленности.

Аналогичное явление парообразования внутри капли молока наблюдал при помощи микроскопа С. Н. Жилон; при этом характер изменения конфигурации капли зависит от температуры капли, обусловленной температурой сушильного агента. При температуре воздуха ниже 110°C на поверхности капли появлялись впадины; при температуре 116°C за счет повышения давления пара внутри капли впадины исчезали и происходило «растяжение» оболочки; при температуре 125°C 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°C), а также о его более высокой насыпной массе (на $25\text{--}30\%$ выше, чем для полых частиц).

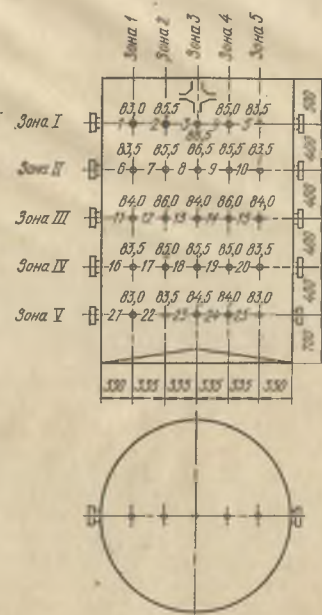


Рис. 111—52. Температурное поле в среднем сечении сушильной камеры распылительной установки.

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 суши.

Картина, представленная на рис. III—52, 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 35 кг/ч, количество подаваемого газа — 1300 м³/ч при начальной температуре 250° С.

Несомненно, что для детального анализа кинетики процесса распылительной суши необходимо получить непосредственно кривые суши. На рис. III—53 показаны кривые суши и кривые скорости суши капли цельного сгущенного молока, полученные С. Н. Жиловым (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 (весу) капель, приходящихся на единицу площади. При этом была применена следующая методика эксперимента. В контролируемой зоне капли улавливали на предметных стеклах, покрытых тонким слоем вазелинового масла и помещенных в чашки Петри. Для фиксации капель на чашку надевали штормый фотографический затвор, закрытый противнем; в определенный момент времени противень снимали и капли фиксировались на вазелиновом масле. С предметных стекол снимали микрофотографии (увеличение в 600 раз) с использованием окуляр-микрометра, что давало возможность определить диаметр капель. По числу капель, их размерам и плотности подсчитывали массу (вес) капель, уловленных на площади 1 см². Для проверки капли фиксировались также непосредственно на слое масла в чашке (без стекол) и проверялась масса (вес) чашки до и после улавливания капель.

На рис. III—54 показаны графики, характеризующие зависимость остаточной влажности порошков красителей от высоты камеры. Начальная влажность суспензии 75—77,8%, температура газов на входе 160° С и температура среды в камере 75° С. Из рис. III—54 видно, что примерно на половине высоты камеры влажность продукта достигла 5—6%, что соответствует техническим условиям на красители. Характерно, что на уровне расположения

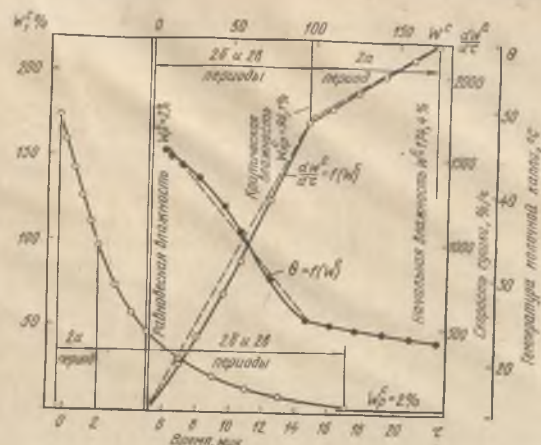


Рис. III—53. Кривые суши и кривые скорости суши капли сгущенного молока.

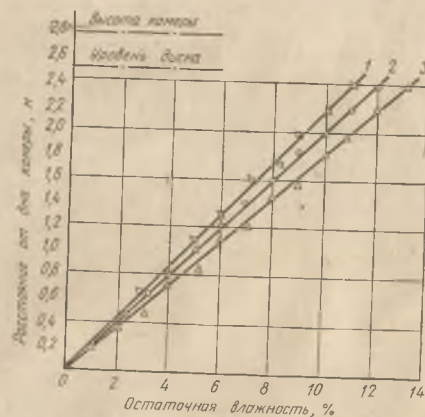


Рис. III—54. Зависимость остаточной влажности высушиваемых порошков красителей от высоты сушильной камеры: 1 — кубовый золотисто-желтый; 2 — кубовый ярко-фиолетовый; 3 — кубовый голубой.

распылительного диска влажность продукта составляла всего 12—14%, т. е., очевидно, основное снижение влажности происходило в факеле распыла. Обращает на себя внимание примерно линейный характер изменения влажности красителей.

С. И. Шапиро пришел к выводу, что целесообразно уменьшить высоту сушильной камеры за счет повышения температуры входящего сушильного агента или за счет ввода дополнительного количества газа на 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 камеры. 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 (см. рис. III—55). Нагретый 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 пекарских дрожжей.

На рис. III—55 и III—56 показано изменение влажности кормовых дрожжей по высоте и радиусу камеры: в сечении плоскости диска (кривые 1—3) отмечено характерное снижение влажности; в других сечениях камеры (800 и 1200 мм от диска) влажность изменяется незначительно (кривые 2 и 3).

Б. И. Леончиков 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 $G(\tau)$; 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.

* О методах расчета габаритов сушильной камеры см. ниже.

Н. М. Кафеевым и А. С. Гинзбургом дан анализ кривых изменения влажности частиц во времени, представленных на рис. III—57. Опыты проводились с каплями растворов синтетических моющих средств на лабораторной установке, позволяющей изменять температуру сушильного агента в течение всего процесса сушки.

Рис. III—55. Кривые изменения влажности кормовых дрожжей при различной температуре сушильного агента (производительность 180 л/ч) по высоте сушильной камеры:
 $t - t_1 = 238^\circ\text{C}$; $2 - t_1 = 35^\circ\text{C}$;
 $3 - t_1 = 430^\circ\text{C}$.

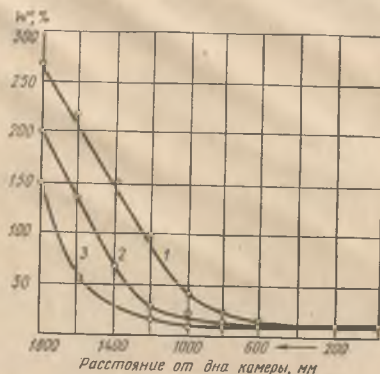
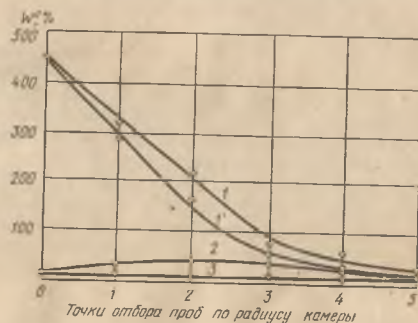


Рис. III—56. Кривые изменения влажности кормовых дрожжей при различной температуре сушильного агента (производительность 180 л/ч) по радиусу камеры.



Из рис. III—57 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 режиме (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 составляет одну и ту же величину. Кроме того, в связи с непрерывным изменением величины подводимого потока тепла период постоянной скорости на кривых 2 и 3 отсутствует, в то время как при постоянной температуре (кривая 1) длительность этого периода значительна.

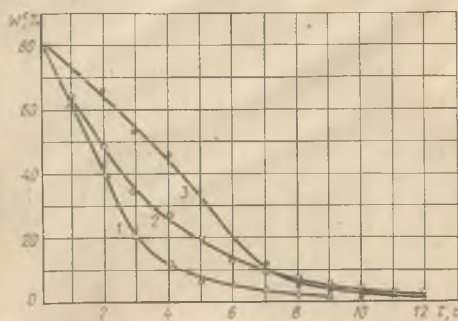


Рис. III—57. Кривые сушки капель синтетических моющих средств:
1 — постоянная температура; 2 — прямоточный режим; 3 — противоточный режим.

МЕХАНИЗМ РАСПЫЛИТЕЛЬНОЙ СУШКИ

Анализ приведенных выше 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 устанавливают 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 за счет депрессии будет снижаться, и поэтому температура испарения должна соответственно повышаться. Для таких растворов первый период называют квазипостоянным периодом сушки.

Несмотря на малый размер частицы, за счет 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 (средняя) влажность частицы обычно больше 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 частицы, величина которого зависит от свойств, влажности и температуры частицы. 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 необходимо правильно подойти к выбору конечной влажности продукта W_2 , зависящей от таких факторов, как начальная температура сушильного агента t_1 и его расход V_1 , а также от влажности W_1 и количества G_p подаваемого на сушку раствора.

Для практических расчетов процессов переноса тепла и массы в рабочей камере распыливающих сушилок вводят ряд допущений и применяют упрощенные уравнения для стационарного тепло- и массообмена:

$$\frac{dQ_{\tau}}{d\tau} = \alpha F \Delta t_{\text{ср}}; \quad \frac{dM}{d\tau} = \alpha_m F \Delta p_{\text{ср}}, \quad (\text{III}-54)$$

где Q_{τ} — количество тепла, переданное от газа к частицам, Дж;
 F — суммарная поверхность частиц, находящихся во взвешенном состоянии, м²;
 α — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м² · К);
 $\Delta t_{\text{ср}}$ — средняя разность температур газа и частиц;
 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 (III-54) 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. Вместе с тем мы считаем, что необходимо продолжить исследования в области разработки кинетических методов расчета распыливающих сушилок. Этому посвящен ряд работ, проведенных советскими и зарубежными исследователями (А. Н. Плановский, 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 , Вт/(м³ · К) [ккал/(м³ · ч · град)]:

$$Q = \alpha_V V_K \Delta t_{\text{ср}}, \quad (\text{III}-55)$$

где V_K — объем сушильной камеры, м³.

Количество тепла (в кВт) может быть рассчитано по известному уравнению (см. часть первую):

$$Q = U \cdot 4,19 (597 + 0,44 t_2 - \theta_1) + g_2 c_{M_2} (\theta_2 - \theta_1), \quad (\text{III}-56)$$

где U — количество испаренной влаги, кг/с;
 g_2 — количество высушенного продукта, кг/с;
 c_{M_2} — удельная теплоемкость высушенного продукта, кДж/(кг · К);
 t_2 — температура газа, уходящего из сушильной камеры;
 θ_1 и θ_2 — температура раствора и высушенного продукта.

Для первого периода сушки средняя разность температур

$$\Delta t_1 = \frac{t_1 - t_2'}{\ln \frac{t_1 - t_M}{t_2' - t_M}}, \quad (\text{III}-57)$$

где t_1 — температура газа на входе в сушильную камеру;
 t_M — средняя температура мокрого термометра;
 t_2' — температура газа, соответствующая окончанию первого периода сушки.

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:

$$d_2' = \frac{1000}{l} \cdot \frac{W_1 - W_{K_1}}{W_1 - W_2} + d_1,$$

где W_1 — начальная влажность раствора (в % к общей массе);
 W_2 — конечная влажность продукта;
 W_{K_1} — первая критическая влажность (для капель малого диаметра считают, что W_{K_1} равна гигроскопической влажности продукта);
 d_1 — начальное влагосодержание сушильного агента;
 l — удельный расход сухого газа.

Во второй период условно принимают линейный закон повышения температуры частицы и определяют ее конечную температуру по соотношению:

$$\theta_2 = (t_2 - t_M) \frac{W_{K_1} - W_2^c}{W_{K_1} - W_p^c} + t_M,$$

где W_p^c — равновесная влажность продукта, соответствующая φ_2 .

Тогда для второго периода средняя разность температур

$$\Delta t_2 = \frac{(t_2 - t_M) - (t_2 - \theta_2)}{\ln \frac{t_2 - t_M}{t_2 - \theta_2}}, \quad (\text{III}-58)$$

Общую разность температур $\Delta t_{\text{ср}}$ 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

Эмпирические уравнения для определения объемного коэффициента теплоотдачи

Формула для определения критерия Нуссельта	Формула для определения объемного коэффициента теплоотдачи	Продукт	Условия проведения опыта	Пределы применения формулы	Автор
$Nu_V = 1,58 \cdot 10^{-3} \frac{g_1}{\rho_4 F_K} \times$ $\times \frac{\delta_{cp}^{0,4}}{(v_{вит} + v_r)^{0,8}},$ где $Nu_V = \frac{\alpha_V}{\lambda} \delta_{cp}^2$	$\alpha_V = 1,58 \cdot 10^{-3} \times$ $\times \frac{1}{\rho_4 F_K} \left(\frac{1}{\delta_{cp}} \right)^{1,6} \times$ $\times \left(\frac{1}{v_{вит} + v_r} \right)^{0,8}$	Истинные и коллоидные растворы — хлористый кальций, сульфитные щелочи, силикат натрия, альбумин	Распыление механическими и пневматическими форсунками при параллельном движении газа и продукта	$g_1 = 10 \div 900 \text{ кг/ч};$ $\delta_{cp} = 46 \cdot 10^{-6} \div 168 \cdot 10^{-6} \text{ м};$ $v_r = 0,19 \div 0,35 \text{ м/с};$ $v_{вит} = 0,06 \div 0,25 \text{ м/с};$ $W_1 = 44,3 \div 87\%;$ $t_1 = 117 \div 600^\circ \text{ C};$ $V_K = 9,45 \div 217 \text{ м}^3$	М. В. Лыков
$Nu_V = 160 \frac{g_1 \mu}{D_K^2 \rho_p v_0} \times$ $\times Ar^{0,2} Re^{-0,4},$ где $Re = \frac{V_r \delta_{cp}}{\pi D_K^2 \nu_K}$	$\alpha_V = 160 \frac{g_1 \mu}{\rho_p F_K} \times$ $\times \frac{1}{\delta_{cp}^{1,8}} \left[\frac{g (\rho_p - \rho_r)}{\rho_r} \right]^{0,2}$	Высоковлажный раствор стрептомицина	Распыление центробежным диском	$g_1 = 1 \div 16 \text{ л/ч};$ $n = 18000 \div 24000 \text{ об/мин};$ $W_1 = 68 \div 95\%;$ $V_r = 70 \div 360 \text{ м}^3/\text{ч};$ $t_1 = 100 \div 300^\circ \text{ C}$	А. А. Долицкий

В формулах, приведенных в таблице, приняты следующие обозначения:
 g_1 — производительность сушилки по сухому продукту, кг/ч; F_K — площадь сечения сушильной камеры, м^2 ; $v_{вит}$ и v_r — средние скорости витания сухих частиц и газа в сушильной камере, м/с; δ_{cp} и ρ_4 — средний объемно-поверхностный диаметр и плотность сухих частиц; λ — коэффициент теплопроводности газа, $\text{ккал}/(\text{м} \cdot \text{ч} \cdot ^\circ \text{C})$; g_1 — производительность.

сушилки по раствору, кг/с; v_0 — окружная скорость диска, м/с; μ — степень заполнения камеры факелом; D_K — диаметр камеры, м; V_r — расход газа (сушильного агента), $\text{м}^3/\text{с}$; критерий плотности факела $K = \frac{g_1 \mu}{\pi D_K^2 \rho_p v_0}$.

Примечания: 1. В основе получения формул лежит уравнение теплообмена между газом и взвешенными частицами: $Nu = 2$.

2. Средняя скорость газа v_r в камере рассчитывается по формуле:

$$v_r = \frac{4 (V_0' + V_0'') L}{3600 \cdot 2\pi D_K^2},$$

где V_0' и V_0'' — объемы сушильного агента (парогазовой смеси), м^3 на 1 кг сухого газа на входе и выходе из сушилки (при скорости газа $v_r = 0,2 \div 0,5 \text{ м/с}$);
 L — расход сухого газа, кг с. г/ч.

3. Скорость витания частиц $v_{вит}$ может быть определена по формуле:

$$Re = \sqrt{Re_{вит}^2}.$$

Из этой формулы

$$v_{вит} = \frac{Rc_{вит} \nu}{\delta_{cp}}.$$

В связи с очень малым диаметром капля ($Re < 0,2$) скорость витания можно также определить, основываясь на известном законе Стокса:

$$v_{вит} \approx v_0 = \frac{1}{18} \frac{\delta_{cp}^2}{\mu_r} (g_1 - g_r) \frac{1}{\nu_r},$$

где μ_r — коэффициент динамической вязкости газа.

в процессах выпечки, обжарки, при обработке продуктов в кипящем и вибрирующем слое*.

Кондуктивная сушка коллоидных тел детально исследована М. И. Маковозовым, а капиллярно-пористых материалов — В. В. Красниковым. Исследование В. В. Красникова дало возможность вскрыть механизм кондуктивной сушки капиллярно-пористых материалов (целлюлозы, древесной массы, бумаги, тканей, песка).

ТЕПЛО- И МАССОБМЕН ПРИ КОНДУКТИВНОЙ СУШКЕ

На рис. III—58 приведены температурные кривые и кривая сушки целлюлозы на греющей поверхности с температурой $t_{гр} = 130^\circ\text{C}$; на рис. III—59 показана температурная кривая и кривая скорости сушки при температуре 117°C .

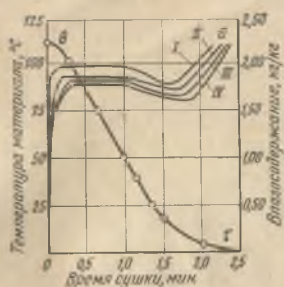


Рис. III—58. Температурные кривые и кривая сушки целлюлозы на греющей поверхности: I — температура на расстоянии 0,08 мм от греющей поверхности; II — то же, на расстоянии 0,22 мм; III — то же, на расстоянии 0,35 мм; IV — то же, на расстоянии 0,43 мм.

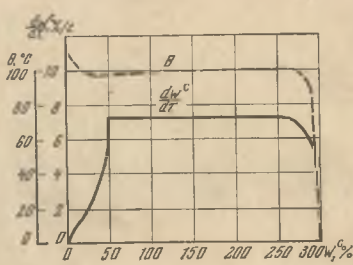


Рис. III—59. Кривая скорости сушки и температурная кривая.

Из графиков видно, что после фазы прогрева (составляющей примерно 0,07—0,1 от общей продолжительности процесса) сушка протекает в два периода, причем во второй период кривая скорости сушки имеет точку W_k . Температура материала быстро повышается, затем некоторое время она остается примерно постоянной, потом снижается и во второй период снова повышается. Снижение температуры является следствием повышения термического сопротивления из-за нарушения контакта между «подсушенным» слоем

* См стр. 344.

материала и греющей поверхностью и в основном обусловлено затратой тепла на весьма интенсивное парообразование.

При «подсушке» контактного слоя поверхность контакта уменьшается и соответственно уменьшается количество тепла, передаваемого материалу; однако интенсивность парообразования изменяется мало в связи с самоиспарением, происходящим за счет тепла, аккумулированного в материале. Этот процесс вызывает снижение температуры материала, отмеченное на температурных кривых.

Как показали опыты В. В. Красникова, первый период сушки протекает при несколько снижающейся интенсивности сушки; однако при сушке тонких материалов это снижение практически можно не обнаружить.

При значительном начальном влагосодержании материала и высокой температуре греющей поверхности (выше 100°C) в первый период иногда имеет место кратковременная начальная фаза, когда температура слоя материала, непосредственно соприкасающегося с греющей поверхностью, достигает примерно 100°C и в нем происходит выпаривание жидкости. Температурные кривые свидетельствуют о возникновении градиента температуры внутри материала, направленного к греющей поверхности.

На рис. III—60 показаны типичные поля температуры и влагосодержания в материале при $t_{гр} = 116^\circ\text{C}$. Из графиков видно, что в начале процесса влагосодержание начинает уменьшаться на контактной и открытой поверхностях материала; с течением времени более резко уменьшается влажность слоев материала у контактной поверхности. При сушке коллоидных тел максимум имеет слой, расположенный ближе к открытой поверхности; при сушке коллоидных тел максимум имеет слой, ближайший к греющей поверхности.

Кривые распределения температуры свидетельствуют о том, что более высокую температуру имеют слои, расположенные у контактной поверхности, а самую низкую температуру имеет открытая поверхность материала.

Характер полей влагосодержания и температуры свидетельствует о том, что конденсация влаги внутри материала не происходит и градиент влагосодержания в материале в основном обусловлен парообразованием в контактном слое и на открытой поверх-

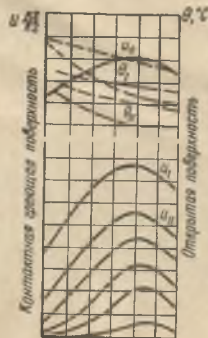


Рис. III—60. Поля температуры (пунктирные линии) и влагосодержания (сплошные линии) при кондуктивной сушке коллоидных капиллярно-пористых тел.

ности. Интенсивность парообразования зависит от температуры греющей поверхности $t_{гр}$ и толщины материала.

При сравнительно невысокой $t_{гр}$ испарение происходит на открытой поверхности материала и на контактной поверхности, откуда пар диффундирует к открытой поверхности; при высокой температуре греющей поверхности (выше 85—110° С) парообразование в основном происходит в контактном слое материала. Парообразование здесь происходит настолько интенсивно, что оно значительно превышает скорость релаксации (рассасывания) пара внутри материала; вследствие этого в контактном слое возникает градиент общего давления, который и является движущей силой молярного переноса пара к открытой поверхности. Таким образом, для кондуктивной сушки характерно разделение второго периода на две временные области (зоны) и образование двух зон испарения в материале (у греющей и открытой поверхности); причем во второй период имеет место углубление этих зон и разделение слоя материала на две области («сухую» и «влажную») с различными теплофизическими и массообменными характеристиками.

Из «толстого» материала, в котором транзитный перенос пара от греющей поверхности мало вероятен в связи с большим сопротивлением слоя, испарение происходит в основном в зоне у открытой поверхности, и влага перемещается в эту зону из контактного слоя в виде жидкости; из «тонкого» материала испарение происходит, главным образом, у греющей (контактной) поверхности, и миграция влаги внутри материала осуществляется как в виде пара, так и в виде жидкости. Деление материалов на толстые и тонкие целесообразно производить на основе механизма переноса влаги в них.

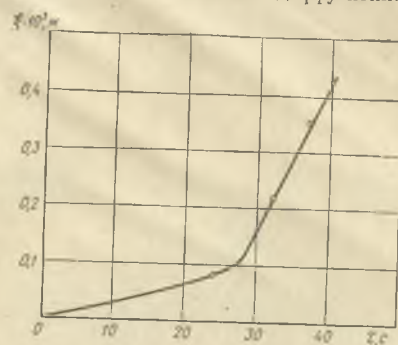
В. В. Красниковым установлено, что углубление зоны испарения во второй период сушки происходит по линейному закону: $\xi = b_1 \tau$. Однако скорость углубления во II зоне периода (после $W_{к_2}$) в 7—10 раз (для целлюлозы) превышает скорость углубления, характерную для начала второго периода [$b_2 \approx (7 \div 10) b_1$] (рис. III—61). Это обусловлено значительным снижением сопротивления слоя по мере его обезвоживания. Коэффициенты b_1 и b_2 , характеризующие скорость углубления зоны испарения, для капиллярно-пористых тел выше, чем для коллоидных; они возрастают также с повышением $t_{гр}$ и уменьшением удельной массы материала $g_{уд}$ (масса 1 м² абсолютно сухого материала).

Следует отметить, что явление углубления зоны фазового превращения имеет существенное значение и в других технологических процессах. Так, нами установлены аналитические и экспериментальные закономерности углубления зоны испарения в процессе выпечки пищевых продуктов.

Температурные кривые при кондуктивной сушке отличаются от типичных температурных кривых сушки и их характер представляет большой интерес.

Установленное В. В. Красниковым наличие экстремумов на послонных температурных кривых во второй период сушки обусловлено объемным испарением внутри материала, а также увеличением термического сопротивления контакта из-за роста толщины паровоздушной прослойки вследствие малоинтенсивного диффузионного

Рис. III—61. Аналитическая кривая, характеризующая углубление зоны испарения $\xi = f(\tau)$ при кондуктивной сушке целлюлозы (точки соответствуют опытным данным).



переноса. Указанное явление отчетливо характеризует механизм процесса во второй период в отличие от первого периода, когда имеет место описанный выше фильтрационно-диффузионный перенос, обусловленный градиентом общего или парциального давления насыщенного пара.

Температура углубляющейся зоны испарения θ_i изменяется со временем по экспоненциальному закону:

$$\theta_i = \theta_{\text{конт}} \exp(-k\tau),$$

где $\theta_{\text{конт}}$ — температура материала в плоскости контакта с греющей поверхностью;
 k — опытный параметр, зависящий от рода материала, $t_{гр}$ и $g_{уд}$.

Для фильтрационного переноса пара при кондуктивной сушке в первом приближении можно написать (см. главу IV):

$$q_{мр} = -k_p \nabla p_n,$$

где $q_{мр}$ — плотность молярного потока пара, кг/(м² · с);
 ∇p_n — градиент давления пара внутри материала, Па/м или мм рт. ст./м;
 k_p — коэффициент молярного переноса пара (паропроводности) в капиллярно-пористом теле, кг/(м · с · Па) или кг/(м · с · мм рт. ст.).

Коэффициент k_p по физическому смыслу аналогичен коэффициенту фильтрации и не зависит от режимных параметров; он определяется только гидравлическим сопротивлением материала, т. е. сопротивлением его капиллярно-пористого скелета. С уменьшением толщины материала k_p резко возрастает (рис. III—62),

т. е. в фильтрационно-диффузионном переносе основную роль играет фильтрационный (молярный) перенос.

Давление насыщенного пара p_n жидкости, находящейся в капиллярах, является функцией температуры θ и радиуса капилляра r :

$$\nabla p_n = \left(\frac{\partial p_n}{\partial \theta} \right)_r \nabla \theta + \left(\frac{\partial p_n}{\partial r} \right)_\theta \nabla r. \quad (III-61)$$

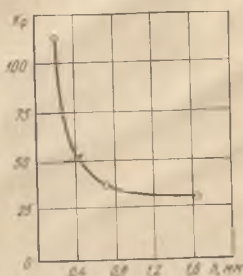


Рис. III-62. Зависимость коэффициента переноса пара от толщины материала.

Скалярная величина градиента влагосодержаний имеет вид:

$$\frac{\partial u}{\partial n} = \frac{p_n}{p_0} f_s(r) \frac{\partial r}{\partial n}, \quad (III-62)$$

где $f_s(r)$ — функция распределения капилляров по площади сечения материала;
 p_n и p_0 — плотность жидкости и сухого материала.

Подставив в формулу (III-61) значение ∇r , получим:

$$\nabla p_n = \left(\frac{\partial p_n}{\partial \theta} \right)_r \nabla \theta + \left(\frac{\partial p_n}{\partial r} \right)_\theta \frac{p_0}{p_n f_s(r)} \nabla u. \quad (III-61')$$

При $t_{гр} > 100^\circ \text{C}$ основную роль играет первый член уравнения; поэтому можно пренебречь зависимостью p_n от r , а следовательно, и от u . Тогда для первого периода сушки тонких материалов плотность молярного потока пара

$$\vec{q}_{m,p} = -k_p \left(\frac{\partial p_n}{\partial \theta} \right) \nabla \theta. \quad (III-63)$$

При $t_{гр} \leq 65 \div 85^\circ \text{C}$ плотность диффузионного потока влаги может быть описана известным уравнением неизотермической теплопроводности (см. главу IV):

$$\vec{q}_m = -a_m p_0 (\nabla \theta + \nabla u).$$

Путем диффузии происходит перенос пара из во второй период. За исключением контактных слоев, градиента температуры совпадает с направлением градиента содержания внутри материала, поэтому термовлагопроводность интенсифицирует процесс.

Для характеристики механизма образования и переноса пара внутри материала в процессе кондуктивной сушки В. В. Красниковым использован модифицированный критерий фазового превращения:

$$\varepsilon = \frac{q_{m,p}}{q_m}, \quad (III-64)$$

где q_m — общий поток пара, уходящего из материала;

$q_{m,p}$ — поток пара, образовавшегося в контактном слое или внутри материала (во второй период).

В первый период сушки $\varepsilon = \text{const}$; затем в начале второго периода ε резко уменьшается до постоянного значения в I зоне второго периода, и после $W_{кр}$ ε начинает несколько увеличиваться. Для первого периода критерий ε может быть рассчитан как отношение соответствующих потоков тепла:

$$\varepsilon = \frac{q_p}{q} = \frac{q - q_{\text{конд}}}{q} = 1 - \frac{\lambda \frac{\partial \theta}{\partial x}}{r q_m}, \quad (III-65)$$

где q_p — поток тепла, переносимого паром;

q — общий поток тепла, полученного от греющей поверхности;

$q_{\text{конд}}$ — поток тепла, переносимого кондукцией через скелет тела;

r — удельная теплота испарения.

Нетрудно видеть, что величина $1 - \varepsilon = \frac{\lambda \frac{\partial \theta}{\partial x}}{r q_m}$ характеризует долю кондуктивного потока тепла.

Следует отметить, что в процессе кондуктивной сушки определенную роль может играть также перенос тепла жидкой влагой, которая перемещается из слоя, расположенного около контактной поверхности, к открытой поверхности материала (отчасти жидкость может мигрировать и в контактный слой). По данным опытов и расчетов В. В. Красникова, поток тепла с жидкостью может составлять при жестких режимах до 7,5% от общего потока тепла. Эквивалентный коэффициент теплопроводности $\lambda_{\text{экв}}$, учитывающий также перенос тепла жидкостью, увеличивается с повышением средней температуры материала (целлюлоза при $u = 0,6 \div 1,8 \text{ кг/кг}$): $\lambda_{\text{экв}} = 1,16 (0,095 + 0,288 \cdot 10^{-2} \theta) \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$.

При значительной $t_{гр}$ и малой $g_{уд}$ $\lambda_{\text{экв}}$ увеличивается за счет переноса тепла паром.

Для математического анализа полей температуры и влагосодержания в процессе кондуктивной сушки с успехом применен метод

сопряженных краевых задач теплопроводности с подвижной границей раздела фаз. Согласно этому методу производится совместное решение дифференциальных уравнений теплопроводности для двух частей материала — «сухой» и «влажной» при наличии углубляющейся зоны испарения; причем, так как в общем случае условия на границе раздела и их изменение во времени неизвестны, задача относится к разделу сопряженных. Этот метод был применен в свое время нами для анализа температурного поля в процессе выпечки, а также Риозо Тоэи и Шиня Хаяши — при исследовании конвективной сушки зернистого материала.

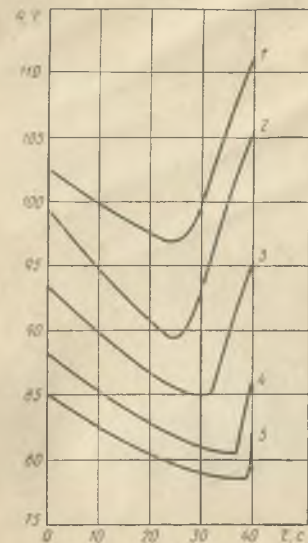


Рис. III—63. Аналитические кривые изменения температуры различных слоев (x) во времени во второй период кондуктивной сушки целлюлозы: 1 — x = 0; 2 — x = 8 · 10⁻³ м; 3 — x = 22 · 10⁻³ м; 4 — x = 35 · 10⁻³ м; 5 — x = 43 · 10⁻³ м (x — расстояние от греющей поверхности).

дуктивной сушки в цилиндрических сушилках даны в табл. III—13.

Следует отметить, что приводимые в литературе данные о напряжении по влаге обычно относятся ко всей поверхности греющих цилиндров. Если напряжение рассчитать по отношению к активной (рабочей) части греющей поверхности, контактирующей с материалом, то напряжение будет выше.

Характеристика кондуктивной сушки некоторых материалов

Наименование материала	Избыточное давление греющего пара, кПа	Влажность материала, %		Продолжительность сушки, ч	Напряжение по влаге, кг/(м ² ·ч)
		W [*]	W ^{**}		
Бумага оберточная, газетная, писчая и печатная	100—200	50—70	7—5	0,02—0,03	10—20
Серый картон	200	62	7	—	10
Кожкартон	300	64	7	—	12
Целлюлоза	100—300	60	12	—	9—14
Ткани различные	100—200	35—50	8—16	—	15—20

В МТИППе Н. Н. Бабьев, Е. И. Михайловская и А. С. Гинзбург провели опытную кондуктивную сушку фруктовых и овощных пюре в одновальцевой вакуум-сушилке. Данные опыты приведены в табл. III—14.

Показатели кондуктивной сушки овощных продуктов в одновальцевой вакуум-сушилке

Показатели	Высушиваемые продукты	
	томат-паста (исходная влажность W [*] = 72,5%)	морковное пюре
Избыточное давление греющего пара, кПа	50	50
Давление в сушильной камере, кПа	5,33	5,33
Влажность материала, %		
начальная W ₁	92,5	84,85
конечная W ₂	10,8	4,19
Толщина пленки продукта, мм	0,1—0,2	0,1—0,2
Конечная температура продукта, °C	50—60	50—60
Продолжительность сушки, с	175	120
Напряжение по влаге**, кг/(м ² ·ч)	17,0	11,0

* При подаче в сушилку паста разводилась в воде до содержания сухих веществ 7,5%.

** Напряжение по влаге рассчитано относительно активной греющей поверхности, составляющей примерно 0,75 от всей поверхности вальца.

Высушенные продукты отличались высоким качеством (сохраняются витамины, цвет, запах).

Е. Р. Сегал проведены опыты по сушке томатов в двухвальцевой вакуум-сушилке; полученные данные приведены в табл. III—15.

ТАБЛИЦА III—15

Показатели кондуктивной сушки томатопродуктов в двухвальцовой вакуум-сушилке

Исходный материал	начальная влажность, %	Показатели	Конечная влажность W_2		
			до 40%	до 15%	до 5%
Томат-пюре	80	Толщина слоя на вальцах по зазору, мм	0,4—0,2	0,2—0,1	0,1—0,05
Томат-паста	70		0,4—0,3	0,3—0,15	0,1
Томат-пюре	80	Скорость вращения вальцов, об/мин	6,5—7	3—4	1,5
Томат-паста	70		7—8	3—4	2
Томат-пюре	80	Избыточное давление греющего пара в вальцах, кПа	Не более 50	—	—
Томат-паста	70		—	—	—
Томат-пюре	80	Оптимальное разрежение в камере, кПа	93,10—94,43	—	—
Томат-паста	70		—	—	—
Томат-пюре	80	Температура томатной массы, поступающей на вальцы, °C	Не выше 45	—	—
Томат-паста	70		Не выше 45	—	—
Томат-паста	70	Напряжение влаги, кг/(м ² ·ч)	В среднем 31,1	—	—
Томат-пюре	80		В среднем 39,9	—	—
Томат-пульпа	94		В среднем 34,5	—	—

В. Н. Стабников приводит следующие данные о сушке в двухвальцовой атмосферной сушилке (табл. III—16).

ТАБЛИЦА III—16

Показатели	Высушиваемый материал	
	кормовые дрожжи	вареный картофель
Избыточное давление греющего пара, кПа	100—400	300—500
Напряжение по влаге, кг/(м ² ·ч)	18—35	75

Как было указано, кондуктивный и комбинированный кондуктивно-конвективный теплоподвод применяется при сушке зернистых материалов в кипящем слое.

ТЕПЛООБМЕН МЕЖДУ ПОВЕРХНОСТЬЮ НАГРЕВА И КИПАЩИМ СЛОЕМ

Этот вид теплообмена имеет место в сушилках с погруженными в слой поверхностями нагрева, а также в аппаратах с охлаждающими или нагревательными рубашками. Характерной особенностью теплообмена между поверхностью нагрева и кипящим слоем является высокая его интенсивность. Коэффициенты теплообмена в этом случае в 10—15 раз больше коэффициентов теплообмена, которые могли бы быть получены при неподвижном слое зернистого материала. Это отношение резко возрастает с увеличением скорости ожижающего агента.

Основное сопротивление тепловому потоку оказывает пленка газа между греющей поверхностью и слоем. Толщина пленки зависит от скорости частиц вблизи стенки и плотности слоя: чем выше скорость частиц у стенки и их концентрация, тем выше коэффициент теплообмена. Так как возрастание скорости потока приводит к увеличению скорости частиц и к уменьшению плотности слоя, то при определенных условиях коэффициент теплообмена будет максимальным.

Н. И. Гельперным с сотрудниками исследовалось влияние размеров теплообменной поверхности, положения нагревательных элементов в слое и геометрических параметров слоя (высота слоя, диаметр аппарата) на коэффициент теплообмена. Опыты проводились в цилиндрических аппаратах диаметром 152 и 275 мм из органического стекла. Применялись нагреватели трех размеров: диаметром 22 мм, длиной 110 и 210 мм и диаметром 30 мм, длиной 210 мм. Исследовали три фракции песка со средними размерами частиц 0,163; 0,224 и 0,285 мм. Начальная высота слоя была 350 мм.

В результате исследований было установлено, что при расположении нагревателя над газораспределительной решеткой на расстоянии 54 мм и выше коэффициент теплообмена не зависит от геометрических размеров теплообменной поверхности.

При горизонтальном расположении нагревателя для определения коэффициента теплообмена предложено пользоваться следующим уравнением теплообмена:

$$Nu = 0,96 Re^{0,34} Pr^{0,33} \left(\frac{h'}{D_{ap}} \right)^{0,16} \quad (III-66)$$

где h' — расстояние от решетки до нагревателя.

Это уравнение описывает процесс с погрешностью $\pm 10\%$.

В качестве определяющего линейного размера принят гидравлический радиус канала d_k :

$$d_k = d_{эв} \frac{\epsilon}{6(1-\epsilon)},$$

где $d_{эв}$ — эквивалентный диаметр материала;

ϵ — порозность слоя.

В качестве определяющей скорости принята величина v_* :

$$v_* = \frac{v}{\varepsilon_0}$$

Уравнение (III-66) проверено в пределах $0,215 < Re < 2,35$ и $0,2 < \frac{h'}{D_{ap}} < 0,8$.

Было отмечено, что коэффициент теплообмена уменьшается с увеличением диаметра аппарата D_{ap} .

Для расчета теплообмена при вертикальном расположении нагревателей предложено уравнение:

$$Nu = 1,31 Re^{0,285} Pr^{0,33} K_v^{-0,2} \left(1 - \frac{2R}{D_{ap}}\right)^{0,56}, \quad (III-67)$$

$$K_v = \frac{v_{ист}}{v_{кр}};$$

R — расстояние от нагревателя до оси слоя.

Уравнение (III-67) проверено в пределах $0,21 < \frac{2R}{D_{ap}} < 0,77$; $0,215 < Re < 2,9$; $1,55 < K_v < 9,1$.

При сушке термолабильных материалов в кипящем слое в ряде случаев приходится использовать сушильный агент с низкой температурой. В результате этого снижается производительность сушилок. С целью увеличения производительности сушилки предложен дополнительный подвод тепла через поверхности теплообмена, расположенные в кипящем слое. Дополнительный подвод тепла позволяет увеличить производительность сушилки в 2—2,5 раза. Исследование теплообмена, проведенное В. Г. Желонкиным и Н. А. Шаховой, показало, что коэффициент теплообмена в этом случае выше, чем при «чистом» теплообмене.

Теплообменной поверхностью служила одиночная труба, обогреваемая электрическим током. В качестве материала использованы частицы силикагеля различного диаметра. Исследован теплообмен в условиях постоянной и падающей скоростей сушки, а также теплообмен без испарения.

В результате получены следующие уравнения теплообмена:

1) при $Gu \leq 4 \cdot 10^{-3}$:

а) при горизонтальном положении нагревателя

$$Nu = 0,22 \left(\frac{g d_{эжв}^3 \rho_m}{v^3 \rho_f} \right)^{0,32} \left[\frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2} \right]^{0,445} \left(\frac{h'}{D_{ap}} \right)^{0,15}; \quad (III-68)$$

б) при вертикальном положении нагревателя

$$Nu = 0,268 \left(\frac{g d_{эжв}^3 \rho_m}{v^3 \rho_f} \right)^{0,28} \left[\frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2} \right]^{0,54} \left[1 - \frac{2R}{D_{ap}} \right]^{0,02}; \quad (III-69)$$

2) при $4 \cdot 10^{-3} \leq Gu \leq 10,9 \cdot 10^{-3}$:

а) при горизонтальном положении нагревателя

$$Nu = 0,0604 \left[\frac{g d_{эжв}^3 \rho_m}{v^3 \rho_f} \right]^{0,32} \left[\frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2} \right]^{0,445} Gu^{-0,24} \left(\frac{h'}{D_{ap}} \right)^{0,15}; \quad (III-70)$$

б) при вертикальном положении нагревателя

$$Nu = 0,074 \left[\frac{g d_{эжв}^3 \rho_m}{v^3 \rho_f} \right]^{0,28} \left[\frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2} \right]^{0,54} Gu^{-0,24} \left(1 - \frac{2R}{D_{ap}} \right)^{0,02}; \quad (III-71)$$

3) для случая теплообмена без испарения:

а) при горизонтальном положении нагревателя

$$Nu = 0,197 \left[\frac{g d_{эжв}^3 \rho_m}{v^3 \rho_f} \right]^{0,32} \left[\frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2} \right]^{0,445} \left(\frac{h'}{D_{ap}} \right)^{0,15}; \quad (III-72)$$

б) при вертикальном положении нагревателя

$$Nu = 0,226 \left[\frac{g d_{эжв}^3 \rho_m}{v^3 \rho_f} \right]^{0,28} \left[\frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2} \right]^{0,54} \left(1 - \frac{2R}{D_{ap}} \right)^{0,02}. \quad (III-73)$$

Уравнения проверены в пределах:

$$2,07 \cdot 10^3 < \frac{g d_{эжв}^3 \rho_m}{v^3 \rho_f} < 410 \cdot 10^3;$$

$$0,673 < \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2} < 15,2; \quad 0,135 < \frac{h'}{D_{ap}} < 0,625;$$

$$0,266 < \frac{2R}{D_{ap}} < 0,85.$$

Критерий Гухмана $Gu = \frac{T_c - T_m}{T_c}$, где T_c и T_m — температура среды и мокрого термометра, К.

Н. А. Хорватх и автором исследован процесс сушки зерна в кипящем слое при комбинированном кондуктивно-конвективном энергоподводе* (в кипящем слое примерно в средней по его высоте зоне находился трубчатый электронагреватель). Установлено, что в этих условиях сушка зерна протекает в основном в период убывающей скорости; при этом методе сушки в качестве характеристики интенсивности теплообмена принят «эффективный» коэффициент теплообмена $\alpha_{эф}$, который относится к единице греющей поверх-

* Анализ кондуктивного теплоподвода при сушке в виброкипящем слое приведен ранее (стр. 346—349).

ности и является суммой отдельных α , характеризующих конвективный (от нагретого воздуха), кондуктивный и лучистый энергоподводы (от греющей поверхности). На долю последнего приходится примерно 10% от общего количества тепла, подводимого к зерну.

В результате обработки опытных данных получено критериальное уравнение:

$$Nu_{\alpha\phi} = Re^{1,86} \left(\frac{t_1}{t_{гр.п}} \right)^{2,86} \left(\frac{h'}{h_0} \right)^{-0,3} (0,3 - 2,3 Gu),$$

где t_1 и $t_{гр.п}$ — температура поступающего воздуха и греющей поверхности; формула получена для $t_{гр.п} = \text{const}$ (около 400°C); h_0 — начальная высота слоя.

Формула применима в пределах изменения: $t_1 = 60 \div 90^\circ \text{C}$; скорость поступающего воздуха $v = 1,7 \div 2,7$ м/с; $h_0 = 50 \div 200$ мм.

Расчет $\alpha_{\alpha\phi}$ из уравнения теплового баланса показал, что за счет введения в слой греющей поверхности интенсивность теплообмена повышается более чем в 4 раза [$\alpha_{\alpha\phi}$ повышается с 50 до 227 Вт/(м² · К)].

Для определения продолжительности сушки получено критериальное уравнение:

$$Fo = 60,62 Re^{-1,58} \left(\frac{t_1}{t_{гр.п}} \right)^{-2,86} \left(\frac{h'}{h_0} \right)^{0,3} \left(\frac{W_1 - W_p}{W_2 - W_p} \right)^{1,8}.$$

ГЛАВА IX

СУШКА ПОД ВОЗДЕЙСТВИЕМ ЭНЕРГЕТИЧЕСКИХ ПОЛЕЙ

По существу все явления, происходящие на земле, в том числе и процессы сушки, протекают под воздействием в большей или в меньшей степени различных полей. Так, совершенно ясно, что на объекты сушки всегда воздействует гравитационное поле, которое может оказывать положительное действие (например, при перемещении материала в шахте сверху вниз) или влияние которого приходится преодолевать (например, при сушке во взвешенном состоянии).

Нам уже известно, что процесс сушки зернистых материалов можно ускорить за счет вибрационного воздействия как на сам объект сушки, так и на окружающую его среду. Однако при этом методы энергоподвода к материалу остаются теми же (конвекция, кондукция). Очевидно, процессы сушки можно значительно интен-

сифицировать, если использовать энергию соответствующего поля и особенно переменного (импульсного) поля*.

В данном разделе рассмотрим особенности процессов сушки, протекающих при воздействии электромагнитного поля (терморadiационная сушка и сушка в электрическом поле высокой частоты), и кратко остановимся на сушке в акустическом (ультразвуковом) поле. Предварительные исследования показали, что интенсификация процесса сушки может быть достигнута за счет воздействия неоднородного магнитного поля, и, очевидно, в ближайшее время появится новая область техники сушки — сушка в магнитном поле. Большой интерес представляет воздействие магнитного поля на кристаллообразование при замораживании материалов перед сублимационной сушкой.

Общую характеристику поля как источника и носителя энергии методически целесообразно рассмотреть на примере электромагнитного поля, используемого для интенсификации процессов нагрева и сушки.

СУШКА В ЭЛЕКТРОМАГНИТНОМ ПОЛЕ

Терморadiационная сушка

При терморadiационной сушке энергоподвод к объекту облучения осуществляется от генераторов инфракрасного излучения.

За последние десятилетия в Советском Союзе, Венгерской Народной Республике, Германской Демократической Республике и ряде других стран проведены широкие исследования и накоплен опыт по применению «инфракрасного (ИК)-нагрева» для термообработки различных материалов, что видно из следующих данных.

Метод термообработки

Терморadiационная сушка и полимеризация лакокрасочных покрытий

Сушка ИК-лучами и комбинированная радиационно-конвективная сушка в пищевой, легкой, керамической и других отраслях промышленности

Материалы, подвергаемые обработке

Различные эмали, пленки и т. п.

Различные зерновые культуры, семена, овощи, фрукты, хлеб, сахар-рафинад, чай, табак, пастило-мармеладные изделия и др.; ткани, во-

* Следует отметить, что в современной науке ставится задача создания единой теории поля, в которую наряду с гравитационным должно войти и электромагнитное поле как проявление кривизны пространства. Этой проблеме посвящены работы Альберта Эйнштейна. В его геометродинамике все формы материи до элементарных частиц включительно понимаются как возмущенное состояние или форма проявления искривленного пространства.

Указанные вопросы развиваются в книге американского физика-теоретика Д. А. Уилера «Предвидение Эйнштейна» (русский перевод, изд-во «Мир», 1970 г.). В качестве геометродинамической модели объекта рассматривается геон — «сфокусированный сгусток электромагнитного или гравитационного излучения или обоих вместе, который удерживается как одно целое гравитационным притяжением». Считают также, что любое ускоренно движущееся тело испускает «гравитационные волны», т. е. гравитация, так же как электромагнитное излучение, имеет волновой характер.

Выпечка ИК-лучами и комбинированная выпечка в электрическом поле высокой частоты и ИК-лучами
Сублимационная сушка

Обжарка, копчение, варка

Термическая обработка (облучение):
а) с целью улучшения качества
б) дезинсекция
в) тепловое кондиционирование
г) для очистки кожицы (при консервировании)
д) бланшировка при консервировании
е) пастеризация и многие другие процессы

локна и т. д.; термоизоляция и керамические изделия, сырая штукатурка; литейные формы и др.

Бисквиты, кексы, хлеб, национальные сорта изделий и др.

Пищевые продукты и биоматериалы (в частности, плазма человеческой крови)

Мясо, рыба, колбасные изделия, рыба горячего копчения, продукты общественного питания и др.

Мука
Зерно
Зерно (перед помолотом)
Яблоки

Яблоки, овощи и др.

Молоко, пиво, соки и др.

Проведенные исследования показали, что в ряде случаев применение ИК-нагрева позволяет значительно сократить продолжительность обработки, улучшить качество продукции, упростить конструктивное оформление установок, а также создает условия для механизации и автоматизации производства. В каждом конкретном случае целесообразность применения ИК-излучения должна решаться с учетом специфических особенностей объекта, а также с учетом соответствующих технико-экономических расчетов.

Применение генераторов излучения различных типов и особенно высокотемпературных излучателей, обеспечивающих наряду с высокой плотностью облучения проникновение излучения внутрь материала, открывает перспективы перед техникой ИК-нагрева.

При нагревании и сушке влажных материалов инфракрасными лучами лучистая энергия превращается в теплоту, причем явления тепло- и массообмена развиваются как вне материала — в рабочей камере аппарата, так и внутри материала.

Теория лучистого теплообмена, разработанная в трудах М. В. Кирпичева, Хильберта, Хоттеля, Г. Л. Поляка, Мак-Адамса, Шмидта, А. А. Гурвича, Ю. А. Суринова, С. Н. Шорина, А. Г. Блоха, А. С. Невского и др.*, в основном относится к области внешнего теплообмена.

Вопросам внутреннего переноса тепла в облучаемых материалах посвящено еще мало работ. Однако, имея в виду также воздействие излучения на физико-химические и биологические свойства облучаемых материалов, можно прийти к выводу, что разработка теоретических основ процессов с использованием инфракрасного из-

лучения должна базироваться на комплексном изучении явлений, развивающихся в системе генераторы излучения — промежуточная среда — объект облучения. Большое значение, в частности, приобретает совместное изучение спектральных оптических характеристик генераторов излучения и облучаемых материалов.

Теория сушки инфракрасными лучами, разработанная А. В. Лыковым, П. Д. Лебедевым и другими исследователями, базируется на физике терморadiационных процессов и на учении о тепло- и массообмене.

Инфракрасное излучение отличается от других видов электромагнитных колебаний следующими характеристиками: частотой ν (длиной волны λ) и скоростью распространения v .

Электромагнитное поле, распространяющееся в пространстве, переносит энергию. Поле излучается источником (генератором излучения) и поглощается объектом облучения; в пространстве между ними энергия заключена в самом поле излучения, т. е. в переменном распространяющемся в пространстве электромагнитном поле; при этом поле излучения не связано ни с какой иной материей; поле — это вид материи, материальный объект; поле и вещество — основные виды материи, которые на современном этапе знаний в значительной степени связаны между собой и не столь различны.

Распространяющееся в пространстве переменное электромагнитное поле представляет собой электромагнитные волны.

Электромагнитное излучение имеет двойственную корпускулярно-волновую природу. Электромагнитное поле обладает квантовым характером; в настоящее время построена квантовая теория волновых полей. Каждому виду поля соответствуют частицы, называемые квантами поля. Квантами электромагнитного поля являются фотоны. Таким образом, сложная природа материальных объектов обуславливается как корпускулярными, так и волновыми свойствами. Так, целый ряд оптических явлений — интерференция, дифракция, поляризация, дисперсия световых лучей, естественно, объясняется волновой электромагнитной теорией света. В то же время явления, возникающие при взаимодействии излучения с веществом, — фотоэлектрический эффект, рассеяние световых лучей, тепловое излучение, а также закономерности излучения черного тела — объясняются квантовой теорией излучения.

Согласно квантовой теории Планка энергия атомов и молекул может принимать лишь определенные дискретные значения, отличающиеся одно от другого на целое число элементарных порций ϵ , называемых квантами энергии. В соответствии с этим излучение и поглощение энергии атомами должны происходить не непрерывно, а дискретно — отдельными порциями (квантами), равными или кратными величине ϵ : $\epsilon = h\nu$, где ν — частота излучения, с^{-1} (Гц); h — постоянная Планка; $h = (6,62517 \pm 0,002) \cdot 10^{-34}$ Дж·с.

А. Эйнштейн (1905 г.) ввел представление о том, что излучение состоит из корпускул — фотонов, энергия которых связана с час-

* Указанные работы основываются на термодинамике излучения, изложенной в трудах М. Планка.

тотой законом Планка для квантов энергии. Таким образом, Эйнштейн распространил квантовый характер излучения и на процесс переноса излучения в пространстве между излучателем и объектом.

Согласно Эйнштейну масса фотона

$$m_{\phi} = \frac{\epsilon}{c^2} = \frac{h\nu}{c^2}$$

где ϵ — энергия фотона (квант энергии);
 c — скорость распространения лучей, равная скорости света в вакууме;
 $c = 2,998 \cdot 10^8$ м/с.

Следовательно, электромагнитное поле (поле излучения)* может рассматриваться как совокупность фотонов. Корпускулярные

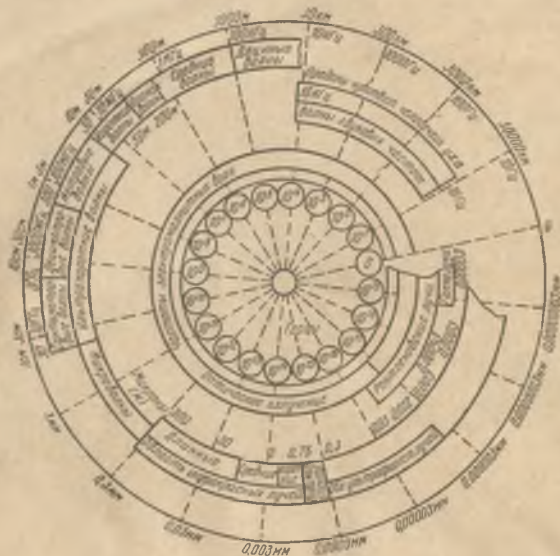


Рис. III—64. Спектр электромагнитных колебаний.

свойства поля проявляются в том, что фотоны характеризуются энергией, массой, импульсом — атрибутами, свойственными частицам, а не волнам.

При взаимодействии с веществом фотон поглощается атомом вещества или передает свою энергию электрону, а сам исчезает. При

этом энергия тепловых колебаний атомов в молекулах возрастает, т. е. энергия излучения переходит в теплоту. Обмен фотонами — процесс весьма интенсивный: так, испускание и прием одного фотона происходит в 10^{-8} долю миллисекунды.

Для характеристики различных видов излучений в табл. III—17 приведены диапазоны длины волн этих излучений, а на рис. III—64 представлена картина спектра электромагнитных колебаний. Надо отметить, что границы между различными видами электромагнитных волн условны.

Длиной волны λ называется расстояние между двумя ближайшими точками, фазы колебания в которых отличаются на величину 2π , или путь, проходимый волной за время полного периода T , т. е. расстояние, на которое распространяются электромагнитные колебания за этот период. Скорость распространения колебаний

$$v = \lambda \nu = \frac{\lambda}{T}$$

Монохроматическим называется излучение определенной частоты. Интегральным (полным) называется суммарное излучение по всем частотам — от 0 до ∞ .

В среде, показатель преломления которой $n = 1$, скорость распространения электромагнитных колебаний равна скорости света в вакууме. Если $n \neq 1$, то $v' = \frac{c}{n}$.

Из табл. III—17 видно, что к области электромагнитных колебаний относятся колебания с широким диапазоном длины волн. Для измерения длины волн, кроме основной единицы в системе СИ — м, применяют и другие более малые единицы: микрометр — мкм, нанометр — нм, ангстрем — Å (10^{-10}) и кс — x (10^{-13} м).

Из данных табл. III—17 видно, что к инфракрасной области относятся лучи с длиной волны от 0,77 до 340 мкм*. При термической обработке материалов применяются инфракрасные лучи с длиной волны до 5—6 мкм, причем большое значение имеют коротковолновые лучи (длина волны около 1 мкм).

Термин «инфракрасный» происходит от латинского слова infra, что соответствует русскому слову «под» или «внизу» (по-немецки — interhalb), т. е. имеется в виду область спектра, лежащая за красным концом видимого солнечного спектра или под ним, если элек-

* Диапазон волн инфракрасного излучения дается по терминологии светотехники, рекомендованной Комитетом технической терминологии АН СССР. В литературе встречаются несколько другие значения диапазона, например: П. Д. Лебедев приводит пределы от 0,76 до 400 мкм, Ж. Леконт от 0,76 до 350 мкм; Р. Борхерт и В. Юбиц различают коротковолновые инфракрасные лучи длиной около 1 мкм и длинноволновые лучи длиной до 1000 мкм; А. Г. Блох — от 0,76 до 1000 мкм. В физическом словаре (В. И. Малышев) рассматриваются 3 ступени инфракрасного излучения: близкая (0,74—2,5 мкм), средняя (2,5—50 мкм) и дальняя (50—2000 мкм).

ТАБЛИЦА III-17

Характеристика различных видов излучения (электромагнитных волн)

Излучения	Граничные длины волн	
	в сантиметрах	в практических единицах
Космические лучи . . .	$(2 \div 5) \cdot 10^{-12}$	От 0,0002 до 0,0005 Å
γ-излучение радия . . .	$5 \cdot 10^{-11} \div 1 \cdot 10^{-9}$	От 0,005 до 0,1 Å
Рентгеновские лучи . . .	$1 \cdot 10^{-9} \div 1 \cdot 10^{-7}$	От 0,1 до 10 Å
Рентгеновские лучи (мягкие) и ультрафиолетовые лучи	$1 \cdot 10^{-7} \div 1 \cdot 10^{-6}$	От 10 до 100 Å
Ультрафиолетовые лучи (включая области Шумана и Лаймана) . . .	$1 \cdot 10^{-6} \div 3,8 \cdot 10^{-5}$	От 100 до 3800 Å
Видимый свет	$3,8 \cdot 10^{-5} \div 7,7 \cdot 10^{-5}$	От 0,38 до 0,77 мкм
Инфракрасное излучение	$7,7 \cdot 10^{-5} \div 3,4 \cdot 10^{-2}$	От 0,77 до 340 мкм
Промежуточная область	$3,4 \cdot 10^{-2} \div 1 \cdot 10^{-1}$	От 0,34 до 1 мм
Короткие электрические волны	$1 \cdot 10^{-1} \div 5 \cdot 10^3$	От 1 мм до 50 м
Радиоволны	$5 \cdot 10^3 \div 2 \cdot 10^6$	От 50 до 20000 м

электромагнитные излучения расположить по мере возрастания длины волн, как это сделано в табл. III-17.

Основы теории и методы расчета лучистого теплообмена между твердыми телами изложены в специальной литературе. Проблема применения инфракрасной техники в пищевой промышленности освещена в монографии автора*, где даны основные сведения из физики терморadiационных процессов, описаны и приведены оптические характеристики материалов, а также характеристики различных генераторов ИК-излучения.

Здесь мы кратко остановимся на характеристике влажных материалов, как объектов терморadiационной сушки, осветим особенности механизма этого процесса и познакомимся с основами его расчета.

ОПТИЧЕСКИЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ОБЛУЧАЕМЫХ МАТЕРИАЛОВ

В последние годы в Московском технологическом институте пищевой промышленности автором совместно с В. В. Красниковым, Н. Г. Селюковым и Р. В. Селюковой, Б. М. Ляховицким, В. И. Сыроедовым, С. Г. Ильясковым, Ю. М. Плаксиным, В. И. Ковнацким, Л. В. Островским, Г. Н. Федутиной, И. А. Гинзбург и др. проведено изучение спектральных характеристик различных материалов и

* См. список литературы.

продуктов, подвергаемых терморadiационной обработке (фрукты, овощи, чайный лист, продукты кондитерского производства, тесто, мучные изделия, ферменты, экстракты кофе и чая, лакокрасочные покрытия, покрытия, применяемые в аэрологии, коконы тутового шелкопряда, теплоизоляционные материалы, древесина и др.); наряду с этим указанными авторами проведено также исследование спектральных оптических характеристик различных генераторов инфракрасного излучения в области спектра 0,4—15 мкм, представляющей наибольший интерес для целей обработки материалов излучением.

Экспериментальные исследования показали, что спектральные оптические свойства различных материалов индивидуальны; поэтому для различных материалов и разных технологических процессов необходимы источники с различными спектральными свойствами. Для сушки многих влажных материалов (например, овощей, фруктов, хлеба и др.) можно рекомендовать область спектра с длиной волн 1,2—2,4 мкм при наиболее целесообразной температуре «серого» источника излучения — порядка 1800 К ($\lambda_{\text{макс}} = 1,6$ мкм). В этой области спектра упомянутые материалы имеют невысокое отражение при наличии более или менее значительного пропускания. Важно отметить, что пропускание определяется глубиной, исчисляемой миллиметрами и десятками миллиметров.

Оптические свойства влажных материалов определяются не только наличием в них воды, но и собственными свойствами материала, и, очевидно, характером связи влаги с материалом. Так, отражательная способность пенообразного геля (пастыли), имеющего влажность около 30%, составляет 70—90% в области длин волн 0,4—2,0 мкм и 50—30% в области 2,0—2,4 мкм (рис. III-65). Поэтому область коротких волн длиной до 2,4 мкм невыгодна для сушки этого продукта излучением. Для образования корочки на поверхности пенообразного геля целесообразно выбрать источник излучения, $\lambda_{\text{макс}}$ которого больше 2,4 мкм. У исследованных Н. Г. Селюковым лакокрасочных покрытий (эмаль) (рис. III-66) область наибольшего пропускания соответствует 4—5 мкм. Детальное изучение сушки лакокрасочных покрытий проведено Л. Л. Павловским, Г. Д. Рабиновичем, Л. С. Слободкиным и др.

Примером необходимости применения высокотемпературного излучателя при обработке радиационным нагревом материалов с оболочками может служить термообработка коконов тутового шелкопряда, когда необходимо прогреть куколку, находящуюся внутри кокона, не подвергая обработке шелковую нить кокона, находящуюся на его поверхности.

С. Г. Ильясковым экспериментально исследованы терморadiационные характеристики — спектральные пропускательная, отражательная и поглощательная способности (D_λ , R_λ , A_λ), а также оптические характеристики — коэффициенты поглощения, рассеяния «назад» (т. е. как бы «внутреннего отражения») и ослабления

$(a_\lambda, s_\lambda, \sigma_\lambda)^*$ пшеничного теста, муки, картофельного и кукурузного крахмала, картофеля, кукурузной крупы, бумаги, древесины и других материалов. Терморadiационные характеристики относятся к слоям конечной толщины l , т. е. к телам — объектам облу-

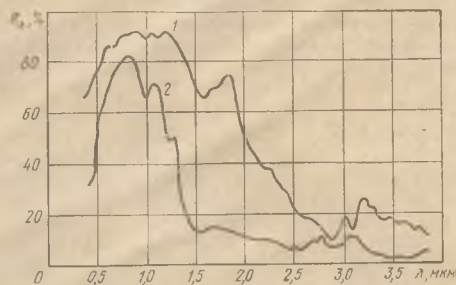


Рис. III—65. Отражательная способность пасты 1 и груши 2.

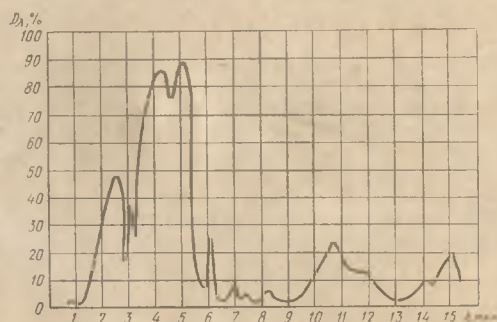


Рис. III—66. Пропускательная способность эмали.

чения; оптические характеристики относятся к веществу, т. е. к материалу, из которого изготовлены тела. Важно, что в соответствии с разработанной методикой и аппаратурой все характеристики получались из данных одного опыта.

Для большинства указанных материалов и продуктов обнаружено значительное рассеяние и слабое поглощение в диапазоне длин волн спектра излучения 0,4—1,1 мкм; среднее рассеяние и по-

* Соответствующие формулы см. далее.

глошение — в области 1,4—2,6 мкм и слабое рассеяние и сильное поглощение — в области 3,0—12,0 мкм. Значительное влияние на характеристики материалов оказывает их плотность (пористость): с увеличением плотности отражательная способность $R_{\lambda\infty}$ оптически бесконечно толстого слоя ($\sigma_\lambda l \rightarrow \infty$) уменьшается за счет увеличения a_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 4,74 мкм. Экспериментальные данные С. Г. Ильасова свидетельствуют о наличии минимума отражения и пропускания в указанном диапазоне для ряда пищевых материалов (рис. III—67).

Исследования Н. Г. Селюкова и других показали, что для большинства коллоидных капиллярно-пористых материалов и пищевых продуктов (фрукты, овощи, чайный лист и др.) D_λ снижается с уменьшением влажности в области спектра 0,4—1,4 мкм и повышается в области 1,4—15,0 мкм.

В области 1,0—15,0 мкм вода обладает малой отражательной способностью (1,6—4,8%) (рис. III—68); 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. III—69 показана зависимость R_λ от λ для пшеничной муки (кривая 1) и крахмала — воздушносухого при $\phi = 0,7$ (кривая 2) и влажного ($W^c = 80\%$). Как видно, в области спектра до 2,5 мкм отражательная способность влажного крахмала значительно меньше, чем у 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.

На рис. III—70 показана зависимость от влажности спектральных характеристик слоя кукурузной крупы (толщина 10 мм), определенных в опытах, и оптических характеристик, полученных расчетным путем (данные С. Г. Ильасова). Как видно, повышение D_λ с увеличением влажности обусловлено уменьшением коэффици-

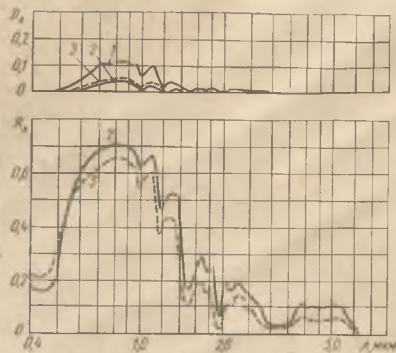


Рис. III—67. Зависимость спектральных пропускательной и отражательной способностей кукурузной крупы от длины волны при различной толщине слоя и влажности образца:
1—4,95 мм (влажность 14,3%);
2—10 мм (влажность 14,3%);
3—10 мм (влажность 41,6%).

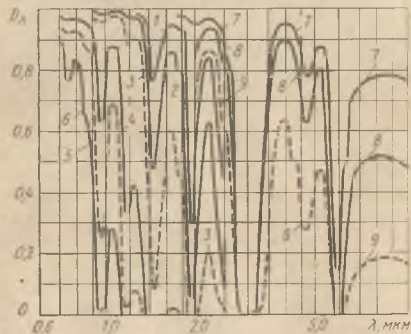
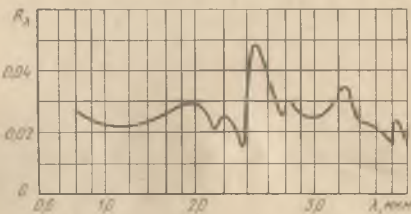


Рис. III—68. Зависимость спектральных отражательной и пропускательной способностей воды от длины волны для разной толщины слоя:
1—0,1 мм; 2—0,3 мм; 3—1,0 мм; 4—10,0 мм; 5—30,0 мм; 6—100,0 мм; 7—0,005 мм; 8—0,01 мм; 9—0,03 мм.

ента ослабления σ_λ за счет резкого снижения коэффициента рассеяния s , которое погашает увеличение коэффициента поглощения a . Для слоя любой толщины l важное значение имеет оптическая плотность $\sigma_\lambda l$.

Изложенное выше свидетельствует о том, что для влажных материалов как объектов терморadiационной сушки характерна зна-

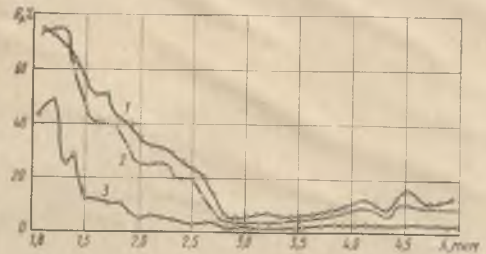


Рис. III—69. Зависимость отражательной способности пшеничной муки и крахмала от длины волны.

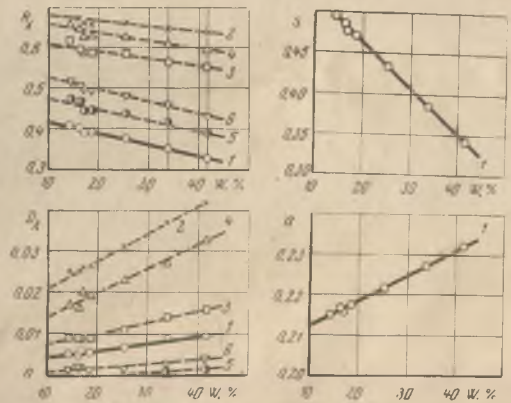


Рис. III—70. Зависимость от влажности спектральных терморadiационных характеристик (R_λ и D_λ — кривые 2—6) и осредненных по спектру кварцевого генератора НИК 220-1000-тр терморadiационных (R и D) характеристик (кривая 1) и оптических (a и s) характеристик кукурузной крупы: кривые 2 — $\lambda = 0,9$ мкм; 3 — $\lambda = 1,0$; 4 — $\lambda = 1,1$ мкм; 5 — $\lambda = 1,2$ мкм; 6 — $\lambda = 1,3$ мкм.

чительная рассеивающая способность; поэтому в качестве обобщенной термодинамической характеристики целесообразно принять отражательную способность оптически бесконечного толстого слоя R_{∞} при $\sigma_{\lambda} l \rightarrow \infty$. В соответствии с этим В. В. Красниковым и С. Г. Ильясовым предложено разделить влажные материалы на четыре группы: слабоссеивающие, средне-, сильно- и весьма сильно-рассеивающие. Большинство пищевых продуктов относит-

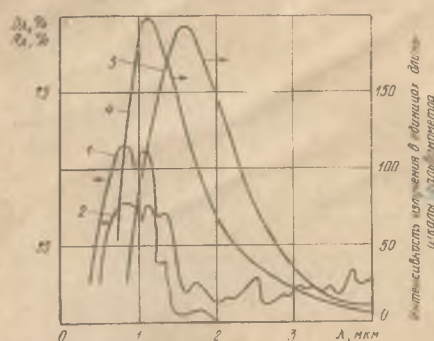


Рис. III—71. Спектральные характеристики материалов и генераторов излучения:
1 — отражательная способность материала (макаронное тесто, влажность 31,2%);
2 — пропускательная способность D_{λ} материала (тесто, толщина 1,3 мм); 3 — спектр излучения кварцевого излучателя, $T = 1435$ К; 4 — спектр излучения кварцевого излучателя, $T = 2250$ К.

ся к первым трем группам; кварцевый песок, керамические изделия, полимерные пенопласты и т. п. материалы — к четвертой группе.

Как было сказано, в указанных исследованиях для определения терморadiационных характеристик различных материалов использовалась соответствующая оптическая аппаратура — спектрометры и фотометры* со специальными приставками. Интерес представляет определение коэффициента ослабления на основе экспериментальных данных по температурному полю объекта облучения (которое измерить весьма просто) с использованием метода решения обратных задач теории теплопроводности. Такая работа проведена в МТИППе Г. Н. Федотиной.

Генераторы излучения следует выбирать с учетом увязки их спектральных характеристик со спектральными характеристиками обрабатываемых материалов и технологического назначения процесса обработки материала.

На рис. III—71 показан такой график, на котором коррелируются спектральные оптические характеристики объекта облучения и генераторов излучения.

Из рисунка видно, что области максимального пропускания материала ($\lambda_{\max}$ около 1 мкм) соответствует и область макси-

* Описание их см. в специальной литературе.

мального 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 3, 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 4, максимум излучения которого соответствует области высокой проницаемости. В случае, если надо обеспечить равномерный прогрев материала по толщине, при выборе режима облучения 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 обоснованном выборе типа излучателя и режима облучения обеспечивается проникновение инфракрасного излучения в глубь материала, что интенсифицирует процессы тепло- и массообмена.

ПЕРЕНОС ИЗЛУЧЕНИЯ В ОБЪЕКТАХ ОБЛУЧЕНИЯ

Перенос энергии инфракрасного излучения в пищевых продуктах и различных материалах, отличающихся от достаточно широко изученных мутных сред (атмосферный воздух, топочные газы и т. п.) большой оптической плотностью, сложностью и неоднородностью структуры, неравномерностью распределения влаги и другими свойствами, представляет собой сложный физический процесс. Мы уже знаем, что механизм и интенсивность этого процесса зависят от селективности (избирательности) свойств материалов рассеивать, поглощать и пропускать излучение волн различной длины, а также от распределения по спектру интенсивности излучения ИК-генераторов. В простейших случаях выполняется закон Бугера:

$$q_x(\lambda, T) = q_0(\lambda, T) \exp(-k_{\lambda} x) = (1 - R_{\text{пов}}(\lambda, T)) \times \times q_{\text{пад}} \exp(-k_{\lambda} x), \quad (\text{III—74})$$

где $q_x(\lambda, T)$ — спектральная плотность пропущенного потока излучения (слой с координатой x , считая начало координат на поверхности тела);
 $q_0(\lambda, T)$ — спектральная плотность потока излучения, проникающего в материал (при $x = 0$);
 k_{λ} — коэффициент поглощения;
 $R_{\text{пов}}(\lambda, T)$ — спектральная отражательная способность поверхности материала;
 $q_{\text{пад}}$ — спектральная плотность потока излучения, падающего на поверхность.

Следует напомнить, что закон Бугера точно описывает процесс пропускания энергии только для монохроматического излучения в области полос поглощения материалов, не рассеивающих энергии (при пропускании). Между тем многие авторы при описании ослабления лучистого потока в светорассеивающих средах пользуются экспоненциальной функцией, аналогичной закону Бугера; однако при этом коэффициент k_λ называют суммарным коэффициентом ослабления (экстинкции) и считают его равным сумме коэффициентов поглощения a_λ и рассеяния s_λ .

$$k_\lambda = a_\lambda + s_\lambda. \quad (\text{III}-75)$$

Указанная зависимость может быть получена, исходя из следующих рассуждений. Часть лучей, проникающих внутрь материала, диффузно отражается и рассеивается через наружные поверхности материала; другая часть диффузно отраженных лучей рассеивается внутри материала и поглощается в нем. Явления рассеяния и поглощения ослабляют интенсивность лучей, проникающих в материал:

$$dq = dq_s + dq_a, \quad (\text{III}-76)$$

где dq — общее ослабление лучистого потока на участке с толщиной слоя dx .

Согласно гипотезе Бугера — Ламберта уменьшение плотности спектрального лучистого потока при прохождении через слой материала толщиной dx прямо пропорционально плотности входящего потока q , т. е. ослабление лучистого потока за счет рассеяния $dq_s = -sqdx$.

Соответственно ослабление лучистого потока за счет поглощения $dq_a = -aqdx$.

Тогда

$$dq = -(s + a) q dx = -k_\lambda q dx,$$

где k_λ — общий коэффициент ослабления лучей (экстинкции), $1/\text{м}$.

Интегрируя последнее уравнение в пределах от q_0 до q_x , получим:

$$\int_{q_0}^{q_x} \frac{dq}{q} = -k_\lambda \int_0^x dx;$$

$$\ln \frac{q_x}{q_0} = -k_\lambda x; \quad q_x = q_0 \exp(-k_\lambda x).$$

Коэффициент k_λ является функцией λ , плотности и химического состава материала*. Строго теоретически экспоненциальную зависимость получить нельзя, а допустимость описания процесса такой зависимостью в каждом конкретном случае должна быть обоснована экспериментально. Кроме того, при описании ослабле-

ния лучистого потока в светорассеивающих средах такой экспериментальной формулой остается открытым вопрос об отраженной и поглощенной радиации, поскольку рассеяние должно сказаться и на этих величинах.

Пропускание и отражение лучистой энергии в светорассеивающих газообразных средах теоретически рассмотрено А. А. Гершуном и М. М. Гуревичем.

Базируясь на этих работах, Н. Г. Селюковым в результате проведенных экспериментальных измерений показано, что в спектральных областях с малым коэффициентом поглощения зависимость монохроматической пропускательной способности светорассеивающих твердых капиллярно-пористых материалов (таких, как бумага, ткани, картофель, мякоть фруктов и др.) от координаты слоя в общем случае не подчиняется экспоненциальному закону, а отражательная способность в значительной степени зависит от толщины слоя. В отдельных частных случаях экспоненциальная зависимость хорошо соответствует опытным данным. Кроме того, было установлено, что кривые, описывающие зависимость монохроматических пропускательной и отражательной способностей от толщины слоя, имеют аналогичный характер для всех перечисленных материалов.

В. В. Красниковым и С. Г. Ильясовым изучено рассеяние излучения внутри ряда материалов и установлено, что одной из главных причин отклонения от экспоненциального закона является многократное рассеяние, обусловленное комбинацией эффектов внутреннего рассеяния, отражения, вторичного излучения и т. д.

На основе решения системы дифференциальных уравнений переноса лучистой энергии в мутных средах Шустера—Шварцшильда относительно встречных потоков $q_{x=0}$ и $q_{x=l}$ при двустороннем облучении пластины толщиной l получено общее выражение для проникающего потока на глубину x :

$$q_x(\lambda, T) = q_{(x=0)} \frac{1 - \eta_\lambda}{1 - \Psi_\lambda^2} \left[\exp(-\tau_\lambda x) + \frac{\Psi_\lambda^2}{\tau_\lambda} \exp(\tau_\lambda x) \right] +$$

$$+ q_{x=l} \frac{1 - \eta_\lambda}{1 - \Psi_\lambda^2} \left[\exp\{-\tau_\lambda (l - x)\} + \frac{\Psi_\lambda^2}{\tau_\lambda} \exp\{\tau_\lambda (l - x)\} \right], \quad (\text{III}-77)$$

где $\Psi_\lambda = \eta_\lambda \exp(-\sigma_\lambda l)$;

$$\eta_\lambda = \frac{a_\lambda + s_\lambda - \tau_\lambda}{\tau_\lambda};$$

$$\tau_\lambda = \sqrt{a_\lambda(a_\lambda + 2s_\lambda)}.$$

Коэффициент σ_λ назван эффективным коэффициентом ослабления; он учитывает многократное рассеяние излучения внутри слоя

* По системе СИ в общем случае под коэффициентом ослабления м^{-1} понимается коэффициент, при котором на пути длиной 1 м амплитуда колебаний уменьшается в e раз. В данном случае под коэффициентом ослабления лучей понимается коэффициент, при котором на пути длиной 1 м плотность потока излучения уменьшается в e раз.

в отличие от k_λ , учитывающего однократное рассеяние излучения. Связь между ними установить нетрудно:

$$\sigma_\lambda = 1 - \frac{k_\lambda^2 - s_\lambda^2}{k_\lambda^2} = k_\lambda \sqrt{1 - \left(\frac{s_\lambda}{k_\lambda}\right)^2}. \quad (III-78)$$

Величина σ_λ всегда меньше величины k_λ и лишь в крайнем случае при очень слабом рассеянии $\left(\frac{s_\lambda}{k_\lambda} \ll 0,1\right)$ σ_λ равна ей.

Решение системы дифференциальных уравнений для встречных потоков при одностороннем облучении дало возможность С. Г. Ильясову установить взаимосвязь между оптическими характеристиками, а также функциональную связь между ними и экспериментально найденными терморadiационными характеристиками R_λ и D_λ для слоя конечной толщины l :

$$\sigma_\lambda = \frac{1}{l} \ln \left(\frac{1 - R_\lambda \cdot \eta_\lambda}{D_\lambda} \right);$$

$$a_\lambda = \frac{1 - \eta_\lambda}{1 + \eta_\lambda} \sigma_\lambda;$$

$$s_\lambda = \frac{2\eta_\lambda}{1 - \eta_\lambda^2} \sigma_\lambda.$$

По существу η_λ представляет собой отражательную способность $R_{\lambda\infty}$ оптически бесконечно толстого слоя ($\sigma_\lambda l \rightarrow \infty$).

МЕХАНИЗМ ТЕПЛО- И МАССОПЕРЕНОСА ПРИ ТЕРМОРАДИАЦИОННОЙ СУШКЕ

Проникновение лучистой энергии внутрь влажных материалов (продуктов) обуславливает некоторые особенности тепло- и массопереноса при инфракрасном облучении. Материалы, проницаемость которых изучена разными исследователями в диапазоне волн инфракрасного спектра, можно разбить на три группы: материалы с большой проницаемостью для потока лучистой энергии (стекло, бумага, шерстяные ткани и др.); материалы с малой проницаемостью (хлеб, картофель, песок, древесина и т. п.); материалы, практически непроницаемые для инфракрасных лучей (глина, диатомовый кирпич и т. п.).

Хотя внутрь многих материалов проникает только небольшая часть энергии излучения, однако вследствие значительной величины падающей энергии материал нагревается интенсивно. В связи с этим значительный интерес представляет анализ температурного

поля влажного материала при инфракрасном облучении. Температурное поле облучаемого материала свидетельствует об интенсивном прогреве слоев, расположенных на некоторой глубине. На рис. III-72 показано изменение температуры в различных точках образца теста-хлеба, прогреваемого инфракрасными лучами (работа О. И. Росляковой, Л. Я. Ауэрмана и автора). В качестве генератора излучения применены зеркальные лампы мощностью 500 Вт, рассчитанные на напряжение 220 В; расстояние между материалом и верхним излучателем — 70 мм и между материалом и нижним излучателем — 135 мм. Выпечка производилась на сплошном металлическом подице, температура которого была 230° С.

На рис. III-73 для аналогичного опыта показано распределение температуры по сечению образца в различные промежутки времени. Температура среды рабочей камеры в начале процесса

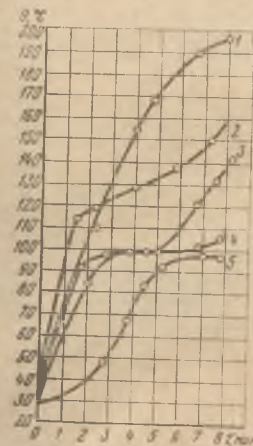


Рис. III-72. Изменение температуры теста-хлеба, прогреваемого инфракрасными лучами:
1 — поверхность образца; 2 — слой на глубине 2 мм; 3 — то же, 5 мм; 4 — то же, 8 мм; 5 — то же, 39 мм.

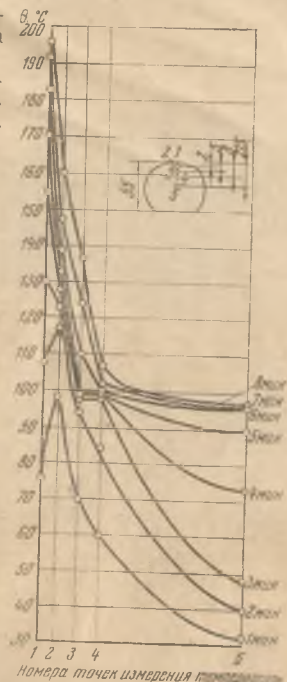


Рис. III-73. Распределение температуры по сечению образца теста-хлеба в различные моменты времени.

незначительна, затем она повышается до 80°C и в дальнейшем процессе выпечки не превышает 100°C . Из графиков видно, что в начале процесса, когда температура среды была ниже температуры поверхности образца, температура слоев, расположенных на глубине 1–2,5 мм, превышала температуру поверхностного слоя образца; температура слоя на глубине 8 мм в конце сравнительно кратковременного процесса «инфракрасной» выпечки составляет 107°C ; такая температура не может быть достигнута при обычной радиационно-конвективной выпечке (при температуре темных излучателей $300\text{--}400^{\circ}\text{C}$) за счет передачи тепла кондукцией через поверхностный слой образца.

Аналогичное anomальное распределение температуры зафиксировано в опытах П. Д. Лебедева при нагревании инфракрасными лучами слабообожженной керамической пластины (рис. III—74). Так как в этих опытах температура среды ($t_c = 65^{\circ}\text{C}$) в начале процесса была выше температуры поверхности пластины $\theta_{\text{пов}}$, то anomальное распределение температуры наступает не в начале процесса, как это отмечено в наших опытах при $t_c < \theta_{\text{пов}}$, а примерно на 50-й минуте, когда $\theta_{\text{пов}}$ становится выше t_c .

Таким образом, на некотором этапе процесса за счет отдачи тепла в окружающую среду температура поверхности материала ниже температуры глубже расположенных слоев. Однако при отсутствии теплопотерь в окружающую среду температура поверхности выше температуры глубже расположенных слоев.

Аналитическое обоснование указанной закономерности дано В. Д. Скверчаком. По данным С. Г. Ильсова, в поверхностном слое всегда поглощается в 5–20 раз больше энергии, чем в слоях, расположенных на глубине 1–2 мм.

По максимуму кривой распределения температуры по сечению материала можно судить о способности материала пропускать

ИК-излучение в соответствующем диапазоне длин волн. Однако, как указывает А. В. Лыков, следует учесть, что в капиллярно-пористых телах на температурное поле влияют также явления теплового скольжения (циркуляция газа в замкнутых макрокапиллярах), а в коллоидных телах — оказывает влияние молекулярное течение (эффузия газа в микрокапиллярах по направлению температурного градиента), которые интенсифицируют прогрев и обезвоживание поверхностных слоев материала.

Для тонких образцов, имеющих развитую удельную наружную поверхность, соответствие точки максимума кривой распределения температуры глубине проникновения инфракрасных лучей будет более полным. Такая картина представлена на рис. III—75, на котором изображена схема распределения температуры в пластах макаронного теста различной толщины при сушке инфракрасными лучами и температуре среды 40°C (опыты И. С. Мельниковой). При толщине пласта 10 мм распределение температуры аналогично распределению температуры при нагреве керамической пластины; при толщине же пласта 4,4 мм температура в центре уже на 8-й минуте становится выше температуры поверхностных слоев. В этом случае глубина проникновения лучей равна половине толщины пластины, а температура поверхностных слоев за счет отдачи тепла в окружающую среду снижается более интенсивно.

Мы приходим к выводу, что для характеристики проницаемости материалов для инфракрасных лучей недостаточно классифицировать материалы на пористые и коллоидные, а необходимо дать им более детальную характеристику, например: размеры пор (капилляров); характер их распределения; структура (закрытые, открытые и т. п.); нужно также учитывать вид связи влаги с материалом. Считают, что капиллярно-пористые материалы по сравнению с коллоидными поглощают больше энергии, так как тепловые лучи, попадая в поры, путем многочисленных отражений от их стенок почти полностью поглощаются. При этом, как было указано, большое значение имеют размеры пор и характер их распределения. Важно отметить, что с увеличением глубины проникновения лучей увеличивается и толщина слоя материала, в котором распределяется лучистая энергия. Поэтому при той же интенсивности излучения средняя температура этого слоя будет ниже, чем температура поверхностного слоя, поглощающего всю падающую на тело энергию. Если материал допускает нагрев в объеме до более высокой температуры, то при проникающем облучении можно применять более высокие интенсивности излучения и передать единице объема материала больше энергии, что будет заметно интенсифицировать процесс без опасности перегрева поверхности материала.

Как и В. Юбитц, мы считаем, что для многих материалов именно в этом заключается одно из основных преимуществ проникающего коротковолнового излучения. Однако еще раз следует напомнить о селективности оптических свойств различных материалов, о не-

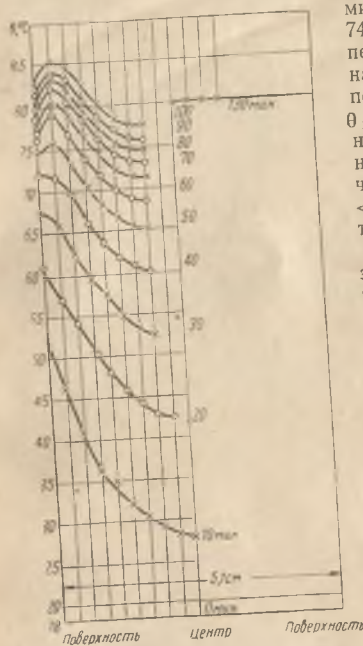


Рис. III—74. Распределение температуры по сечению керамической пластины при инфракрасном облучении.

обходимости 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.

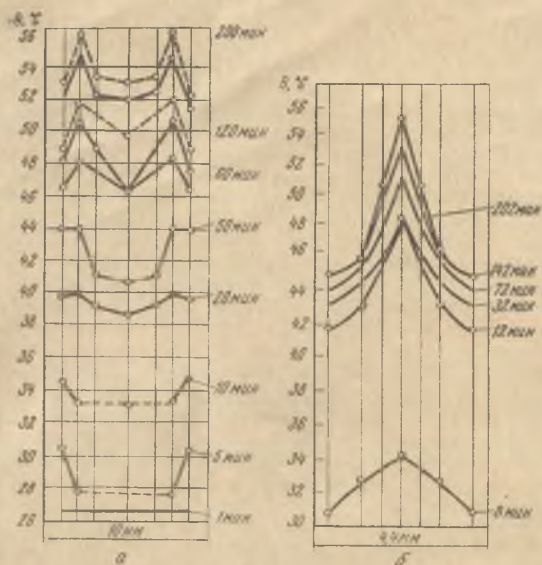


Рис. III—75. Распределение температуры в пластах макаронного теста при инфракрасном облучении.

В процессе нагрева влажных коллоидных материалов при изменении форм связи влаги с сухим скелетом материала изменяется также проникаемость для инфракрасного излучения. Так, надо полагать, что в процессе выпечки хлеба проникаемость обезвоживаемых слоев корки несколько повышается наряду с повышением проникаемости слоев теста, превращающихся в мякиш.

Чтобы получить более полную картину тепло- и массопереноса при инфракрасном облучении влажных материалов, необходимо проследить за кинетикой влагоотдачи и изменением поля влажности этих материалов в процессе облучения.

На рис. III—76 показана кривая кинетики влагоотдачи в процессе выпечки хлеба лампами инфракрасного излучения (данные О. И. Росляковой и автора). Из рисунка видно, что в течение 1-й минуты потери массы (веса) не наблюдаются и в то же время температура слоя, расположенного на глубине 2 мм, составляет около 100°С, т. е. очевидно, что обезвоживание этого слоя произошло в связи с перемещением влаги внутрь образца за счет значительного температурного градиента. Действительно, если принять распределение температуры по сечению образца параболическим, то скалярная величина градиента температуры

$$\text{град } \theta \approx \frac{2}{R} (\theta_{\text{поверх}} - \theta_{\text{ц}}) = \frac{2}{2,75} (100 - 30) \approx 50 \text{ град/см.}$$

Аналогичная картина видна из кривых (рис. III—77), характеризующих изменение влажности по сечению слоя влажного песка (а) и глины (б) при сушке инфракрасными лучами от темных излучателей (данные П. Д. Лебедева). Из рисунка видно, что в начале процесса влажность в нижних слоях увеличивается по сравнению с начальной влажностью, причем более интенсивное перемещение влаги наблюдается при сушке песка.

При параболическом распределении температуры и влажности перепад влагосодержаний Δu по толщине слоя представлен А. В. Лыковым в виде:

$$\frac{\Delta u}{u_0} = \frac{1}{2} K l_m + P n \frac{\Delta \theta}{t_c}$$

где u_0 — среднее начальное удельное влагосодержание материала;
 $K l_m$ — массообменный критерий Кирпичева; $K l_m = \frac{q_m R}{a_m \rho_0 u_0}$
 q_m — плотность потока влаги;
 a_m — коэффициент диффузии влаги;
 ρ_0 — плотность сухого вещества материала;

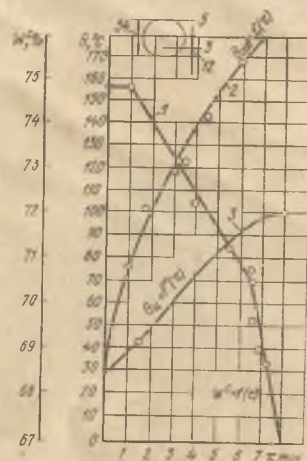


Рис. III—76. Кривая кинетики влагоотдачи теста-хлеба при инфракрасном облучении:
 $1 - W^c = f(\tau)$; $2 - \theta_{\text{пов}} = f_1(\tau)$; $3 - \theta_{\text{ц}} = f_2(\tau)$.

P_n — критерий Поснова; $P_n = \frac{\delta_p \Delta \theta}{\Delta u}$;

$\Delta \theta$ — перепад температур по толщине слоя;
 t_c — температура среды.

Из последней формулы видно, что для материалов с относительно большим коэффициентом δ_p перепад влагосодержаний будет больше. Таким образом, при сушке (выпечке) инфракрасными лучами

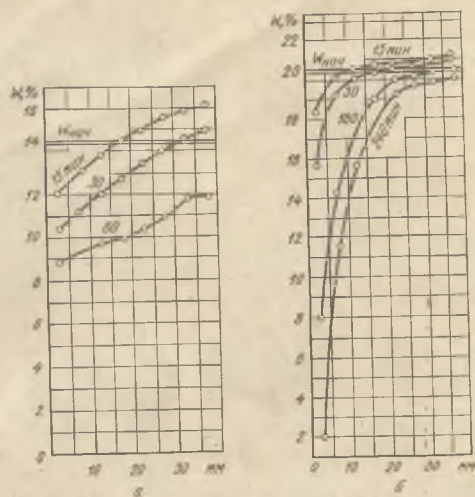


Рис. 111-77. Распределение влажности по сечению слоя песка (а) и глины (б) при сушке инфракрасными лучами. Режимы сушки: $t_{изл} = 300^\circ\text{C}$; $h = 30$ мм; $v \approx 0$ для песка и $v = 2$ м/с для глины.

в материалах создаются значительные градиенты температуры, в связи с чем имеет место перемещение влаги по направлению теплового потока — явление термовлагопроводности. Как известно, в общем случае выражение для потока влаги имеет вид:

$$q_m = -a_m \rho_0 \nabla u_z - a_m \rho_0 \delta \nabla \theta_z,$$

где индекс «з» — означает зону максимальной температуры в материале;

∇u_z и $\nabla \theta_z$ — градиенты влагосодержания и температуры.

Если температурный градиент значителен, то $\delta(\nabla \theta)_z > (\nabla u)_z$, и влага перемещается внутрь материала. Такой механизм перемещения влаги характерен для процессов, происходящих при значительном тепловом напряжении поверхностной зоны материала; такими процессами являются радиационно-конвективная выпечка и сушка инфракрасными лучами.

При значительном влагосодержании материалов перенос влаги в основном происходит в виде жидкости. Следует учесть, что при этом внутрь тела перемещаются водорастворимые вещества, представляющие ценность для качества материала (продукта). В связи с этим интересно отметить, что при сушке инфракрасными лучами в большей мере сохраняются качественные показатели продуктов, нагреваемых до сравнительно невысокой температуры. Известно, что продукты, высушенные инфракрасными лучами, во многом сходны с продуктами, высушенными на солнце.

Автором было обращено внимание на то, что поток влаги переносит некоторое количество тепла внутрь материала.

Перемещение влаги внутрь материала является фактором, замедляющим процесс сушки. Кроме того, значительные градиенты влажности в материале могут привести к короблению и растрескиванию, особенно в начале процесса, когда градиенты достигают большой величины. С течением времени градиент температур уменьшается, термоградиентный коэффициент с повышением температуры материала обычно также уменьшается и начинается перемещение влаги в обратном направлении — из центральных слоев к зоне испарения, обусловленное градиентом влажности. В коллоидных телах, характеризующихся сравнительно небольшим коэффициентом диффузии влаги, влага перемещается к зоне испарения медленно и процесс сушки инфракрасными лучами, как и при других методах сушки, протекает менее интенсивно.

Для рациональной сушки инфракрасными лучами таких медленно сохнущих материалов рекомендуются следующие способы: 1) там, где это возможно, производить сушку в сравнительно тонком слое; 2) для толстых материалов применять переменные режимы сушки и, в частности, прерывистое облучение.

Чтобы при сушке инфракрасными лучами расход энергии был минимальный, В. Юбитц рекомендует сушить продукты при следующей толщине слоя (в мм): мука — 10; овсяные хлопья — 20; ростки пшеницы — 10; фрукты и овощи — 10—15.

Переменные режимы дают возможность создать оптимальные условия сушки с учетом специфических свойств материалов как объектов облучения. Так, по данным Дерибери, 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 яблоч 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 как за счет влажностности, так и благодаря термовлажностности. 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 терморрадиационной сушки в кипящем и виброкипящем слое.

ОСНОВНЫЕ РАСЧЕТНЫЕ СООТНОШЕНИЯ

Энергия инфракрасного излучения, проникающего внутрь материала, что очень важно для сохранения его качества, а также снизить расход электроэнергии (при сушке высокотемпературными инфракрасными излучателями). Для дисперсных материалов целесообразно применение терморрадиационной сушки в кипящем и виброкипящем слое.

$$\frac{\partial T}{\partial \tau} = a \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{1}{\rho c_p} Q_V(x, T). \quad (III-79)$$

В уравнении (III-79) $Q_V(x, T)$ представляет собой энергию излучения, поглощенную единицей объема материала в плоскости x (Вт/м^3). Эта величина имеет вид:

$$Q_V(x, T) = \int_{\lambda_1}^{\lambda_2} q_{\lambda}(x, \lambda, T) d\lambda, \quad (III-80)$$

где $q_{\lambda}(x, \lambda, T)$ — энергия монохроматического излучения, проникающего в глубь материала и поглощаемого в единицу времени в единице объема с координатой x , рассчитанная на единицу интервала длин волны, $\text{Вт/(м}^3 \cdot \text{мкм)}$.

* Величина коэффициента экстинкции для ряда материалов настолько велика, что мощность внутреннего источника тепла Q_V очень мала ($Q_V \rightarrow 0$). В этих случаях А. В. Лыков рекомендует источник тепла вводить не в дифференциальное уравнение теплопереноса, а в граничное условие:

$$\lambda^*(\nabla t)_{\text{пов}} + a(t_c - t_n) + q_n - r q_m = 0.$$

Рекомендуемый предельный наименьший размер тела, когда Q_V вводится в уравнение теплопереноса, составляет примерно 10 мм.

Пусть известен закон поглощения в виде:

$$q_{\lambda}(x, \lambda, T) = A(x, \lambda, T) q_n(\lambda),$$

где $q_{\lambda}(x, \lambda, T)$ — поглощенная часть плотности падающего потока монохроматического излучения;
 $A(x, \lambda, T)$ — спектральная поглощательная способность материала, как функция толщины слоя в плоскости x , T — температуры материала и λ длины волны;
 $q_n(\lambda)$ — спектральная плотность потока на поверхности материала, рассчитанная на единицу длины интервала волн спектра, $\text{Вт/(м}^2 \cdot \text{мкм)}$.

Тогда величина $q_V(x, \lambda, T)$ равна первой производной от $q_{\lambda}(x, \lambda, T)$ по x :

$$q_V(x, \lambda, T) = \frac{\partial q_{\lambda}(x, \lambda, T)}{\partial x} = q_n(\lambda) \frac{\partial A(x, \lambda, T)}{\partial x}. \quad (III-81)$$

Подставив (III-81) в (III-80), получим уравнение для Q_V :

$$Q_V = \int_{\lambda_1}^{\lambda_2} q_n(\lambda) \frac{\partial A(x, \lambda, T)}{\partial x} d\lambda. \quad (III-80')$$

Тогда уравнение теплопроводности для одномерной задачи с дополнительным членом, учитывающим поглощенную энергию интегрального излучения, будет иметь вид:

$$\frac{\partial T}{\partial \tau} = a \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{1}{\rho c_p} \int_{\lambda_1}^{\lambda_2} q_n(\lambda) \frac{\partial A(x, \lambda, T)}{\partial x} d\lambda. \quad (III-79')$$

Величина $A(x, \lambda, T)$ для одностороннего облучения может быть определена по формуле В. В. Красникова и С. Г. Ильясова (III-77), считая $q_{x=0} = 0$:

$$A(x, \lambda, T) = 1 - \frac{q_{\lambda}(\lambda, T)}{q_{\lambda=0}} = 1 - \frac{1 - \tau_{\lambda}}{1 - \tau_{\lambda}^2} \left[\exp(-\sigma_{\lambda} x) + \frac{\psi_{\lambda}^2}{\tau_{\lambda}} \exp(\sigma_{\lambda} x) \right]. \quad (III-82)$$

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. III-78, кривые 1 и 2).

Значения, по которым построены кривые, рассчитаны Ю. М. Плаксиным по формуле:

$$\lambda_{\text{макс}} = 0,666 + 0,509 \exp[(2100 - T) 9,64 \cdot 10^{-4}] \text{ мкм} \quad (III-83)$$

(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. Проведенные в МТИППе (Ю. М. Плаксин, В. И. Сыроедов, автор) расчеты показали, что спиралью кварцевых ИК-генераторов в этом диапазоне излучается 98,6% при $T = 2800$ К, а при $T = 2600$ К — 99,4% энергии.

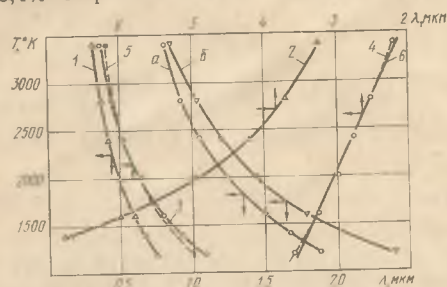


Рис. III—78. Значения $\lambda_{\text{макс}}$ в зависимости от T для вольфрама (кривая 1) и абсолютно черного тела (2) и рекомендуемые пределы суммирования λ в уравнении (III—79').

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, которые аппроксимируются эмпирическими уравнениями (III—83'), представленными кривыми 5 и 6:

$$\lambda_1 = 0,52 \lambda_{\text{макс}}; \quad \lambda_2 = 4,27 - 6,2 \cdot 10^{-4} T. \quad (\text{III—83}')$$

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 могут быть поставлены две задачи.

1. Зная поверхностную плотность потока облучения $[q_{\text{обл}} (\text{Вт}/\text{м}^2)]$ от выбранных генераторов при принятых параметрах их расположения (выбор производится в соответствии с требованиями оптимального технологического режима обработки продукта), определяем продолжительность процесса.

2. Задаваясь временем процесса и рассчитывая потребное количество энергии, определяем $q_{\text{обл}}$ и производим выбор и расстановку генераторов.

Методика 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 XI). Особенностью этих установок является непосредственное облучение материала в рабочей камере, поэтому целесообразно написать уравнение баланса для объекта облучения:

$$dQ_{\text{обл}} = dQ_V + dQ_{\text{пот}}, \quad (\text{III—84})$$

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,

$$dQ_{\text{обл}} = q_n(T_{\text{изл}}, S, h_0) F_{\text{обл}} \bar{A}_m(T, \tau) d\tau, \quad (\text{III—85})$$

где $q_n(T_{\text{изл}}, S, h_0)$ — 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/м²;

$F_{\text{обл}}$ — площадь облучаемой поверхности материала, м²;

$\bar{A}_m(T, \tau)$ — поглощательная способность 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).

На рис. III—79 представлена сетчатая номограмма для определения параметров взаиморасположения практически бесконечного количества (21 шт.) по ширине рабочей камеры генераторов ИК-излучения (КИ 220-1000) и объектов облучения. Схема пользования номограммой показана на рисунке.

Если при $T = \text{const}$ и $q_n = \text{const}$ $\bar{A}_m$ 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 способствует рациональному использованию его, то

$$dQ_{\text{обл}} = [q_n(T_{\text{изл}}, S, h_0) \bar{A}_m + q_p(T_{\text{изл}}, S, h_p) \bar{A}_m] F_{\text{обл}} d\tau, \quad (\text{III—86})$$

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.

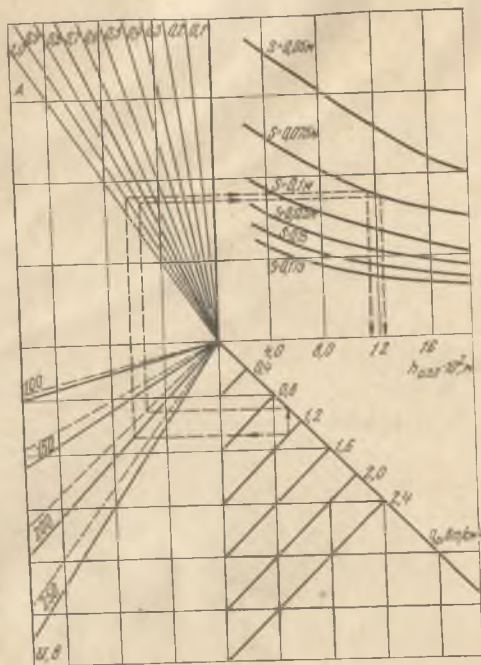


Рис. III—79. Сетчатая номограмма для определения параметров взаимного расположения генераторов ИК-излучения: $h_{изл}(h_0)$ —высота расположения ИК-генераторов над поверхностью объекта; S —шаг расположения излучателей; A —поглощательная способность материала для лучистого потока, отраженного от рефлектора или непосредственно падающего от излучателя; U —напряжение на излучателях; пунктиром обозначены прямые, учитывающие отражательную способность полированного алюминия, принятого в качестве материала отражателя; q_0 —плотность потока, проникшего в материал (в данном случае $q_{обл}$).

Поглощательные способности $\bar{A}_m$ и $\bar{A}_m$ можно определить по формулам усреднения с учетом выражения (III—77).

Для учета многократных отражений между объектом облучения и рефлектором, а также для учета поглощения среды рабочей камеры величину $d Q_{обл}$ 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, экранировки части отражающей поверхности источником излучения, собственного излучения отражателя и т. д.

Обозначим

$$q_n(T_{изл}, S, h_0) \bar{A}_m + q_p(T_{изл}, S, h_0) \bar{A}_m = q_{обл},$$

тогда

$$dQ_{обл} = q_{обл} F_{обл} d\tau, \quad (III-87)$$

Энергия, поглощенная материалом, расходуется на его нагрев и испарение влаги:

$$dQ_v = dQ_m + dQ_n, \quad (III-88)$$

Энергия (тепло), затраченная на нагрев материала,

$$dQ_m = G_m c_m dt_m, \quad (III-89)$$

где G_m — масса облучаемого материала, кг/с;

c_m — его удельная теплоемкость (в общем случае является функцией влажности), Дж/(кг · К);

dt_m — изменение температуры материала, °С.

Энергия (тепло), затраченная на испарение влаги,

$$dQ_n = q_m r F d\tau, \quad (III-90)$$

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 (тепла) нагреваемым материалом в окружающее пространство

$$dQ_{пот} = \alpha_{конв} (t_{п.м} - t_a) F d\tau + 4,9 \epsilon_{пр} \left[\left(\frac{T_{п.м}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{пов}}{100} \right)^4 \right] F d\tau, \quad (III-91)$$

где $\alpha_{конв}$ — коэффициент теплоотдачи конвекцией, Вт/(м² · К);

$t_{п.м}$ — средняя температура поверхности материала за отрезок времени dt ;

t_a — температура воздуха;

$T_{пов}$ — температура поверхности внутренних ограждений, К;

$\epsilon_{пр}$ — приведенная степень черноты облучаемого тела и внутренних ограждений сушильной камеры; $4,9 \epsilon_{пр} = C_{пр}$;

$C_{пр}$ — приведенный коэффициент излучения.

Формулу (III-91) можно представить в таком виде:

$$dQ_{\text{пот}} = \alpha_{\text{конв}} (t_{\text{п.м}} - t_{\text{в}}) F d\tau + \alpha_{\text{изл}} (t_{\text{п.м}} - t_{\text{в}}) F d\tau = (\alpha_{\text{конв}} + \alpha_{\text{изл}}) (t_{\text{п.м}} - t_{\text{в}}) F d\tau = \alpha_{\text{общ}} (t_{\text{п.м}} - t_{\text{в}}) F d\tau;$$

$$\text{где } \alpha_{\text{общ}} = \alpha_{\text{конв}} + \alpha_{\text{изл}} = \alpha_{\text{конв}} + C_{\text{пр}} \cdot 10^{-8} (T_{\text{п.м}}^2 + T_{\text{пов}}^2) \times (T_{\text{п.м}} + T_{\text{пов}}). \quad (\text{III-92})$$

П. Д. Лебедев рекомендует принимать $\alpha_{\text{общ}} \approx 18,6 \div 23,2 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$.

Определив значение отдельных составляющих уравнения баланса энергии (III-84), 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

$$k_f = \frac{F}{F_{\text{обл}}} \quad \text{и} \quad m = \frac{F}{V_m},$$

то можно написать:

$$q_{\text{обл}} d\tau = \frac{c_m t_m}{m} k_f dt_m + q_m r k_f d\tau + \alpha_{\text{общ}} (t_{\text{п.м}} - t_{\text{в}}) k_f d\tau.$$

Из последнего уравнения

$$d\tau = \frac{dt_m}{B + D(t_{\text{п.м}} - t_{\text{в}})}, \quad (\text{III-93})$$

где

$$B = \frac{(q_{\text{обл}} - q_m r k_f) m}{c_m \rho_m k_f};$$

$$D = -\frac{\alpha_{\text{общ}} m}{c_m \rho_m}.$$

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 $k > 1$; в частном случае, при конвективной сушке тонких материалов, а также при инфракрасной сушке тонких пленок на металлической подложке в период постоянной скорости можно принять $k \approx 1$.

При зональном методе расчета можно принять $k_z = \text{const}$, тогда получим:

$$d\tau = \frac{dt_m}{B + Dk(t_m - \frac{t_{\text{в}}}{k})}.$$

Интегрируя в пределах изменения температуры материала от $t_{\text{нач}}$ до $t_{\text{кон}}$, получим выражение для расчета продолжительности нагрева при терморadiационно-конвективной сушке τ :

$$\tau = \frac{1}{Dk} \ln \frac{B + Dk(t_{\text{кон}} - \frac{t_{\text{в}}}{k})}{B + Dk(t_{\text{нач}} - \frac{t_{\text{в}}}{k})}. \quad (\text{III-93}')$$

Данная методика справедлива, когда конвективная составляющая потока соизмерима с потоком излучения. Если $q_{\text{обл}} \gg q_{\text{конв}}$, членом $\alpha_{\text{общ}} (t_{\text{п.м}} - t_{\text{в}}) k/d\tau$ можно пренебречь; тогда при тех же допущениях (постоянство коэффициента B) время

$$\tau = \frac{1}{B} (t_{\text{кон}} - t_{\text{нач}}).$$

В общем случае расчет целесообразно производить, используя критерий Ребиндера (см. часть вторую).

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 (III-93).

В связи со сложностью решения этой задачи в общем виде обычно расчетные формулы получают на основании обработки экспериментальных данных. В качестве примера можно сослаться на формулу для расчета продолжительности сушки семян подсолнечника в кипящем слое при комбинированном радиационно-конвективном энергоподводе, полученную А. С. Васильевой и автором (см. часть вторую).

Сушка 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, термовлагопроводность препятствует удалению влаги из материала.

Особенностями сушки в электрическом поле токов высокой частоты является 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 тепла в окружающую среду. Через некоторое время от начала сушки температура материала начинает снижаться, так как по мере снижения влажности материала уменьшается количество выделяемого в нем тепла.

Давно было замечено, что в материалах, находящихся под воздействием переменного электрического и магнитного поля, происходит выделение тепла. Расход энергии на нагрев являлся потерей, как, например, потеря на нагрев стального сердечника электромагнита или потеря на нагрев изоляции электротехнических устройств.

В начале нашего столетия были сделаны попытки использовать электрический ток промышленной частоты (до 50 Гц) для внутреннего нагрева материалов при технологических процессах. Однако опыты по сушке древесины электроконтактным нагревом (когда материал был зажат между электродами) при частоте тока 20—30 Гц не дали положительных результатов. Причиной этого явился неравномерный прогрев материала, слои которого в местах контакта с электродами перегревались и высыхали значительно интенсивнее, чем остальная масса; в результате этого нарушался контакт между материалом и электродами*. Работами Я. Г. Островского по электроконтактной выпечке показано, что прогрев теста и образование мякиша происходят весьма интенсивно, но корки хлеба не образуются; объясняется это тем, что при 80—90° С начинается интенсивное испарение; при этом сопротивление у электродов значительно возрастает, что наряду с конденсацией пара на электродах обуславливает прекращение процесса.

Другая картина имеет место при нагреве и сушке материалов в поле токов высокой частоты.

Бурное развитие радиотехники и техники высоких частот началось в нашей стране после Великой Октябрьской социалистической революции. Приоритет применения поля токов высокой частоты для нагрева принадлежит советским инженерам и ученым. В Нижегородской радиолaborатории, созданной в 1918 г. при непосредственном участии Владимира Ильича Ленина, М. А. Бонч-Бруевич впервые использовал энергию поля токов высокой частоты для нагрева

* В последние годы в ИТМО АН БССР проведены работы по применению тока промышленной частоты для сушки древесины, бетона и других материалов путем использования металлических сеток (решеток), прокладываемых между досками. Ток проходит по контуру, расположенному по периметру камеры, металлические сетки как ферромагнитные элементы нагреваются в результате электромагнитной индукции и передают тепло материалу в основном путем кондукции и термизлучения. Вопрос о технико-экономической эффективности указанного метода является дискуссионным.

электродов электронных ламп при откачке из них газов. В дальнейшем после освоения производства мощных высокочастотных генераторов электрическое поле высокой частоты нашло промышленное применение для термической обработки металлов, а также для нагрева и сушки диэлектриков и полупроводников.

Значительные работы по высокочастотной плавке металлов, нагреву металла дляковки, сварки, пайки и наплавке, поверхностной закалке металлов и т. п. выполнены В. И. Вологдиным и его учениками в Ленинградском институте промышленного применения токов высокой частоты.

Первые работы по использованию поля токов высокой частоты для сушки были проведены в СССР Н. С. Селюгиным в Ленинградском филиале Центрального научно-исследовательского института механической обработки древесины. В 1933 г. в системе пищевой промышленности была организована Центральная научно-исследовательская лаборатория электромагнитных волн (Москва), работы которой были освещены в вышедшем в 1940 г. специальном сборнике.

В последующие годы были проведены исследования по применению электрического поля высокой частоты: для сушки и обжарки пищевых продуктов (сахар-рафинад, бобы какао, арахис, кунжут и др.) А. А. Рудзицким (ЦИНС), А. Т. Птушкиным (МТИП), Б. Я. Жуховицким (МЭИ) и др.; для выпечки А. А. Павловым, О. И. Росляковой, Л. Я. Ауэрманом, А. С. Гинзбургом и др. Работы в области применения поля высокой частоты для сушки и дезинсекции зерна проводились П. П. Тарутиным и др. (ВНИИЗ) и Н. В. Книппер (ВИЭСХ).

Исследование тепло- и массообмена при сушке в электрическом поле высокой частоты проведено Г. А. Максимовым (МТИП); сублимационная сушка при энергоподводе в поле высокой (ВЧ) и сверхвысокой частоты (СВЧ) изучена Э. И. Гуйго (ЛТИХП) и А. З. Вольным (МИХМ).

Важные работы по использованию электрической энергии для различных технологических процессов проведены в Институте прикладной физики АН Молдавской ССР акад. АН Молдавской ССР Б. Р. Лазаренко, М. К. Бологой, Э. Я. Зафриным и др.

Значительные работы по применению СВЧ нагрева различных продуктов и материалов проводятся Н. Е. Федоровым и И. А. Роговым с сотрудниками (МТИММП), а по использованию поля СВЧ в процессах и аппаратах общественного питания А. Н. Вышелеским, С. В. Некрутманом и др. (МИНХ им. Г. В. Плеханова).

Основные вопросы высокочастотного нагрева диэлектриков и полупроводников изложены в специальной литературе.

Для металлов обычно применяется так называемый индукционный нагрев детали, находящейся внутри катушки индуктора, по которой пропускается ток высокой частоты. При этом в детали возникают вихревые токи, за счет чего она нагревается. Высоко-

частотный нагрев (диэлектрический нагрев) диэлектриков и полупроводников, к которым относятся и влажные материалы, можно производить между пластинами конденсатора, к которым подводится напряжение высокой частоты.

Обычно на практике для диэлектрического нагрева используются колебания с частотой от нескольких сот килогерц (кГц) до сотен мегагерц (МГц). В последние годы находит применение нагрев в поле СВЧ (сантиметровый диапазон с частотой в тысячи МГц). Как известно, частота колебаний ν находится в обратной зависимости от длины волны λ : $\nu = \frac{c}{\lambda}$, где c — скорость распространения света; $c \approx 300\,000$ км/с.

В табл. III—18 приведена классификация частот по диапазонам.

ТАБЛИЦА III—18

Классификация частот

Диапазон	Длина волны λ , м	Частота ν (или f)
Средневолновой	1000—100	300—3000 кГц
Коротковолновой	100—10	3—30 МГц
Метровый	10—1	30—300 МГц
Дециметровый	1—0,1	300—3000 МГц
Сантиметровый	0,1—0,01	3000—30000 МГц

При дальнейшем уменьшении длины волны и соответствующем увеличении частоты наступает область инфракрасного излучения, используемая при терморадикационной сушке. На рис. III—80 показана характеристика спектра электромагнитных волн, в которой

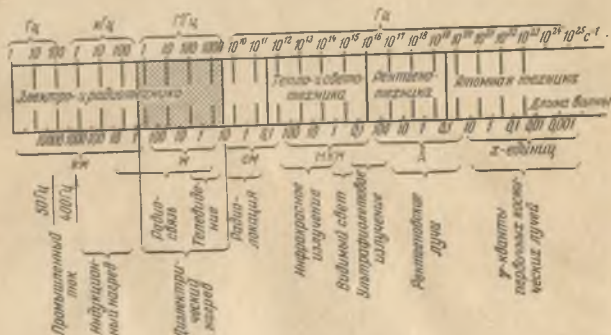


Рис. III—80. Спектр электромагнитных волн.

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 внутриатомными или внутримолекулярными силами. Под воздействием внешнего электрического поля (например, между пластинами конденсатора) небольшое количество свободных электрических зарядов, имеющихся 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 $I_{см}$ будет опережать приложенное напряжение U на угол $\frac{\pi}{2}$ (четверть периода), т. е. он будет иметь емкостный характер: $I_{см} = I_c$.

В реальном диэлектрике колебания молекул (поворот диполей) связаны с трением частиц между собой; в результате этого в массе (объеме) материала выделяется тепло. Таким образом, энергия, затрачиваемая на поляризацию диэлектрика, генерируется в нем в виде теплоты. Чем больше частота электрического поля, тем больше выделяется тепла. 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 $I_{см}$ опережает приложенное напряжение на угол $\varphi < \frac{\pi}{2}$.

(рис. III—81); это значит, что вектор тока смещения $\vec{I}_{см}$ сдвинут по отношению к вектору напряжения на угол φ , а относительно вектора емкостного тока $\vec{I}_c$ — на угол δ . Этот угол называется углом диэлектрических потерь, он дополняет угол φ до $\pi/2$ и характеризует отставание поляризации от напряженности поля.

Для определения количества тепла, выделяемого в единице объема диэлектрика, надо рассчитать удельные диэлектрические потери, т. е. потерю мощности p в единице объема V (Вт/см³):

$$p = \frac{P}{V} \quad (III-94)$$

где P — общая потеря мощности (Вт) в диэлектрике емкостью C , находящемся под переменным напряжением U при частоте f .

Известно, что $P = UI_{см} \cos \varphi$.

В это уравнение подставляем значение $I_{см} = \omega CU$, где угловая частота поля $\omega = 2\pi f$.

Таким образом, потеря мощности в диэлектрике

$$P = U^2 \cdot 2\pi f C \cos \varphi$$

Можно заменить $\cos \varphi = \sin(90^\circ - \varphi) = \sin \delta$.

Так как угол δ мал, то можно принять $\sin \delta \approx \tan \delta$, тогда

$$P = U^2 \cdot 2\pi f C \tan \delta \quad (III-94)$$

Подставляя значение P в формулу (III—94) и заменяя $V = Sd$ (S — поверхность рабочей части пластин конденсатора, а d — расстояние между ними), получим

$$p = \frac{U^2 \cdot 2\pi f C \tan \delta}{Sd} \quad (III-95)$$

Учитывая, что в однородном поле $\frac{U}{d} = E$ (E — напряженность поля, В/см) и емкость $C = \frac{\epsilon S}{d}$ (ϵ — диэлектрическая проницаемость материала), получим

$$p = E^2 \cdot 2\pi f \epsilon \tan \delta \quad (III-96)$$

Если f выражено в Гц, а E в В/см, то для p в Вт/см³ получим выражение:

$$p = E^2 f \frac{\epsilon \tan \delta}{1,8 \cdot 10^{12}}$$

Таким образом, удельные диэлектрические потери, а следовательно, и количество тепла, выделяемое в единице объема диэлектрика, зависят от параметров поля высокой частоты E и f и от диэлектрических свойств материала ϵ и $\tan \delta$.

По аналогии с терминологией электроизоляционной техники произведение $\epsilon \tan \delta$ называется коэффициентом (фактором) диэлектрических потерь.

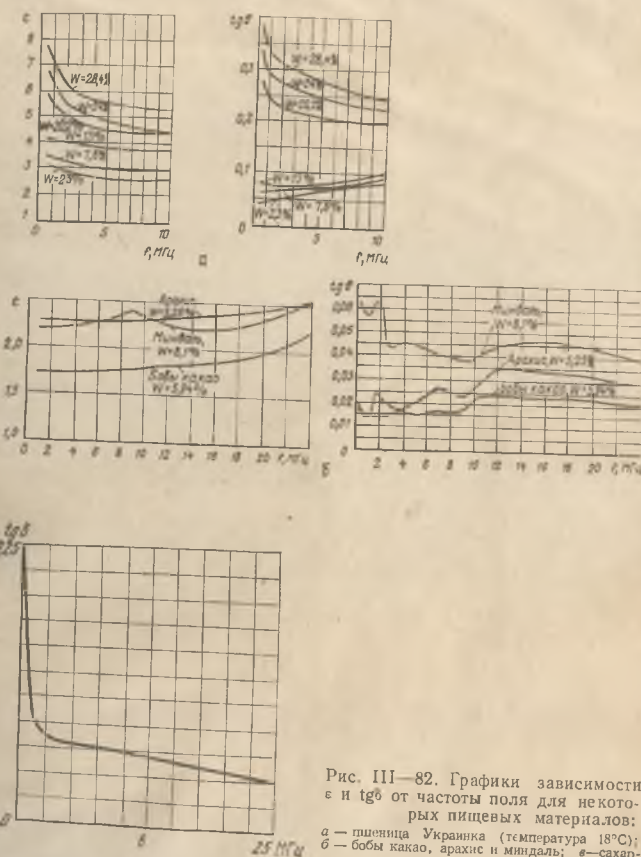


Рис. III—82. Графики зависимости ϵ и $\tan \delta$ от частоты поля для некоторых пищевых материалов:
а — пшеница Украинка (температура 18°C);
б — бобы какао, арахис и миндаль; в — сахар-рафинад (влажность 3%).

Следует учесть, что электрофизические характеристики материала зависят от частоты поля f . На рис. III—82 приведены кривые, характеризующие изменение тангенса угла потерь в зависимости от частоты поля для некоторых пищевых материалов.

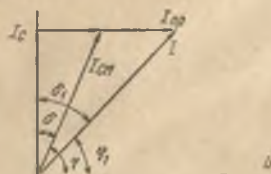


Рис. III—83. Векторная диаграмма полупроводника.

Влажные материалы относятся к полупроводникам, для которых наряду с поляризацией имеет место перемещение свободных зарядов, т. е. общий ток в цепи $I = I_{см} + I_{пр}$, где $I_{пр}$ — ток, обусловленный активной проводимостью материала.

Угол общих потерь (рис. III—83) δ_1 больше угла диэлектрических потерь δ , а угол $\phi_1 < \phi$. Общее количество тепла, выделяемого во влажном материале, находящемся в поле высокой частоты, определяется суммой диэлектрических потерь и потерь, вызванных током сквозной проводимости.

В табл. III—19 приведены электрофизические характеристики некоторых пищевых материалов и продуктов. Из этих данных видно, что с повышением влажности материалов значение электрофизических характеристик значительно увеличивается, и наоборот, при снижении влажности материалов произведение $\epsilon \lg \delta$ уменьшается. Поэтому в процессе сушки наступает момент, когда количество тепла, выделяемого в объеме материала, уменьшается и температура высушиваемого материала начинает снижаться. Эта закономерность хорошо иллюстрируется температурными кривыми бобов какао при нагреве их в высокочастотном поле на конвейере (А. Т. Птушкин) (рис. III—84).

Значения электрофизических характеристик материалов ϵ и $\lg \delta$ и графики изменения их в 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 (III—96) при выбранной напряженности E и графиком зависимости $\epsilon \lg \delta$ от f . При этом удельная мощность p (Вт/см³) рассчитывается по балансовому уравнению, учитывающему расход тепла на нагревание материала и на испарение (выпаривание) влаги:

$$p = \frac{1}{\tau} \left[c_V (\theta_2 - \theta_1) + r \frac{G_{вд}}{V} \right], \quad (III-97)$$

где τ — продолжительность нагрева, с;
 c_V — объемная теплоемкость материала, Дж/(см³ · К); $c_V = c\rho$;
 c — удельная теплоемкость материала, Дж/(г · К);
 ρ — плотность материала, г/см³;

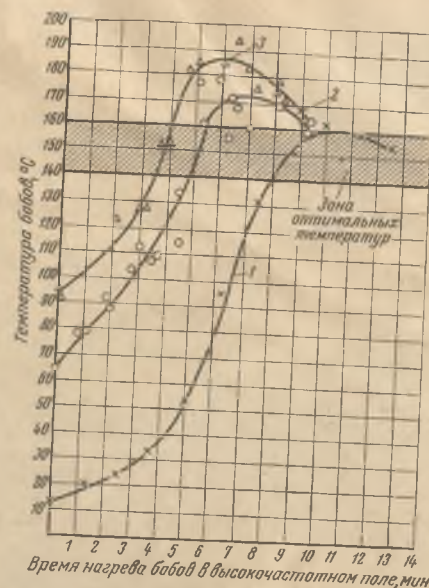


Рис. III—84. Температурные кривые бобов какао при нагреве в поле высокой частоты: 1 — без предварительного нагрева бобов; 2 — с предварительным нагревом до 60—65°C; 3 — с нагревом до 92—94°C.

ТАБЛИЦА III—19
 Электрофизические характеристики пищевых материалов (при $f = 10$ МГц)

Материал (продукт)	Влажность %	$\lg \delta$	ϵ	Источник
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	
Бобы какао	2,3	0,075	2,7	А. Т. Птушкин, А. А. Рудзич-кий
Арахис	5,94	0,02	1,77	
Миндаль	5,25	0,026	2,3	
Сахар-рафинад	8,1	0,038	2,31	
	3,0	0,09	—	

θ_1 и θ_2 — начальная и конечная температуры материала, °С;
 $G_{вд}$ — масса (вес) удаленной влаги за время τ , г;
 r — удельная теплота парообразования, Дж/г влаги;
 $V = \frac{G}{\rho}$ — объем материала, см³;
 G — масса материала, г.

Подставляя в уравнение (III—97) значения c_V и V , получим в Вт/см³:

$$p = \frac{\rho}{\tau} \left[c (\theta_2 - \theta_1) + r \frac{G_{вд}}{G} \right].$$

При выборе допускаемой напряженности поля $E_{доп}$ пользуются соотношением:

$$E_{доп} = (0,5 \div 0,7) E_{проб},$$

где $E_{проб}$ — пробойная напряженность, характеризующая электрическую прочность материала.

Частоты тока и соответственно длина волны должны выбираться также из условия обеспечения равномерного нагрева материала. Вследствие появления стоячих волн, когда длина волны λ_r 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_r связывают соотношением: $l = (0,05 \div 0,1) \lambda_r$.

При этом надо также учитывать, что с уменьшением частоты увеличивается к. п. д. установки. Следует отметить, что к. п. д. высокочастотных установок невысок и составляет около 0,3—0,4.

В промышленных установках обычно применяются ламповые генераторы; такой генератор состоит из следующих основных элементов: 1) колебательного контура, который является непосредственным объектом возбуждения высокочастотных колебаний; 2) источника постоянного тока, энергия которого расходуется на компенсацию потерь в контуре и на поддержание в нем незатухающих колебаний; 3) трехэлектродной электронной лампы, которая предназначена для регулирования подачи энергии от источника тока в колебательный контур.

Общий к. п. д. установки $\eta_{уст}$ является произведением к. п. д. собственно генератора $\eta_{ген} \approx 0,65$ и к. п. д. контура $\eta_{конт} \approx 0,5$.

Таким образом, необходимая мощность генератора (в кВт) для сушки материала в поле высокой частоты определяется при помощи уравнения (III—98) с учетом к. п. д. установки:

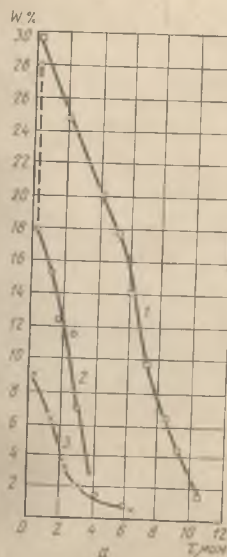
$$P_{ген} = \frac{P_{в}}{1000 \eta_{с-к} \eta_{ген} \eta_{конт}}, \quad (III-98)$$

где $\eta_{с-к}$ — к. п. д. сушильной камеры, учитывающий потери тепла в окружающую среду.

Экспериментальные исследования показывают, что при сушке в поле высокой частоты прогрев материала происходит настолько интенсивно, что скорость образования пара внутри материала превышает скорость его переноса. Поэтому в материале возникает градиент общего давления, и основной закон переноса вещества выражается таким уравнением (см. часть вторую):

$$\vec{q}_m = -a_m \rho_0 \nabla u - a_m \rho_0 \delta \nabla \theta - \lambda_{mp} \nabla p,$$

где λ_{mp} — коэффициент молярного переноса пара, обусловленного градиентом общего давления ∇p .



Процесс сушки, как обычно, протекает в два периода (рис. III—85). Температура материала в зависимости от его электрофизических характеристик и режимных параметров может изменяться в ши-

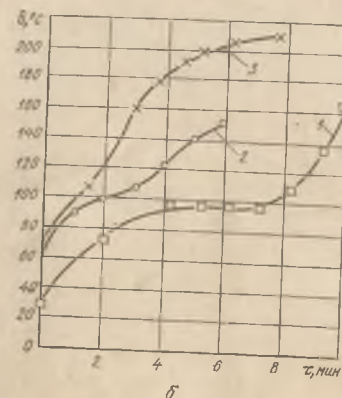


Рис. III—85. Кривые сушки (а) и температурные кривые (б) кунжута при нагреве в поле высокой частоты: 1 — без предварительного нагрева кунжута; 2 — с предварительным нагревом до 60°C; 3 — с нагревом до 70°C.

роких пределах. Часто в первый период температура материала близка к 100° С. В период падающей скорости сушки температура материала быстро повышается и становится выше 100° С. Интересно, что при значительной начальной влажности материала на температурной кривой при $\theta \approx 100^\circ \text{С}$ имеется учас-

ток, характеризующий испарение менее прочно связанной влаги (см. рис. III—85, данные А. Т. Птушкина). Аналогичная закономерность подмечена автором при выпечке хлеба в поле высокой частоты (рис. III—86). После 100°C в материале начинается выпаривание более прочно связанной влаги.

Перспективны комбинированные методы сушки, при которых прогрев в поле высокой частоты сочетается с терморadiационным или конвективным нагревом поверхности материала. За счет регулирования нагрева или охлаждения поверхности материала можно изменить градиент температуры в материале, чтобы получить наиболее равномерное распределение влаги в нем, при котором обеспечивается наилучшее качество высушенного материала.

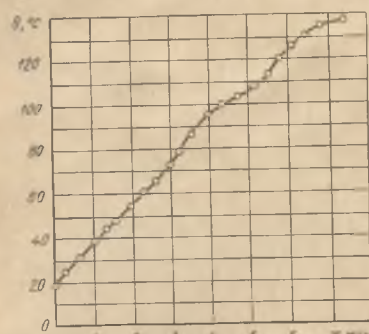


Рис. III—86. Температурная кривая при прогреве теста в поле токов высокой частоты.

Исследование энергии электромагнитного поля сверхвысокой частоты развивается в направлении использования его для сублимационной сушки разных продуктов (СССР, США, ЧССР) и атмосферной сушки хрустящего картофеля (США), выпечки пищевых продуктов, а так-

же для размораживания продуктов и быстрого приготовления пищи в организациях общественного питания.

Работы советских и зарубежных исследователей Э. И. Гуйго, А. З. Волюнца, Д. Копсона, Декаро, Горжейши, Гувера, Перкера и Маркентэнетоса и других показали, что продолжительность сублимационной сушки в поле СВЧ значительно сокращается, однако имеется еще ряд недостатков, которые сдерживают применение этого метода энергоподвода: большой расход энергии ($0,12—0,15$ кВт·ч/кг влаги); возникновение электрических (коронных) разрядов в вакууме за счет ионизации среды; неравномерность подвода энергии в объеме сушильной камеры; трудности измерения температуры продукта в процессе сушки; сравнительно высокая стоимость оборудования и эксплуатации при необходимости соблюдения специальных требований техники безопасности.

А. З. Волюнец установил, что применение обычных термпар для измерения температуры образцов при сублимации в поле СВЧ приводит к существенным ошибкам, вызванным нагревом материала термпары за счет токов проводимости и искажением электрического поля вокруг термпары.

При этом выделяется некоторое количество энергии, вызывающее местное повышение температуры и плавление льда, а образование жидкой фазы приводит к росту диэлектрических потерь и еще к большему местному выделению энергии. Поэтому были применены специальные термпары, покрытые слоем материала (парафин), в котором меньше, чем в измеряемой среде. Толщина покрытия рассчитывалась так, чтобы термпара не вызвала искажение электрического поля. Для непрерывного контроля температуры в стеклянной камере использовались газовые термометры специальной конструкции (капилляр с дибутилфталатом).

В табл. III—20 приведены данные Хиппеля по диэлектрическим характеристикам льда и жидкой влаги.

ТАБЛИЦА III—20

Диэлектрические характеристики влаги в разном агрегатном состоянии при частоте $3 \cdot 10^9$ Гц

Показатели	Состояние влаги	
	лед	вода
Температура, $^{\circ}\text{C}$	—2	1,5
ϵ	3,20	80,5
$\tan \delta$	9	3100

В электрическом поле ВЧ и СВЧ жидкая влага, имеющая коэффициент потерь значительно больше, чем лед, поглощает примерно на три порядка больше энергии, чем лед.

Поэтому в процессе сублимационной сушки энергия в основном поглощается незамороженной частью продукта; затем за счет кондукции через каркас и путем непосредственного контакта жидкой и твердой фаз энергия передается льду, что и вызывает его сублимацию. В процессе сублимации указанный контакт нарушается, однако скорость процесса не уменьшается в связи с некоторым увеличением количества жидкой влаги, обусловленным соответствующим повышением температуры. В конце процесса при испарении остаточной жидкой влаги количество поглощаемой энергии уменьшается пропорционально снижению влажности продукта, которая убывает по экспоненте. Значительное влияние на процесс сублимации в поле СВЧ оказывает режим замораживания, от которого зависит структура льда: при быстром замораживании образуется мелкокристаллическая решетка льда с частыми вкраплениями влаги, что обеспечивает достаточно быстрое поглощение энергии в массе и соответствующую скорость сублимации льда; при медленном замораживании имеет место обратная картина. Следует также учесть, что замораживание крупных образцов происходит по их сечению неравномерно, быстрее замораживаются поверхностные слои, что сказывается на процессе сублимации.

Работы М. К. Бологи и Э. Я. Зафрина показали, что на процесс сублимационной сушки в поле СВЧ решающее влияние оказывают формы связи влаги, обуславливающие величину диэлектрической проницаемости.

Проблема нагрева энергией сверхвысоких частот освещена в монографиях Пюшнера и Клингера* и др., переведенных на русский язык.

Из ряда СВЧ приборов (магнетроны, клистроны, СВЧ-триоды и др.) наибольшие перспективы имеет применение магнетронов. Они имеют высокий к. п. д. (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, 22 125 МГц; наибольшее применение имеет частота 2450 ± 50 МГц, при которой $\eta = 55 \div 60\%$ (максимальный 70%) и обеспечивается более равномерное распределение энергии в объеме нагревательной системы; мощность магнетронов $2,5 \div 100$ кВт. При частоте 915 МГц η достигает 80—86%, мощность 25—30 кВт и обеспечивается проникновение энергии на большую глубину.

Работы, проведенные Буланже и другими по сушке зерна в поле СВЧ (2450 МГц), показали, что скорость процесса возрастает по сравнению с сушкой в поле ВЧ (13 МГц); на процесс сушки значительное влияние оказывает температура воздуха, подаваемого в сушильную камеру.

При проведении дальнейших исследований необходимо изучить свойства продуктов как объектов СВЧ — сушки с тем, чтобы обосновать выбор оптимальных частот с учетом свойств продуктов и, в частности, форм связи влаги в материале**. Клингер обнаружил аномальную дисперсию воды, причем резонансная частота ее находится как раз в диапазоне СВЧ.

Очевидно, использование СВЧ-энергоподвода, так же как и ВЧ-энергоподвода перспективно в комбинации с другими методами сушки.

СУШКА В АКУСТИЧЕСКОМ ПОЛЕ

Акустическая сушка, или сушка в акустическом (ультразвуковом) поле, относится к комбинированным методам обезвоживания, когда влага из материала может удаляться как в виде жидкости, так и в виде пара. При акустической сушке газовая среда, окружающая материал и находящаяся внутри него, а также сам материал подвергаются вибрационному воздействию.

Применительно к дисперсным материалам акустическая сушка

* Пюшнер. Нагрев энергией сверхвысоких частот. «Энергия», М., 1968.
Клингер. Сверхвысокие частоты. «Наука», 1969.

** Такие исследования проводятся в настоящее время в МТИПЕ Ю. К. Губиевым. (Остапенкова Т. И., Губиев Ю. К., Красников В. В. Перспективы использования энергии электромагнитных волн сверхвысокой частоты. ЦНИИТЭИпищепром. М., 1971).

является развитием сушки в кипящем слое с пульсирующим газовым потоком, которая протекает при сравнительно низких частотах пульсаций (порядка 5 Гц и более). Частота вибрационных воздействий на газовую среду при акустической сушке исчисляется килогерцами и достигает 250 кГц, хотя ряд исследователей отдают предпочтение частотам 0,5—9 кГц.

Акустическая сушка является одним из перспективных способов практического использования ультразвуковых колебаний.

В развитие теории и техники ультразвуковых колебаний значительный вклад внесли советские ученые Л. Д. Розенберг, И. И. Теумин, Ю. И. Китайгородский, А. В. Кортнев и др. Из зарубежных работ следует отметить исследования Рэлея (Англия), Ланжевена (Франция), Буше (Франция) и др.

Обобщение исследований в области генерирования ультразвука и применения его в науке и технике дано в монографиях Л. Бергмана, И. Матаушека, Крауфорда и др., переведенных на русский язык. Значительные работы в этой области проведены в СССР в Акустическом институте АН СССР, в НИИтоков высокой частоты, в НИТехнологическом институте, Одесском политехническом институте и др. Обобщение и развитие исследований даются в труде советских исследователей «Физические основы ультразвуковой технологии» под редакцией Л. Д. Розенберга (М., «Наука», 1970).

Основные работы по применению ультразвука в пищевой промышленности ведутся во ВНИЭКИпродмаше (М. А. Погер, В. С. Вигдерман, Л. Е. Железняк, Ю. А. Копылов, Л. А. Койфман и др.). Первые исследования в области применения ультразвука для сушки влажных материалов проведены в ВНР Марковичем и Грегушем (1952 г.). Общие исследования процесса акустической сушки модельных тел проводятся рядом авторов в Акустическом институте АН СССР и других организациях — Ю. Я. Борисовым, Н. М. Гынкиной, С. Г. Симоняном, В. В. Каменковичем и др.

Предварительные исследования по акустической сушке пищевых продуктов, проведенные В. И. Поповым и А. П. Макаровым (сушка солода) и В. В. Чениковым и Д. П. Сухарем (сушка табака), свидетельствуют о перспективности этого нового метода сушки.

Основные принципы ультразвуковой техники

К ультразвуковым относят колебания с частотой, превышающей примерно 20 кГц, т. е. область колебаний, которая находится за верхним пределом слышимости человека. Верхнему пределу ультразвуковых колебаний соответствует частота порядка 10^6 кГц.

Соответствующие данные о средней скорости звука в различных средах приведены в табл. III—21.

Длина наиболее коротких ультразвуковых волн близка к длине волн видимого света. К генерации ультразвука применяют по-

ТАБЛИЦА III-21
Средняя скорость звука в различных средах

Среда	Скорость распространения звука c , м/с
Воздух	330
Жидкости	Около 1200 — 1400
Твердые тела	Около 4000 — 5000

яние излучения, а область распространения звука называют звуковым полем. Звуковое поле в различных средах охватывает различные типы колебаний: сюда относятся не только продольные волны, но также колебания изгиба и сдвига наряду с поверхностными и поперечными колебаниями. К звуковому полю применимы основные закономерности волнового движения, согласно которым распространение энергии в процессе колебаний происходит путем периодических переходов потенциальной энергии в кинетическую и обратно.

Кинетическая энергия в единице объема среды, в которой распространяется плоская волна (в Дж/м³),

$$E_{\text{кин}} = \frac{1}{2} \rho v^2, \quad (\text{III}-99)$$

где ρ — плотность среды;
 v — скорость частиц среды (колебательная скорость);

$$v = \omega A \cos \omega \left(\tau - \frac{x}{c} \right), \quad (\text{III}-100)$$

здесь A — амплитуда смещения частиц среды относительно состояния покоя;
 ω — угловая частота;
 τ — время;
 c — скорость звука в среде или, иначе говоря, скорость распространения состояний частиц среды под действием акустического поля;
 x — координата.

Так как среднее значение квадрата косинуса в выражении (III-100) равно $1/2$, то средняя кинетическая энергия в единице объема

$$\bar{E}_{\text{кин}} = \frac{1}{4} \rho \omega^2 A^2.$$

Таким же выражением описывается среднее значение потенциальной энергии $\bar{E}_{\text{пот}}$; тогда полная средняя энергия в единице объема, или объемная плотность звуковой энергии, будет

$$\bar{E} = \bar{E}_{\text{кин}} + \bar{E}_{\text{пот}} = \frac{1}{2} \rho \omega^2 A^2. \quad (\text{III}-101)$$

Так как $\omega = 2\pi f$ (где f — частота колебаний), а $A = \frac{v}{\omega}$, то средняя плотность энергии в бегущей упругой волне

$$\bar{E} = 2\pi^2 \rho f^2 A^2 = \frac{1}{2} \rho v^2.$$

Таким образом, средняя плотность энергии в бегущей упругой волне прямо пропорциональна плотности среды, квадрату амплитуды колебаний и квадрату частоты. Обычно E , отнесенная к единице объема среды, выражается в Дж/см³ или в эрг/см³.

Отношение $\frac{f}{c} = \lambda$ называют длиной звуковой волны. Интенсивность, или сила звука (J), — это энергия, проходящая в единицу времени через единичную площадку, расположенную нормально к направлению распространения волны. В плоской волне сила звука численно равна энергии, заключенной в параллелепипеде с площадью основания, равной единице, и высотой, численно равной скорости звука c , т. е. с объемом, численно равным c (см³): $\bar{E} = \frac{J}{c}$.

Отсюда сила звука

$$J = \bar{E}c = \frac{1}{2} \rho c \omega^2 A^2 = \frac{1}{2} \rho c v^2. \quad (\text{III}-102)$$

Из выражения (III-102) видно, что интенсивность звука изменяется в Вт/м², или в эрг/(с·см²).

В акустике часто применяется логарифмическая величина — уровень силы звука (L), измеряемый в децибелах (дБ); он может быть представлен как десятикратный логарифм отношения данной силы звука к ее пороговому (предельному) значению, равному 10^{-16} Вт/см², т. е. уровень силы звука

$$L = 10 \lg \frac{J}{10^{-16}}.$$

Очевидно, силе звука $J = 1$ Вт/см² соответствует уровень, равный 160 дБ.

Давление в звуковой волне p характеризуется градиентом $\frac{dp}{dx}$, т. е. перепадом давлений в направлении x . В соответствии с уравнением движения Ньютона

$$\rho a = -\frac{dp}{dx},$$

где a — ускорение частиц среды.

Так как в соответствии с выражением (III-100) ускорение

$$a = \frac{dv}{d\tau} = -\omega^2 A \sin \omega \left(\tau - \frac{x}{c} \right),$$

то

$$-\frac{dp}{dx} = -\rho \omega^2 A \sin \omega \left(t - \frac{x}{c} \right). \quad (\text{III}-103)$$

Интегрирование (III—103) по x дает зависимость звукового давления от x и t :

$$p = p_0 + A \rho c \omega \cos \omega \left(t - \frac{x}{c} \right). \quad (\text{III}-104)$$

где p_0 — нормальное атмосферное давление среды (без наложения звукового поля).

Звуковое давление измеряют в Па или в дин/см².

Амплитуда звукового давления $P = \omega r c A = \rho c v$ пропорциональна первой степени амплитуды A . Акустические свойства среды, в которой распространяются звуковые волны, характеризуются акустической жесткостью $\rho c \omega = \frac{P}{A}$ и удельным акустическим (волновым) сопротивлением $\rho c = \frac{P}{v}$ (Па·с/м) или акустическим сопротивлением $\frac{P}{v_{об}}$ (Па·с/м³), где $v_{об}$ (м³/с) — объемная скорость звука при колебательной скорости $v = 1$ м/с и площади поперечного сечения канала 1 м².

На акустическую сушку значительное влияние оказывают поглощение звука в объектах сушки и глубина проникновения в них акустической энергии. Поглощение акустической энергии и соответствующее снижение интенсивности звука в среде происходят по экспоненциальному закону:

$$J_h = J_0 \exp(-2 \alpha_{ак} h),$$

где J_0 и J_h — сила звука на поверхности среды и на глубине h .

Тогда количество энергии, поглощенной в слое толщиной h ,

$$J = J_0 - J_h = J_0 [1 - \exp(-2 \alpha_{ак} h)].$$

Для капиллярно-пористых тел можно воспользоваться коэффициентом поглощения звука в круглых трубках $\alpha_{ак}$, который определяется по формуле Кирхгофа:

$$\alpha_{ак} = \frac{1,1 V \bar{f}}{c g r}, \quad (\text{III}-105)$$

где r — радиус трубки (капилляра) (остальные обозначения известны).

Чем больше $\alpha_{ак}$, тем меньше глубина проникновения акустической энергии h . Обычно h рассчитывается, исходя из уменьшения интенсивности наполовину по формуле:

$$h = \frac{0,693}{2 \alpha_{ак}}. \quad (\text{III}-106)$$

За счет поглощения энергии звука в облучаемой среде выделяется некоторое количество тепла и происходит соответствующее повышение температуры среды. В табл. III—22 приведены данные Доньона и Бьянчани о повышении температуры различных жидкостей (объем 2 см³), облучаемых в химическом стакане в течение 10 с ультразвуком при частоте 250 кГц.

ТАБЛИЦА III—22

Повышение температуры веществ, облучаемых ультразвуком

Облучаемая среда	Повышение t , °C	Облучаемая среда	Повышение t , °C
Желатин (раствор) . . .	1	Парафиновое масло . .	10
Гель	1	Стеариновая кислота . .	36
Вода	2	Глицерин	10
Спирт	3,5	Воск	44

С увеличением вязкости среды поглощение акустической энергии значительно повышается, что обуславливает соответствующее повышение температуры среды. Исключение представляют раствор желатина и гель, которые нагреваются только на 1° C; т. е. почти так же, как и вода. Л. Бергман предполагает, что повышение температуры воды, несмотря на ее малую вязкость, обусловлено выделением в ней пузырьков газа — воздуха (кавитация). При этом происходят многократные отражения звуковых волн на границе раздела газ — жидкость, что способствует повышению температуры. Исследование Партхасартхи и сотрудников, исследовавших выделение тепла при облучении органических жидкостей, показали, что свойства жидкости оказывают влияние только при частотах $f < 500$ кГц.

Для характеристики процесса передачи ультразвуковых колебаний к объекту облучения в газовой среде может быть применено понятие «пограничного слоя». Толщина этого слоя $\delta_{ак}$, т. е., иначе говоря, толщина заторможенного слоя воздуха у поверхности (стенки) тела — объекта звукового облучения, рассчитывается по формуле:

$$\delta_{ак} = V \sqrt{\frac{2 \nu}{\omega}} = V \sqrt{\frac{\nu}{\pi f}},$$

где ν — кинематическая вязкость воздуха.

Для акустической сушки применяют различные аэродинамические генераторы ультразвука или, как их называют, аэродинамические преобразователи (газоструйные излучатели).

К аэродинамическим генераторам ультразвука предъявляют ряд требований: относительно большие мощности акустического излучения; возможность обработки больших объемов; малые габаритные размеры; сравнительно небольшие затраты на оборудование и эксплуатацию установки при обеспечении соответствующих правил техники безопасности.

Недостатком всех типов аэродинамических генераторов ультразвука является сравнительно высокий уровень шумов, что приводит к необходимости разработки специальных мер для защиты от шумов обслуживающего персонала.

По принципу генерации звука аэродинамические преобразователи можно разделить на два класса: 1) динамические сирены, основанные на прерывании потока газа с помощью движущихся поверхностей; 2) статические сирены—газоструйные свистки (на основе свистка Гартмана), в которых используются те или иные методы создания неустойчивости струи.

По способу отвода рабочего газа* аэродинамические преобразователи подразделяются на: 1) газоструйные излучатели, работающие с разбавлением озвучиваемой среды рабочим газом; 2) излучатели, работающие без разбавления озвучиваемой среды рабочим газом; в этом случае рабочий газ отсасывается, не поступая в зону сушки. При отсасывании рабочего газа не удается полностью исключить возможность контакта рабочего газа с обрабатываемой средой; поэтому иногда приходится использовать разделительные мембраны, что вызывает дополнительные потери акустической энергии и приводит к снижению интенсивности звука в зоне сушки.

Надо полагать, что для акустической сушки наиболее перспективно применение статических сирен типа газоструйных свистков.

Исследования акустической сушки

До настоящего времени специфический механизм акустической сушки полностью не выявлен. Для выявления характера и закономерностей кинетики акустической сушки рядом исследователей проведены опыты при различных режимах облучения, на основе которых, как обычно, строились кривые сушки и скорости сушки, а также температурные кривые. В. В. Каменкович, А. С. Железнов и Е. П. Медников исследовали процесс акустической сушки капиллярно-пористых материалов (силикагеля и войлока) при сравни-

* Под рабочим газом понимается газ, подаваемый в аэродинамический генератор ультразвука для создания акустического поля (обычно сжатый воздух).

тельно невысокой частоте 0,5 кГц. Эту частоту авторы считают более эффективной в связи с большей экономичностью генерирования и незначительным поглощением энергии в воздушной среде, окружающей материал [при снижении f уменьшается и $\alpha_{\text{вк}}$, см. формулу (III—105)]. Однако следует учесть, что при такой частоте очень высок уровень шума, что может не соответствовать нормам техники безопасности.

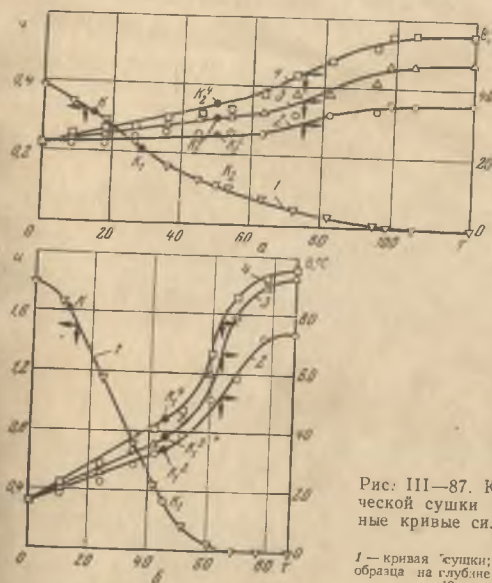


Рис. III—87. Кривая акустической сушки и температурные кривые силикагеля (а) и войлока (б): 1 — кривая сушки; 2 — температура образца на глубине 5 мм; 3 — то же, 13 мм; 4 — то же, 18 мм.

В качестве генератора ультразвука применена пневматическая сирена СПМ-1 (уровень силы звука $L = 158$ дБ), отделенная от зоны сушки мембраной из фторопласта толщиной 60 мкм. Образцы взвешивали при выключенной сирене.

На рис. III—87 приведены кривые сушки и температурные кривые силикагеля КСМ-6 (размер частиц 1—3 мм, насыпная масса сухого материала $\rho_{\text{нас}} = 0,7$ г/см³, $u_1 = 0,39$ кг/кг) и войлока (волосы диаметром 50 мкм, $\rho_{\text{нас}} = 0,07$ г/см³, $u_1 = 1,8$ кг/кг). На кривых явно видны зона прогрева (точка К) и первая критическая точка (K_1), для силикагеля фиксируется и вторая критическая точка (K_2). Скорость сушки войлока, в котором в основном содержит-

ся влага смачивания и макрокапилляров, на порядок выше скорости сушки силикагеля, в котором содержится влага микрокапилляров и адсорбционно связанная влага. Для обоих материалов характерен рост температуры (на 76—33° С), причем интенсивнее нагреваются глубже расположенные слои.

Ю. Я. Борисов и Н. М. Гынкина исследовали процесс испарения жидкостей с различными физическими характеристиками (молекулярная масса, упругость паров) в акустическом поле. Испарение происходило из пластины, изготовленной из глинистошамотной керамики (средний диаметр капилляров 2—3 мкм), которая располагалась в диффузном звуковом поле перпендикулярно направлению распространения волны ($f = 6,2$ кГц) внутри вертикальной трубы (диаметр 200 мм, длина 1 м). В качестве генератора ультразвука ис-

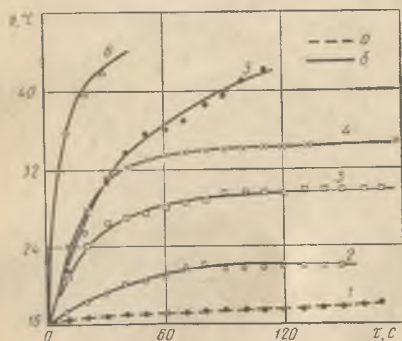


Рис. III-88. Температурные кривые силикагеля в зависимости от уровня силы звука: 1—161 дБ; 2—157 дБ; 3—161 дБ; 4—163 дБ; 5—165 дБ; 6—168 дБ ($f = 6,8$ кГц; $\alpha = W^c = 24\%$; 6— $W^c = 3\%$).

пользовался газоструйный излучатель ГСИ-4, установленный в верхней зоне трубы ($L = 148$ дБ). Пары жидкостей удалялись воздушным потоком ($t = 22^\circ \text{С}$, $\phi = 30\%$, $v = 0,15$ м/с). В процессе испарения объем жидкости в пластине искусственно поддерживался постоянным с тем, чтобы в данных опытах исключить поглощение звука в капиллярах, освобождающихся в процессе сушки от жидкости; очевидно, в этих условиях процесс происходил аналогично испарению со свободной поверхности при вынужденной конвекции.

Опыты показали, что акустическое воздействие значительно интенсифицирует процесс массообмена; при этом ускорение процесса более значительно для жидкостей с меньшей упругостью паров: так, например, для четыреххлористого углерода (молекулярная масса 153,8, упругость пара при $t = 15^\circ \text{С}$ $p_{\text{пов}} = 9,6$ кПа) коэффициент массообмена $\alpha_m = \frac{q_m}{p_{\text{пов}} - p_c}$ (где q_m — интенсивность испарения; $p_{\text{пов}}$ и p_c — давление пара на поверхности пла-

стины и в окружающей среде) увеличивается на 28%, а для воды (молекулярная масса 18, $p_{\text{пов}} \approx 1,13$ кПа) — на 126%.

На рис. III-88 показаны температурные кривые, полученные авторами при облучении сухого силикагеля ($W^c = 3\%$) при различном уровне силы звука L , а также температурная кривая влажного силикагеля ($W^c = 24\%$). Из графиков видно, что с увеличением L

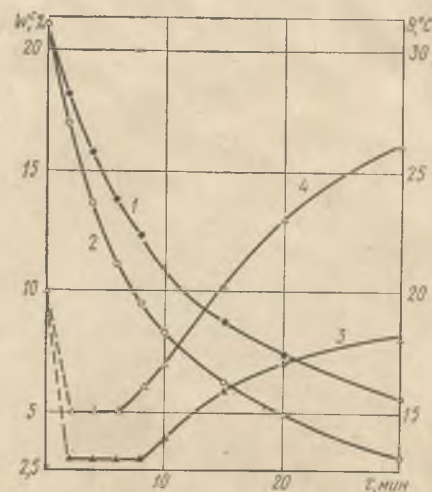


Рис. III-89. Кривые сушки и температурные кривые керамической пластины при испарении четыреххлористого углерода:

1 — W^c (τ) и 3 — t (τ) — без звука; 2 — W^c (τ) и 4 — t (τ) со звуком ($f = 5,2$ кГц; $L = 148$ дБ; $v = 15$ см/с).

нагрев интенсифицируется, а при $L = 165,5$ дБ температура повышается более резко. Характерно, что нагрев сухого материала происходит значительно интенсивнее, чем влажного, что обусловлено большим поглощением акустической энергии в капиллярах, заполненных воздухом, а также отсутствием испарения.

На рис. III-89 показаны температурные кривые и кривые испарения четыреххлористого углерода, из которых видно, что в начале процесса температура снижается за счет самоиспарения, очевидно, обусловленного сравнительно небольшим поглощением энергии в первый период.

В. В. Чеников и Д. П. Сухарь изучали процесс сушки табачных листьев в акустическом поле, создаваемом в сушильной камере ($0,65 \times 0,84 \times 0,35$ м) двумя ультразвуковыми генераторами УЗГ-7Г при разных режимах облучения ($f = 3,1 \div 12,6$ кГц; $L = 140 \div 160$ дБ), различных параметрах подаваемого в камеру воздуха ($t = 30 \div 65^\circ \text{С}$; $\phi = 10 \div 75\%$; $v = 0,5 \div 2,0$ м/с) и разной загрузке камеры материалом ($3,8$ — $13,7$ кг/м³).

Анализ сравнительных кривых сушки и скорости показывает, что акустическое воздействие на такой влажный материал, как табачные листья ($W_i \approx 460\%$), также значительно интенсифицирует процесс сушки, причем значение W_k несколько снижается. При этом значительного повышения температуры за счет акустического воздействия не обнаружено, температура материала остается на уровне, близком к температуре подаваемого воздуха. Из кривых кинетики сушки видно, что скорость сушки повышается при увеличении уровня силы звука L (при $L < 145$ дБ акустическое воздействие эффекта вообще не дает) и температуры подаваемого воздуха t_c , т. е. при комбинированном акустическо-конвективном энергоподводе. Однако скорость воздуха не должна быть слишком высокой. Частота колебаний также не должна превышать некоторого оптимального значения: так, наиболее интенсивная сушка листьев зеленого табака происходит при $f \approx 3$ кГц, однако из соображений техники безопасности авторы рекомендуют принять $f = 9,0$ кГц. Эффективность акустического воздействия зависит также от степени загрузки объема сушильной камеры; лучшие результаты получены при загрузке, не превышающей $9,5 \text{ кг/м}^3$.

Анализ экспериментальных данных несомненно интенсифицирует процесс сушки. Как и обычно, сушка протекает в два периода при повышении температуры материала; причем для разных объектов изменение температуры происходит по-разному: так, если температура солода изменяется незначительно и остается примерно на уровне температуры воздуха t_c , то для силикагеля и войлока, а также для керамики, пропитанной органическими жидкостями, происходит непрерывный подъем температуры, особенно резкий во второй период; для такого типичного сорбента, как силикагель, температура более резко повышается после второй критической влажности.

Иногда в начале процесса при интенсивном удалении влаги температура материала может несколько снизиться за счет самоиспарения. В первый период процесс внешнего массообмена интенсифицируется за счет изменения гидродинамической обстановки (имеется в виду, что размеры тела значительно превышают амплитуду колебаний звуковой волны): возникают колебательные и циркуляционные движения озвученной среды (воздуха) у поверхности тела; скорость этих акустических потоков достигает нескольких метров в секунду, что создает условия, аналогичные условиям массообмена при вынужденной конвекции. Кроме того, может иметь значение и импульсный характер воздействия звуковой волны у поверхности тела: так, упругая волна в воздушной среде, омывающей поверхность влажного материала, создает зоны с повышенным и пониженным давлением, а при понижении давления в окружающей среде, как известно, процесс испарения интенсифицируется. Важно, что указанные импульсы многократно повторяются.

Во второй период основными факторами, обуславливающими интенсификацию процесса, являются нагрев материала в массе и соответствующее увеличение коэффициента диффузии влаги. Нагрев происходит за счет акустической энергии, проникающей внутрь тела и поглощаемой там; при этом за счет трения озвученной среды о стенки капилляров, внутреннего трения в материале и др. возникает тепло.

Мнение некоторых исследователей (Альтенбург, Буше, Грегуш) о том, что за счет акустического воздействия уменьшается вязкость воды, вряд ли имеет значение (особенно в капиллярах малого сечения, для которых возможно, что $\delta_{ак} > r_{кап}$). Более вероятно, что во второй период при изменении влажности материала в капилляры входит воздух, который обеспечивает увеличение поглощательной способности. Некоторое значение может иметь перенос влаги в виде жидкости внутри тела за счет возникновения градиента акустического давления. Так, в работе С. Г. Симоняна обнаружен эффект «механического выдавливания» влаги при сушке пенополиуретана. Очевидно, это может относиться только к «свободной влаге» в весьма влажных материалах, которая, перемещаясь к поверхности тела, может удаляться по схеме молярного диспергирования или даже за счет гравитационных сил (т. е. «стекать» с поверхности тела). Это дает основание относить акустическую сушку к комбинированным методам обезвоживания, когда влага может удаляться как без изменения агрегатного состояния, так и в виде пара. Однако основная сушка происходит при испарении влаги; поэтому акустическое воздействие на влажные материалы относится к тепловой сушке. Интенсивность акустической сушки зависит от режима акустического воздействия: лучшие результаты обеспечиваются при сравнительно невысокой частоте (порядка $0,5-6,0$ кГц), но при значительной силе звука ($L > 160$ дБ); при этих условиях обеспечиваются более интенсивный нагрев и сушка материала.

Вообще режим акустического воздействия должен быть выбран с учетом конфигурации, размеров и структуры ($r_{кап}$) влажного тела, соотношения между его размерами и длиной акустической волны, а также с учетом физических свойств испаряемой жидкости. Так, например, для «толстых» материалов более рационально применять сравнительно низкие частоты, так как при этом снижается коэффициент поглощения звука и увеличивается глубина проникновения акустической энергии [формула (III—105)].

Следует продолжить исследования процесса акустической сушки различных материалов, что даст возможность определить рациональные пути промышленного использования этого нового метода. Наиболее перспективно применение акустического воздействия в комбинации с другими методами энергоподвода, особенно для влагоинерционных материалов, сушка которых протекает в основном во второй период.

КРАТКОЕ ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Принципы и методы обезвоживания материалов различны. Основным признаком классификации принципов обезвоживания является агрегатное состояние влаги. Влага, менее прочно связанная (практически не связанная) с материалом, удаляется без изменения ее агрегатного состояния, т. е. в жидком состоянии при сравнительно небольших энергетических затратах. Из этих методов обезвоживания большой интерес представляет контактный массообмен, который использован при сушке зерна.

Изменение агрегатного состояния влаги связано со значительным расходом энергии, и этот принцип обезвоживания применяется для удаления более прочно связанной влаги.

Наиболее широкое применение имеет тепловая сушка. Основным признаком классификации методов тепловой сушки принят способ передачи тепла (энергии) материалу.

Наряду с традиционным методом — конвективной сушкой — широкое применение находит кондуктивная сушка, а также новые методы сушки: сушка инфракрасными лучами и в электрическом поле высокой частоты. Большие перспективы имеют различные методы комбинированной сушки и, в частности, комбинированные циклы нагрева и охлаждения термостабильных материалов и продуктов, а также «изотермическая» сушка при оптимальной температуре материала.

Для пищевых продуктов значительный интерес представляет обычная вакуум-сушка, а также сушка сублимацией.

Конструкции сушильных установок чрезвычайно разнообразны. Наиболее совершенными являются непрерывно действующие конвейерные сушилки, обеспечивающие равномерную сушку и получение высококачественных материалов. Эти сушилки могут быть включены в поточные линии, внедряемые в макаронной промышленности, в сахаро-рафинадном производстве и др. Опыт этих отраслей промышленности надо перенести на другие производства.

Комплексная механизация и автоматизация сушильного производства с целью перевода его на непрерывный производственный поток, начиная от поступления сырья и полуфабрикатов, подготовки их к сушке и кончая упаковкой готового продукта, имеет актуальное значение.

С учетом специфических особенностей и технологических свойств отдельных материалов и продуктов надо создавать по возможности универсальные высокоэкономичные сушильные установки с гибким регулированием режима для однотипных материалов. Эти установки в зависимости от потребной производительности следует собирать из типовых узлов, изготавливаемых на специализированных машиностроительных заводах. Совершенно очевидно, что автоматизация сушильного производства включает также автоматизацию контроля и регулирования процесса сушки.

Часть четвертая

КРАТКИЙ ОБЗОР И ОСНОВЫ ИНЖЕНЕРНОГО РАСЧЕТА СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

В соответствии с общими задачами развития народного хозяйства должны быть созданы современные высокоэффективные непрерывно действующие сушильные установки большой производительности, входящие в состав комплексных поточных линий, оснащенных средствами автоматического регулирования и управления процессом.

Основные требования к сушильным установкам — обеспечение равномерности сушки и получение высококачественного продукта во всем объеме сушильной камеры при высоких технико-экономических показателях (минимальные габариты и расход материалов на сооружение сушилки; минимальные удельные затраты тепла и электроэнергии; удобство обслуживания, ремонта и т. п.). Равномерность сушки является одним из основных факторов, характеризующих сушильную установку как объект автоматического регулирования. Естественно, что загрузка материала и выгрузка его из сушильной камеры должны быть механизированы.

Для установок, предназначенных для сушки сырых материалов, начальная влажность которых может изменяться в широких пределах (например, зерна), важным требованием является возможность высушивания партий сырья с различной влажностью за один проход. Для снижения продолжительности сушки, от которой зависят габариты установки, важное значение имеет интенсификация процессов внешнего тепло- и массообмена, а для большинства материалов и пищевых продуктов — также интенсификация процессов внутреннего переноса тепла и массы. С этой целью применяют различные способы предварительной подготовки материала к сушке (диспергирование, нагрев и т. д.) и соответствующие методы энергоподвода и режимы сушки. Для влагоинерционных материалов целесообразно применение осциллирующих режимов при чередовании циклов нагрева и охлаждения продукта или проведение «изотермической сушки» после предварительного нагрева материала. Сушку как технологический процесс следует сочетать с другими операциями, как, например, сушку и обжиг (кирпич), сушку и обжарку

Классифицирующий признак	Типы сушильных установок
Конструкция сушильной камеры	в) С огневыми калориферами г) С электронагревом Шкафные, камерные, коридорные (туннельные), шахтные, барабанные, трубчатые, шнековые, вальцовые, цилиндрические, турбинные, каскадные, карусельные, конвейерные (ленточные, люлочные и др.), пневматические, распылительные и др.
Вариант сушильного процесса	а) Выброс отработавшего агента наружу б) С рециркуляцией сушильного агента в) С промежуточным подогревом сушильного агента г) С рассредоточенной подачей сушильного агента д) С добавочным подогревом сушильного агента в сушильной камере и др.
Способ удаления пара и регенерации отработавшего сушильного агента	а) Удаление пара с отработавшим сушильным агентом наружу б) Смешивание со свежим агентом и подогрев (рециркуляция) в) Осушение силикагелем г) Конденсация пара в конденсаторе д) Вымораживание пара в конденсаторе при помощи хладагента

Для ознакомления с различными типами сушилок очень кратко рассмотрим, базируясь на приведенной классификации, характеристики некоторых сушильных установок как представителей отдельных групп.

ХАРАКТЕРИСТИКА СУШИЛОК ПО РЕЖИМУ РАБОТЫ

Сушилки периодического действия. Сушильную камеру загружают материалом и разгружают периодически. В этих установках материал во время сушки обычно находится в состоянии покоя. Влажность материала в сушилке меняется в соответствии с перемещением воздуха, а в каждом ряду (зоне) влажность материала меняется во времени.

Достоинствами сушилок периодического действия являются простота конструкции и возможность регулирования режима сушки путем подачи воздуха с различными параметрами на разных этапах сушки в соответствии с требованиями оптимального режима.

Сушилки непрерывного и циклического действия. В этих сушилках загрузка и выгрузка материала происходят непрерывно (например, в конвейерных сушилках) или с определенными интервалами (туннельные сушилки). В последнем случае ритм работы (цикл) обуславливается продолжительностью сушки и числом вагонеток в туннеле. Так, например, в сахарной сушилке СБТ при продолжительности сушки $\tau = 8$ ч и $n = 5$ вагонеток в туннеле через каждые 1,6 ч вагонетка с высушенными сухарями выходит из туннеля, а в противоположный конец туннеля поступает вагонетка с хлебом, т. е. ритм загрузки и выгрузки вагонеток $\tau_p = \tau/n$.

В сушилках непрерывного и циклического действия влажность материала и параметры воздуха изменяются по длине (в туннельных сушилках) или по высоте (в шахтных сушилках) сушильной камеры; при этом в каждом сечении камеры влажность материала и параметры воздуха будут иметь постоянные значения, т. е. сушка происходит при установившемся режиме.

Преимущества сушилок непрерывного действия очевидны: более полное использование объема сушильной камеры (отсутствие простоев при загрузке и выгрузке материала); большая равномерность сушки, так как материал проходит последовательно все зоны сушильной камеры (в сушилках периодического действия материал, расположенный ближе к месту входа воздуха, высушивается быстрее, чем материал, находящийся в остальных зонах сушильной камеры); лучшие условия для контроля и автоматизации регулирования процесса (можно ограничиться меньшим количеством точек контроля); отсутствие периодических расходов тепла на прогрев ограждений камеры и др.

В настоящее время при развитии автоматизации производства прогрессивное значение имеет создание непрерывно действующих сушилок, входящих в состав поточных линий.

ХАРАКТЕРИСТИКА СУШИЛОК ПО ДАВЛЕНИЮ В СУШИЛЬНОЙ КАМЕРЕ

Сушилки, работающие при давлении выше атмосферного. В табл. III—1 описан принцип действия сушилок, работающих при давлении выше атмосферного с последующим резким снижением (сбросом) давления. Л. Ф. Янкелев исследовал указанный метод сушки теплоизоляционных изделий. В аппарат загружали плиты толщиной 5 мм, изготовленные из смеси диатомита, асбеста и извести. Обычно эти плиты предварительно подвергают следующей обработке: их выдерживают в автоклаве при давлении 0,8 МПа в течение 8 ч; здесь влажность плит W уменьшается с 300 до 200%; затем плиты сушат в туннельных сушилках в течение 24 ч, и влажность их снижается с 200 до 20%. В экспериментальной установке

весь процесс тепловой обработки и сушки длится только 5 ч, причем временное сопротивление готовых изделий изгибу достигает 1,4 МПа вместо 0,3 МПа при обычном методе производства.

Режим работы установки следующий: прогрев плиты в течение 1 ч до 180—210°С при повышении давления до 0,8—1 МПа; затем резкое снижение давления до 0,5 МПа, при котором температура материала также резко падает; после этого снова повышение давления до 0,8 МПа.

При снижении давления происходит интенсивное самоиспарение и возникает значительный градиент общего давления, за счет которого часть влаги удаляется в виде жидкости. Снижение и повышение давления повторяются 10 раз до достижения конечной влажности 20%. Интенсивность сушки в начале процесса достигает 100 кг/(м²·ч), а в конце процесса она снижается до 30 кг/(м²·ч).

В описанной установке происходила также опытная сушка торфа в слое толщиной 50 мм при снижении влажности с 55 до 30% в течение 5,5 ч и повышении давления до 0,2 МПа.

Данная конструкция установки обеспечивает качественную сушку крупных изделий при значительной начальной влажности благодаря испарению в объеме материала и созданию в нем незначительных градиентов влажности. Целесообразно проведение дальнейших исследований по применению указанного метода сушки.

Краткое описание работы ОТИ по сушке семян в установке непрерывного действия со «сбросом давления» приведено в табл. III—1.

Атмосферные сушилки. В этих сушилках сушка происходит при атмосферном (или очень близком к нему) давлении. Атмосферные сушилки имеют преимущественное применение в пищевой промышленности (они нами рассматриваются ниже).

Вакуум-сушилки. Вакуум-сушилка состоит из герметической сушильной камеры, конденсатора и вакуум-насоса; последний сжимает до атмосферного давления неизбежно попадающий в установку воздух (через неплотности и с материалом) и выбрасывает его наружу. Конденсация в конденсаторе паров влаги, отсасываемых из сушильной камеры, обеспечивает создание вакуума. Это видно при рассмотрении охлаждения паровоздушной смеси и конденсации пара в $I-d$ -диаграмме.

Рассмотрим процесс осушения влажного воздуха при охлаждении его до температуры ниже точки росы (рис. IV—1). Пусть паровоздушная смесь (точка A) охлаждается от температуры t_1 до t_2 . Очевидно, до точки росы $t_{\text{росы}}$ процесс протекает по линии $d_1 = \text{const}$ (отрезок AB); при этом парциальное давление пара в смеси $p_{\text{п.}} = \text{const}$. Но при дальнейшем охлаждении до t_2 процесс идет по линии $\phi = 100\%$ (отрезок BC), давление уменьшается до $p_{\text{п.}}$, что и обуславливает создание вакуума.

Вакуум-сушке подвергают материал в том случае, если контакт с кислородом воздуха и нагрев до высоких температур может при-

вести к ухудшению его качества и выделяющиеся пары представляют ценность и должны быть уловлены (например, пары спирта).

Вакуум-сушку целесообразно применять при условии, если материал сушится до влажности выше критической, т. е. в период постоянной скорости. В этом случае (см. рис. II—3) температура материала примерно равна температуре испаряющейся жидкости ($\theta \approx t_{\text{м}}$), а так как при вакууме температура испарения жидкости ниже, чем при атмосферном давлении, то ниже и температура материала.

Вакуум-сушилки широко применяются в химической, фармацевтической и других отраслях промышленности, т. е. там, где материалы особо чувствительны к воздействию высоких температур. В пищевой промышленности сушка под вакуумом применяется в витаминном, дрожжевом, сахарорафинадном, ошесушильном и консервном производствах.

Опыты, проведенные в Московском технологическом институте пищевой промышленности на экспериментальной одновальцовой вакуум-сушилке ВВС-2 с нижним расположением ножа, показали, что при сушке томат-пасты, морковного и яблочного пюре получены продукты высокого качества. Эта установка состоит из одновальцовой вакуум-сушилки с кондуктивным теплоподводом, двух конденсаторов и двухступенчатого ротационного вакуум-насоса. Показатели работы установки при сушке овощных пюре приведены в табл. III—14, а также включены в сводную табл. IV—2, в которой дается характеристика работы вакуум-вальцовых сушилок при сушке некоторых пищевых материалов и продуктов.

Средне- и глубоковакуумные сушилки. В этих сушилках влага удаляется при давлении ниже тройной точки [для водяного пара 0,61 кПа (4,58 мм рт. ст.)] при температуре около 0°С. В этих условиях в материале происходит сублимация (возгонка) льда. Изменение состояния влаги в $T-S$ -диаграмме при сублимационной сушке рассмотрено в главе VI*.

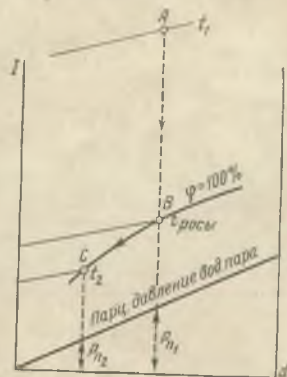


Рис. IV—1. Изменение давления пара в воздухе при охлаждении его ниже точки росы.

* Сублимационной сушке посвящена книга Э. И. Гуйго, Н. К. Журавской, Э. И. Каухешвили (см. список литературы).

ТАБЛИЦА IV-2

Характеристика вакуум-вальцовых сушилок
(примерные данные)

Продукт и материалы	Количество вальцов	Производительность сушилки, кг влажного материала в час	Влажность материала, %		Исходное значение градиента пара, МПа	Максимально допустимая температура для влажного материала, °С
			до сушки	после сушки		
Барда (пивоваренная)	1	70	75	45	0,15	—
Индиго (краситель)	1	50—55	50—55	5	0,15—0,2	60
Клей из кожи	1	20—25	83—87	6	0,15	50
То же	2	20—25	55	6	0,15	50
Клей из костей	1	18—23	83—87	6	0,15	60
То же	2	20—24	55	6	0,15	60
Кровь (жидкая)	1	25—30	80	4	0,1	50
Молоко снятое	1	40	68	5—6	0,1	50
То же	1	44—46	91—92	5—6	0,1	50
Молоко цельное	1	42—45	88	5—6	0,1	45
То же	1	40	68	5—6	0,1	45
Морковное пюре	1	11,8	84,8	4,2	0,05	50—60
Пивные дрожжи	1	42,5	88,5	7	0,15	65
Томатное пюре (пульпа)	2	32	94—95	4—5	0,1	50
Томат-паста	1	21,2	92,5	10,8	0,05	50—60
Экстракт дубового дерева	1	40	50—55	6	0,15—0,2	65
Экстракт солодовый	1	20	60	3—5	0,1	50
Экстракт чая	1	30—35	82—85	6	0,1	50
Яблочное пюре	2	30	88	4	0,1	50
Яичный желток	1	30—35	50	5	0,1	50
Яйца (цельное яйцо)	1	30—35	74	5	0,1	50

Примечание. Разрежение в сушильной камере составляет 93,3—95,9 кПа.

ХАРАКТЕРИСТИКА СУШИЛОК
ПО ВИДУ СУШИЛЬНОГО АГЕНТА

Нагретый воздух. В сушилках пищевых производств в качестве сушильного агента в большинстве случаев применяется нагретый воздух. Воздух обычно нагревается в паровых или водяных калориферах или продуктами сгорания топлива в так называемых огневых калориферах, имеющих самостоятельные топки.

При непосредственном использовании тепла топочных газов в сушильной камере сокращается расход тепла по сравнению с установками, работающими на горячем воздухе, нагреваемом в калориферах; однако в этом случае перед поступлением в газовые сушилки топочные газы должны подвергаться очистке. Для этого они проходят через циклон, где гасятся искры и улавливается унос. Для

снижения температуры газов, поступающих в сушильную камеру, служит смесительная камера, в которую подается воздух или рециркулирующий (отходящий из сушильной камеры) газ.

Газовоздушная смесь используется в качестве сушильного агента в зерносушильных установках.

Перегретый пар. Перегретый пар применяется в качестве сушильного агента в тех случаях, когда нельзя допустить контакта материала с кислородом воздуха. Для сушилок пищевой промышленности этот агент не применяется*.

Жидкие среды. Опыт сушки в жидких средах имеется в лесотехнической промышленности при производстве пиломатериалов. В качестве сушильного агента здесь используется жидкость (петролатум, сера и др.), нагретая до 120—125° С. В процессе сушки петролатум проникает в поверхностный слой древесины. Сушка происходит интенсивнее, чем в воздухе, так как коэффициент теплообмена между жидкостью и материалом больше, чем между газом и материалом. Так, продолжительность сушки сосновых досок толщиной 25 мм при снижении влажности от 60 до 12% составляет 6—8 ч, а сушка воздухом продолжается значительно дольше. В настоящее время изучается процесс сушки в жидких средах и пищевых продуктов. Так, А. Н. Мальский исследовал термическую обработку и обезвоживание овощей в нагретом масле.

ХАРАКТЕРИСТИКА СУШИЛОК ПО СПОСОБУ ПЕРЕМЕЩЕНИЯ
СУШИЛЬНОГО АГЕНТА

Естественная циркуляция. В сушилках с естественной циркуляцией сушильный агент перемещается внутри сушильной камеры за счет разности плотностей газа, обусловленной разностью температур в различных зонах камеры. Поэтому такие сушилки называются гравитационными. Известно (см. часть первую), что плотность влажного воздуха $\rho_{см}$ зависит от его температуры и влагосодержания:

$$\rho_{см} = \frac{1,293 \cdot 273}{273 + t} \left(1 - 0,378 \frac{p_n}{B} \right).$$

В процессе сушки влагосодержание, а следовательно, и парциальное давление пара p_n увеличиваются, что должно было бы вызвать уменьшение $\rho_{см}$. Однако $\rho_{см}$ увеличивается вследствие сниже-

* В ряде случаев сушка в перегретом паре перспективна (например, сушка древесины). Этому методу посвящена монография Ю. А. Михайлова (см. список литературы).

ния температуры воздуха в процессе сушки. Поэтому из сушилок с естественной циркуляцией отработавший воздух нужно отводить только из нижней зоны сушильной камеры.

В. Е. Грум-Гржимайло, установивший ряд закономерностей движения газов в промышленных печах и сушилках, называет неправильно сконструированные сушилки с «верхним» выходом отработавшего воздуха сушилками-уродами. На рис. IV—2 показана схема рациональной конструкции сушилки с естественной циркуляцией (по В. Е. Грум-Гржимайло). Холодный воздух входит через шахты 1 и, нагреваясь в калориферах 2, поднимается вверх и попадает в сушильную камеру 3. В процессе сушки воздух охлаждается и, спускаясь вниз, отводится в канал 4.

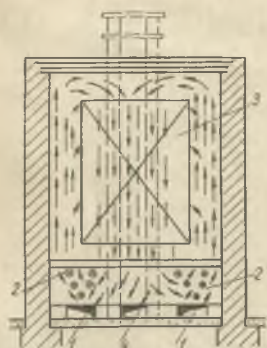


Рис. IV—2. Схема рациональной сушилки с естественной циркуляцией.

Так как эта разность не может быть очень значительной, то и скорость воздуха в сушилках с естественной циркуляцией тоже незначительна. Максимальная скорость v достигает 0,7 м/с, средняя скорость v значительно меньше. Поэтому в таких сушилках скорость сушки меньше, а продолжительность сушки соответственно больше. Так, например, в сушилках с естественной циркуляцией время сушки хлеба 15—16 ч против 6—8 ч в сушилках с принудительной циркуляцией.

Принудительная циркуляция. В сушилках с принудительной циркуляцией сушильный агент перемещается центробежными или осевыми вентиляторами. Кроме того, возможно применение эжекторов, которые способствуют лучшей турбулизации (завихрению) потока воздуха в сушильной камере по сравнению с турбулизацией, создаваемой вентиляторами. На рис. IV—3 показана схема эжекторной сушилки ЛКВ-7 для сухарей. Воздух нагнетается вентилятором 1 в калорифер, затем через сопла эжекторов-смесителей 2 он попадает в камеру, засасывая в месте выхлопа значительное количество воздуха, находившегося в сушильной камере; создаваемые вихревые потоки обуславливают интенсивное перемешивание воздуха в сушильной камере; благодаря этому создаются повышенные скорости воздуха (до 4 м/с) и предотвращается его расслаивание.

Это способствует более равномерной сушке во всем объеме сушильной камеры.

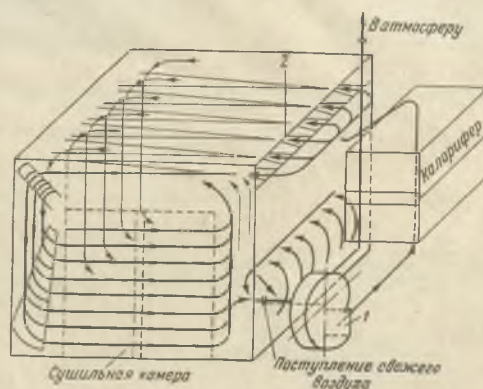


Рис. IV—3. Схема движения воздуха в эжекторной сушилке для сухарей.

ХАРАКТЕРИСТИКА СУШИЛОК ПО НАПРАВЛЕНИЮ ДВИЖЕНИЯ МАТЕРИАЛА И СУШИЛЬНОГО АГЕНТА

Сушилки непрерывного действия могут работать по принципу прямотока, когда направление движения материала совпадает с направлением движения сушильного агента; противотока, когда направления противоположны, и, наконец, по принципу перекрестного тока, если сушильный агент движется перпендикулярно движению материала. Выбор направлений движения воздуха и материала зависит в основном от сушильных свойств материала.

Прямоток. Для материала, который во влажном состоянии может быть нагрет до высоких температур и сушка его происходит сравнительно быстро, применяют сушилки с прямотоком. В такой

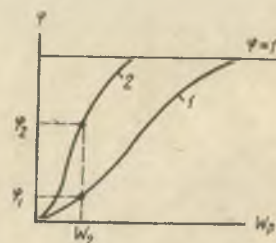


Рис. IV—4. Изотермы сорбции материалов различной гигроскопичности.

сушилке потери тепла с материалом, а также с воздухом, уходящим из сушильной камеры, меньше, так как за счет повышения влажности воздуха расход его уменьшается (см. ниже). Однако степень насыщения воздуха (его влажность) оказывает влияние на равновесную влажность материала, поэтому при прямотоке не допускается сушка весьма гигроскопических материалов.

Эта зависимость наглядно видна на рис. IV—4, на котором показаны изотермы сорбции двух материалов: 1 — весьма гигроскопического и 2 — мало гигроскопического. Пусть требуется высушить материал до какой-то конечной влажности W_2 . Для материала

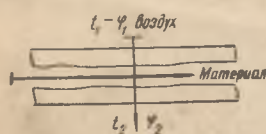


Рис. IV—5. Схема движения воздуха и материала при перекрестном токе.

2 этой влажности соответствует значительная относительная влажность воздуха ϕ_2 , т. е. для этого материала может быть осуществлен принцип прямотока; наоборот, для материала 1 влажности W_2 соответствует невысокая относительная влажность воздуха ϕ_1 , т. е. в этом случае можно применить только противоток.

Противоток. Этот принцип применяется для сушки материалов с малой влажностью во избежание образования на поверхности материала «сухого» слоя, что препятствует перемещению влаги и может привести к образованию трещин. К таким материалам относится, например, хлеб; поэтому почти все сахаросушилки работают при противоточном движении воздуха и материала. Следует отметить, что противоток целесообразнее осуществлять с точки зрения кинетики процесса сушки; объясняется это тем, что при противотоке в конце процесса при незначительной скорости сушки материал (если допускается) подвергается воздействию сушильного агента с более высокой температурой (как известно, влажностная зависимость от его температуры).

Перекрестный ток. Этот способ применяется в том случае, если при параллельном токе нельзя пропустить через сушильную камеру требуемое количество воздуха из-за значительного сопротивления камеры, а материал можно нагревать до высоких температур при любой его влажности. Последнее условие обусловлено тем, что при перекрестном токе сушильная способность воздуха используется незначительно (рис. IV—5): t_2 и ϕ_2 мало отличаются от t_1 и ϕ_1 ; поэтому сушка происходит при более жестком режиме. Это ускоряет процесс, но увеличивает расход воздуха. Например, при применении перекрестного тока в сахаросушилке КС-2 сушка происходит при более высокой средней температуре воздуха, чем в туннельных сушилках ($t_{ср} = 115^\circ\text{C}$ вместо 95°C).

Благодаря этому время сушки снижается до 4,5—5 ч вместо 6—7 ч.

ТАБЛИЦА IV—3
Конструкции установок, применяемых для сушки различных пищевых продуктов и материалов

Высушиваемый продукт	Конструкция сушильных установок
Зерно	Шахтные (с коробами), жалюзийные, барабанные, с «кипящим» слоем, пневмогазовые и газовые рециркуляционные, опытные инфракрасные и др.
Хлеб	Камерные, туннельные, конвейерные
Макаронные изделия	Шафные, камерные, шахтные (с поворотными полками), ленточные, конвейерные (с бастунами), входящие в поточные линии
Пекарские дрожжи	Шафные, камерные, карусельные, барабанные, вибрационные, ленточные, шахтные, пневмотрубы, вакуумные, сублимационные
Дрожжи кормовые	Вальцовые, распылительные
Солод белый (ячменный)	Ситочные—одно-, двух- и трехъярусные, шахтные с вертикальными решетками, барабанные и др.
Солод красный (ржаной)	Ситочные («овинные»), шахтные
Крахмал	Барабанные, ленточные, пневмогазовые, опытные с фонтанирующим слоем и с кипящим слоем
Сахар-песок	Каскадные, турбинные, барабанные, опытные с кипящим слоем
Сахар-рафинад	Туннельные, камерные, конвейерные, входящие в поточные линии
Пастила	Камерные, туннельные, конвейерные
Мармелад	Камерные, конвейерные (с подвесными вагонетками), опытные с инфракрасными излучателями
Бобы какао	Огневые сушильно-обжарочные аппараты, опытная высокочастотная установка, шахтные с виброкипящим слоем
Витамины, ферменты	Вакуум-шкафы, камерные, распылительные, опытные с виброкипящим слоем, сублимационные
Овощи и фрукты	Камерные, ленточные, опытные с инфракрасными излучателями, сублимационные
Молоко и яйца	Вакуум-вальцовые, распылительные, сублимационные, опытные с виброкипящим слоем
Мясо и рыба	Камерные, вакуум-шкафы, сублимационные установки, опытные в поле высокой частоты
Чай и кофе	Камерные, конвейерные, опытная инфракрасная, распылительные и сублимационные для быстрорастворимых продуктов
Цикорий (экстракт)	Карусельные, опытные сублимационные и др.
Соль	Барабанные, с кипящим слоем и трубы-сушилки
Жом	Барабанные, барабанная с пневмотрубой
Зерно-картофельная барда	Барабанные
Мыло туалетное и хозяйственное	Вакуум-сушильные установки непрерывного действия
Синтетические моющие порошки	Распылительные установки

ХАРАКТЕРИСТИКА СУШИЛОК ПО КОНСТРУКЦИИ СУШИЛЬНОЙ КАМЕРЫ

Конструкции сушильных установок чрезвычайно разнообразны, что было показано в третьей части (табл. III—3) и видно из табл. IV—3.

ГЛАВА XI

ОСНОВЫ РАСЧЕТА СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

В пищевой промышленности наибольшее применение имеют воздушные сушилки. Каждый такой агрегат состоит из таких 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 мы познакомимся с методикой расчета рабочей (сушильной) камеры сушильной установки.

ПЛАН РАСЧЕТА СУШИЛЬНОЙ УСТАНОВКИ

Сушилка рассчитывается на основании задания, которое обычно включает следующие исходные данные:

а) по установке в целом: 1) производительность; 2) вид сушильного агента; 3) способ подвода тепла к материалу и способ нагрева сушильного агента (тип калорифера); 4) характер циркуляции сушильного агента (принудительная, естественная); 5) способ загрузки и транспортировки материала;

б) по материалу: 1) начальная и конечная влажность; 2) начальная и максимально допустимая температура; 3) теплоемкость сухого вещества материала; 4) размеры и масса изделия (например, ломтя хлеба в сушарной сушилке); 5) объемная масса и др.;

в) по режиму сушки: 1) параметры наружного воздуха и обрабатываемого сушильного агента; 2) максимально допустимая температура сушильного агента; 3) скорость сушильного агента; 4) продолжительность сушки.

Некоторых из приведенных данных может в задании не быть; в этом случае выбор их должен быть обоснован при проектировании сушилки. Так, например, могут быть выбраны тип калорифера, способ транспортировки материала и т. п.

Для увязки статического расчета сушилки с кинетикой процесса сушки нужно иметь кривые сушки и знать их уравнения; на основании этих кривых сушильная камера разбивается на зоны и расчет производится по зонам. Установка рассчитывается по следующей примерной схеме.

I. Общая часть: 1) выбор типа сушилки; 2) обоснование и выбор варианта сушильного процесса.

II. Расчет сушильной камеры: 1) расчет габаритов сушильной камеры; 2) расчет массы испаренной влаги; 3) выбор конструкции ограждений сушильной камеры и расчет потерь тепла в окружающую среду; 4) расчет остальных потерь сушильной камеры и определение величины Δ ; 5) построение процесса в $I-d$ -диаграмме; 6) расчет расхода воздуха; 7) расчет расхода тепла.

III. Расчет нагревательной установки (калорифера): 1) выбор конструкции калорифера и теплоносителя (теплоотдатчика); 2) расчет средней температурной разности; 3) расчет коэффициента теплопередачи; 4) расчет поверхности нагрева; 5) расчет топки (для огневого калорифера и сушилки, для которой в качестве сушильного агента используются топочные газы).

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

V. Конструктивная разработка и механический расчет установки (каркас, ограждения, двери, приводные механизмы, конвейер, питательные и выпускные механизмы, фундаменты под вентиляторы, шиберы-задвижки и т. д.)*.

VI. Составление технико-экономической характеристики сушилки. На основании расчетных данных составляют таблицу основных технико-экономических показателей сушильной установки для сравнения с показателями действующих типовых установок.

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. IV—6 представлена типовая 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 (влажность) 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 парамет-

* Расчеты калориферов и вентиляционной установки, а также механические расчеты здесь не рассматриваются; они производятся известными из других курсов методами (теплотехника, гидравлика, дисциплины механического цикла).

ры 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 процентах к общей массе) и θ_1 (температура); после сушки параметры материала W_2 и θ_2 .

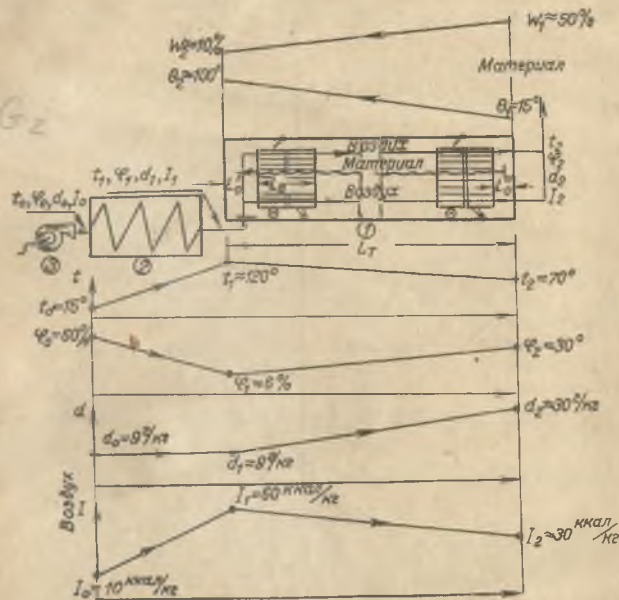


Рис. IV—6. Схема воздушной сушилки туннельного типа (к расчету).

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:

$$g_1 = g_2 + U, \quad (IV-1)$$

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 $g_{с.вещ}$ (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:

$$\left. \begin{aligned} g_1 &= g_{с.вещ} + \frac{W_1}{100} g_1, \\ g_1 &= \frac{g_{с.вещ}}{1 - \frac{W_1}{100}} \end{aligned} \right\} \quad (IV-2)$$

$$\left. \begin{aligned} g_2 &= g_{с.вещ} + \frac{W_2}{100} g_2, \\ g_2 &= \frac{g_{с.вещ}}{1 - \frac{W_2}{100}} \end{aligned} \right\} \quad (IV-3)$$

Из этих уравнений можно получить соотношение:

$$\frac{g_1}{g_2} = \frac{100 - W_2}{100 - W_1}. \quad (IV-4)$$

Отсюда масса высушенного материала

$$g_2 = g_1 \frac{100 - W_1}{100 - W_2}.$$

Масса сырого материала

$$g_1 = g_2 \frac{100 - W_2}{100 - W_1}. \quad (IV-5)$$

Из основного уравнения (IV-1) и соотношения (IV-4) можно получить соотношения, часто применяющиеся при расчете сушильных установок:

$$\frac{U}{g_1} = 1 - \frac{g_2}{g_1} = 1 - \frac{100 - W_1}{100 - W_2} = \frac{W_1 - W_2}{100 - W_2}; \quad (IV-6)$$

$$\frac{U}{g_2} = \frac{g_1}{g_2} - 1 = \frac{100 - W_2}{100 - W_1} - 1 = \frac{W_1 - W_2}{100 - W_1}. \quad (IV-7)$$

где $\frac{U}{g_1}$ — масса испаренной влаги, приходящейся на 1 кг сырого материала, кг/кг;

$\frac{U}{g_1}$ — масса испаренной влаги, приходящейся на 1 кг высушенного материала, кг/кг.

Таким образом, масса испаренной влаги

$$U = g_1 \frac{W_1 - W_2}{100 - W_2} = g_2 \frac{W_1 - W_2}{100 - W_1} \quad (IV-8)$$

При помощи формул (IV-5) и (IV-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 имеет место некоторая потеря сухого вещества материала в результате уноса, раструски и т. п., то уравнение (IV-5) будет иметь вид:

$$g_2 = \zeta g_1 \frac{100 - W_1}{100 - W_2} \quad (IV-9)$$

или

$$g_1 = \frac{g_2}{\zeta} \frac{100 - W_2}{100 - W_1}$$

где $\zeta < 1$ — коэффициент сохранения материала; $(1 - \zeta)$ — потеря сухого вещества в долях высушенного материала.

При сушке штучных материалов ζ близок к 1. 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 расход воздуха в сушильной камере

В процессе сушки изменяется влагосодержание сушильного агента за счет увеличения массы водяного пара в паровоздушной смеси. Масса абсолютно сухого воздуха должна остаться постоянной. В действительности же масса сухого воздуха в сушильках 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 (кг/ч) не изменяется, и все величины, характеризующие состояние сушильного агента, относят к 1 кг абсолютно сухого воздуха, содержащегося в паровоздушной смеси.

* Например, по данным «Энергоналадки» утечка воздуха из туннельной сушилки для сухарей составляет 2,2% от общего количества циркулирующего воздуха. В некоторых сушильках утечка воздуха может достигать большей величины.

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:

$$\frac{g_1 W_1}{100} + L \frac{d_1}{1000} = \frac{g_2 W_2}{100} + L \frac{d_2}{1000} \quad (IV-10)$$

где $\frac{g_1 W_1}{100}$ — масса влаги, поступившей с материалом в сушильную камеру, кг/ч;

$\frac{g_2 W_2}{100}$ — масса влаги, ушедшей с материалом, кг/ч;

$\frac{L d_1}{1000}$ — масса влаги, поступившая с воздухом, кг/ч (d , г/кг с. в., $\frac{d}{1000}$, кг/кг с. в.);

$\frac{L d_2}{1000}$ — масса влаги, ушедшей с воздухом, кг/ч.

Из этого уравнения можно написать:

$$\frac{g_1 W_1}{100} - \frac{g_2 W_2}{100} = L \frac{d_2 - d_1}{1000}$$

Разность $\frac{g_1 W_1}{100} - \frac{g_2 W_2}{100}$ — это потеря влаги материалом за

время сушки, или количество испаренной влаги в час — U (кг/ч). Следовательно, количество испаренной влаги (в кг/ч)

$$U = L \frac{d_2 - d_1}{1000} \quad (IV-11)$$

Масса сухого воздуха (в кг/ч)

$$L = U \frac{1000}{d_2 - d_1}$$

Обозначим расход воздуха на 1 кг испаренной воды в кг/кг испаренной влаги $\frac{L}{U} = l$. Тогда l (в кг/кг) запишется так:

$$l = \frac{1000}{d_2 - d_1} \quad (IV-12)$$

Так как при прохождении воздуха через калорифер влагосодержание его $d = \text{const}$, т. е. $d_1 = d_0$, то можно написать:

$$l = \frac{1000}{d_2 - d_0} \quad (IV-12')$$

Это уравнение является основным для определения расхода воздуха в сушильной установке. Из уравнения (IV-12') видно, что

этот расход увеличивается с увеличением d_0 ; так как влагосодержание наружного воздуха d_0 в летнее время больше, чем в зимнее время, то вентилятор рассчитывают для летних условий работы сушилки. Вентиляционное устройство рассчитывают обычно по объемному количеству перемещаемого воздуха. Зная расход воздуха по массе сухого воздуха L , можно определить расход воздуха по объему V (м^3 влаги/ч), пользуясь формулой:

$$-V = LV_0, \quad (\text{IV-13})$$

где V_0 — объем влажного воздуха, приходящийся на 1 кг с. в., $\text{м}^3/\text{кг с. в.}$; V_0 можно определить из уравнения состояния (см. главу II), так как на основании закона Дальтона $V_0 = V_{\text{с. в.}}$, где $V_{\text{с. в.}}$ — удельный объем сухого воздуха.

Чтобы проанализировать зависимость l от параметров воздуха, уходящего из сушильной камеры, преобразуем уравнение (IV-12); вместо d_2 подставляем его значение:

$$d_2 = \frac{622 p_{\text{н}_2}}{B - p_{\text{н}_2}} = \frac{622 \varphi_2 p_{\text{н}_2}}{B - \varphi_2 p_{\text{н}_2}}$$

Для упрощения принимаем $d_0 \approx 0$, так как $d_0 \approx 5 \div 10$ г/кг с. в., что в несколько раз меньше d_2 .

После подстановки получаем:

$$l = \frac{1000}{d_2 - d_0} \approx \frac{1000(B - \varphi_2 p_{\text{н}_2})}{622 \varphi_2 p_{\text{н}_2}} = 1,6 \left(\frac{B}{\varphi_2 p_{\text{н}_2}} - 1 \right). \quad (\text{IV-14})$$

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 $p_{\text{н}_2}$, 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 тепла и воздуха, от которого зависят затраты на установку и эксплуатацию вентиляционного устройства).

Расход воздуха может быть определен также графически, по l - d -диаграмме (см. стр. 501).

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 емкостью, т. е. количеством материала, подлежащего

единовременному 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 ломтами 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 (кг в сутки); количество туннелей N ; продолжительность сушки τ (ч).

Емкость одного туннеля по высушенному материалу

$$G_{\text{т}} = \frac{G_2}{N \frac{24}{\tau}} = \frac{G_2 \tau}{N \cdot 24}, \quad (\text{IV-15})$$

где $\frac{24}{\tau}$ — количество оборотов туннеля за сутки.

При емкости одной вагонетки $g_{\text{ваг}}^{\text{м}}$ (кг) получим выражение для определения числа вагонеток n , одновременно находящихся в туннеле:

$$n = \frac{G_{\text{т}}}{g_{\text{ваг}}^{\text{м}}} = \frac{G_2 \tau}{N \cdot 24 g_{\text{ваг}}^{\text{м}}}. \quad (\text{IV-16})$$

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

$$L_{\text{т}} = n L_{\text{ваг}} + L_0, \quad (\text{IV-17})$$

где $L_{\text{ваг}}$ — длина вагонетки, м,

Величину L_0 принимают по конструктивным соображениям в зависимости от емкости туннеля и способа подачи воздуха. Если воздух подается в туннель снизу, то расстояние L_0 , необходимое для свободного прохода воздуха в туннель (см. рис. IV-5), 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 $S(\text{м})$. Расчет производится по формуле, аналогичной формуле (IV—16):

$$S = \frac{G_s \tau}{N \cdot 24 g_k}, \quad (\text{IV—18})$$

где g_k — масса высушенного материала, приходящегося на 1 м конвейера, кг/м; эта величина зависит от типа сушилки (ленточная, люлечно-подкиловая и т. д.) и выбирается на основании опытных данных;

$\frac{G_s \tau}{N \cdot 24}$ — емкость одной сушильной камеры по высушенному материалу, кг;

N — число сушильных камер.

Зная длину конвейера S и время сушки, можно рассчитать скорость движения конвейера v (м/мин или м/с):

$$v = \frac{S}{\tau \cdot 60} \text{ м/мин} = \frac{S}{\tau \cdot 3600} \text{ м/с}. \quad (\text{IV—19})$$

Габариты шахтных, барабанных и распылительных сушилок обычно приблизительно рассчитывают по напряжению объема сушильной камеры по влаге A кг влаги/(м³·ч), определенному экспериментально.

Объем сушильной камеры

$$V_{\text{с.к.}} = \frac{U}{A}, \quad (\text{IV—20})$$

где U — количество испаренной влаги, определенное по формуле (IV—8), кг/ч.

Для шахтных зерносушилок $A = 30 \div 50 \text{ кг/(м}^3 \cdot \text{ч)}$.

В табл. IV—4 приведены данные, характеризующие работу барабанных сушилок при сушке пищевых продуктов.

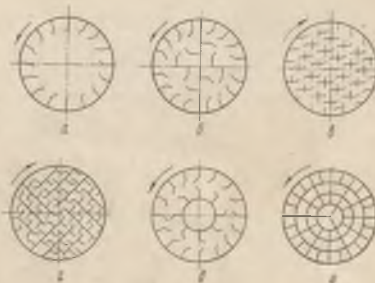
Устройство внутренних насадок, разрыхляющих материал, показано на рис. IV—7. При вращении барабана насадки захватывают материал, который затем ссыпается вниз; он соприкасается при этом с сушильным агентом, проходящим через барабан.

ТАБЛ
Напряжение барабана по влаге A в барабанных сушилках для некоторых пищевых продуктов

Материал	Влажность материала, %		Температура сушильного агента, °С		A , кг влаги/(м ³ ·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	То же
Сахарный песок	3,0	0,15	100	40	8—9	Подъемно-лопастная система
Соль поваренная	4—6	0,2	150—200	—	7	То же

Рис. IV—7. Схема внутренних насадок в барабанной сушилке:

a — подъемно-лопастная система; b — секторная; $в$ и $г$ — распределительные; $д$ — комбинированная; $е$ — převалочная с закрытыми ячейками.



Величина A для распылительных сушилок* зависит от температуры сушильного агента, физико-химических свойств жидкости и конструкции установки. Примерные значения A приведены в третьей части.

Тепловой расчет сушильной камеры

Чтобы рассчитать расход тепла в сушильной установке, составляют тепловой баланс сушильной камеры. Для установившегося процесса уравнение теплового баланса — это равенство между количеством тепла, поступающим в сушильную камеру, и количеством тепла, уходящим из нее. Для упрощения вначале рассмотрим

* Более точные методы расчета распылительных сушилок см. в третьей части.

рим простую калориферную сушилку без потерь и дополнительного подвода тепла в сушильную камеру — так называемую «теоретическую» сушилку (см. схему на рис. IV—6).

ТЕОРЕТИЧЕСКАЯ СУШИЛКА

В сушилке без потерь тепло тратится только на испарение влаги из материала и на нагрев уходящего воздуха; затраты тепла 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:

$$LI_1 + g_1 c_{M_1} \theta_1 = LI_2 + g_2 c_{M_2} \theta_2. \quad (IV-21)$$

где I_1 и I_2 — энтальпия воздуха до и после сушильной камеры, кДж/кг с. в.; c_{M_1} и c_{M_2} — удельная теплоемкость материала до и после сушки, кДж/(кг·К).

Таким образом, из (IV—21) видно, что количество тепла (кДж/ч или Вт), поступающее в сушильную камеру с воздухом (LI_1)* и материалом ($g_1 c_{M_1} \theta_1$), равно количеству тепла, уходящему из камеры с воздухом (LI_2) и материалом ($g_2 c_{M_2} \theta_2$).

Так как $g_1 = g_2 + U$, то принимая удельную теплоемкость воды $c_{вд}$ равной 1 ккал/(кг·°С), можно написать:

$$g_1 c_{M_1} \theta_1 = g_2 c_{M_2} \theta_1 + U \theta_1. \quad (IV-21a)$$

В системе СИ $c_{вд} = 4,19$ кДж/(кг·К), и тогда $g_1 c_{M_1} \theta_1 = g_2 c_{M_2} \theta_1 + U \cdot 4,19 \theta_1$, или в общем виде $g_1 c_{M_1} \theta_1 = g_2 c_{M_2} \theta_1 + U c_{вд} \theta_1$. Подставляя (IV—21a) в уравнение баланса, получим:

$$LI_1 + g_2 c_{M_2} \theta_1 + U c_{вд} \theta_1 = LI_2 + g_2 c_{M_2} \theta_2.$$

Для сушилки без потерь $\theta_1 = \theta_2$, поэтому

$$LI_1 + U c_{вд} \theta_1 = LI_2. \quad (IV-22)$$

Таким образом, энтальпия воздуха, выходящего из сушильной камеры,

$$I_2 = I_1 + \frac{U c_{вд} \theta_1}{L}. \quad (IV-23)$$

* 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 $\int p dV$ израсходована в калорифере при нагревании воздуха. Эти термодинамические потери будут учтены при расчете общей поправки в действительной сушильной установке.

Из формулы (IV—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

$$I_2 = I_1 = \text{const}^*. \quad (IV-24)$$

Тепловой баланс процесса нагрева воздуха в калорифере может быть записан так:

$$LI_0 + Q_{\text{кал}} = LI_1, \quad (IV-25)$$

где I_0 — энтальпия воздуха, поступающего в калорифер, кДж/кг; $Q_{\text{кал}}$ — тепло, сообщенное 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:

$$Q_{\text{кал}} = L(I_1 - I_0). \quad (IV-26)$$

Разделим обе части уравнения на U и обозначим $\frac{Q_{\text{кал}}}{U} = q_{\text{кал}}$. Тогда

$$q_{\text{кал}} = I(I_1 - I_0). \quad (IV-27)$$

Если подставить значение LI_1 из формулы (IV—25) в формулу (IV—22), то получим:

$$LI_0 + Q_{\text{кал}} + U c_{вд} \theta_1 = LI_2.$$

Отсюда получим другое выражение для расхода тепла в калорифере теоретической сушилки:

$$Q_{\text{кал}} = L(I_2 - I_0) - U c_{вд} \theta_1, \quad (IV-28)$$

или

$$q_{\text{кал}} = I(I_2 - I_0) - c_{вд} \theta_1. \quad (IV-29)$$

Чтобы выяснить структуру теплового баланса сушилки без потерь, подставим в формулу (IV—29) соответствующие значения I_2 и I_0 из формулы:

$$I = c_{с.в} t + \frac{d}{1000} I_{\text{п}},$$

где $I = r + 0,44t$ — энтальпия пара, содержащегося в воздухе.

После подстановки получим:

$$q_{\text{кал}} = I[c_{с.в}(t_2 - t_0) + 0,001(d_2 I_{\text{п}2} - d_0 I_{\text{п}0})] - c_{вд} \theta_1.$$

Преобразуем это выражение, раскрыв скобки, прибавив и вычтя произведение $0,001 d_0 I_{\text{п}2}$:

* 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 $I = \text{const}$.

$$q_{\text{кал}} = i_{c, \text{в}} (t_2 - t_0) + 0,001 d_2 i_{n_2} - 0,001 d_0 i_{n_0} + 0,001 d_0 i_{n_2} - \\ - 0,001 d_0 i_{n_2} - c_{\text{вл}} \theta_1 = i_{c, \text{в}} (t_2 - t_0) + 0,001 l (d_2 - d_0) i_{n_2} + 0,001 d_0 (i_{n_2} - \\ - i_{n_0}) - c_{\text{вл}} \theta_1.$$

Так как $0,001 l (d_2 - d_0) = 1$, то, группируя члены уравнения, окончательно получим:

$$q_{\text{кал}} = (i_{n_2} - c_{\text{вл}} \theta_1) + l [c_{c, \text{в}} (t_2 - t_0) + 0,001 d_0 (i_{n_2} - i_{n_0})] \quad (\text{IV-30})$$

или

$$q_{\text{кал}} = q_n + q_{\text{ух. в}} \quad (\text{IV-31})$$

Из выражения (IV-31) видно, что в теоретической сушилке тепло, переданное воздуху в калорифере, воспринимается влагой, испаряющейся из материала (q_n), а часть его неизбежно теряется с воздухом, уходящим из сушильной камеры ($q_{\text{ух. в}}$).

ДЕЙСТВИТЕЛЬНАЯ СУШИЛКА

В камере действительной сушилки тепло тратится не только на испарение влаги из материала, перегрев образующегося пара и нагрев уходящего воздуха, но и на следующие потери: нагрев материала q_m и транспортных устройств $q_{\text{тр}}$; на компенсацию потерь в окружающую среду $q_{o, c}$. Кроме того, в сушильной камере воздуху может быть сообщено от поверхностей нагрева, расположенных в самой камере, добавочное количество тепла $q_{\text{доб}}$.

В общем виде уравнение теплового баланса сушильной камеры действительной сушилки можно написать так:

$$q_{\text{кал}} + q_{\text{доб}} = q_n + q_{\text{ух. в}} + \Sigma q_{\text{пот}}. \quad (\text{IV-32})$$

Сумма потерь тепла

$$\Sigma q_{\text{пот}} = q_m + q_{\text{тр}} + q_{o, c}. \quad (\text{IV-33})$$

Общее количество тепла, поступающее в сушильную камеру,

$$q = q_{\text{кал}} + q_{\text{доб}}. \quad (\text{IV-34})$$

Потеря тепла на нагрев материала, уходящего из сушильной камеры, может быть определена по формуле (в кДж/кг влаги):

$$q_m = \frac{g_2}{U} c_{m_2} (\theta_2 - \theta_1), \quad (\text{IV-35})$$

где $\frac{g_2}{U}$ — 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 (IV-7);

$$\frac{g_2}{U} = \frac{100 - W_1}{W_1 - W_2}.$$

Удельная теплоемкость высушенного материала может быть приближенно рассчитана по формуле [в кДж/(кг·К)]:

$$c_{m_2} = \frac{c_{\text{вл}} W_2 + c_{c, \text{вещ}} (100 - W_2)}{100}, \quad (\text{IV-36})$$

где $c_{c, \text{вещ}}$ — 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 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 при 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. Из графика (см. рис. 11-3) видно, что 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 приведенных экспериментальных данных при сушке хлеба в период убывающей скорости: температура воздуха в зоне выгрузки 125, 100, 80° С; конечная температура сухарей 112, 95, 78° С.

Более точно определение θ_2 следует производить, исходя из функциональной зависимости между температурой θ и влагосодержанием материала u в процессе сушки, определяемой величиной коэффициента $b = \frac{d\theta}{du}$ (см. часть вторую).

В первый период сушки и в начальный момент второго периода

$$\frac{d\theta}{d\tau} \approx 0; \quad \frac{du}{d\tau} = \text{const}; \quad b \approx 0. \quad (\text{a})$$

В конце процесса сушки

$$\frac{d\theta}{d\tau} > 0; \quad \frac{du}{d\tau} \rightarrow 0; \quad b \rightarrow \infty. \quad (\text{б})$$

В первом приближении характер зависимости $\theta = f(u)$ можно аппроксимировать уравнением (в), которое удовлетворяет условиям (а) и (б):

$$\theta = t_c - (t_c - t_m) \sqrt{1 - \left(\frac{u_{m_2} - u}{u_{m_2} - u_p} \right)^2}, \quad (\text{в})$$

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 режимных параметров процесса (температура t и влажность воздуха φ) 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. $\theta = f_2(\tau)$; для конца процесса сушки определяют конечную температуру материала θ_2 .

Так как $u_p = f(t, \varphi)$, 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 (IV—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:

$$Rb = - \frac{(c_{с. в. в.} + c_{вл} u)}{r} (t_c - t_m) \times \\ \times \frac{n \left(\frac{u_{к1} - u}{u_{к1} - u_p} \right)^{n-1}}{2 \sqrt{1 - \left(\frac{u_{к1} - u}{u_{к1} - u_p} \right)^n}} - \frac{1}{u_{к1} - u_p} = -Ko \frac{nE_u^{n-1}}{2 \sqrt{1 - E_u^n}}, \quad (IV-37)$$

где критерий Коссовича для второго периода

$$Ko = \frac{c_m (t_c - t_m)}{r (u_{к1} - u_p)};$$

$$E_u = \frac{u_{к1} - u}{u_{к1} - u_p};$$

здесь теплоемкость материала (приведенная) $c_m = c_{вл} u + c_{с. в. в.}$.

Уравнение (IV—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):

$$\frac{Rb}{Ko} = - \frac{nE_u^{n-1}}{2 \sqrt{1 - E_u^n}} \quad (IV-38)$$

Показатель степени n определяют путем обработки экспериментальных данных при построении в логарифмических координатах зависимости вида

$$\lg (1 - E_u^n) = n \lg E_u,$$

$$\text{где } E_u = \frac{t_c - \theta}{t_c - t_m}$$

Кинетический расчет установки сводится к определению зависимости $Rb = f(u)$ или $Rb = f_1(\tau)$ с последующим расчетом полезного расхода тепла $q_{пол}$ во времени по формуле:

$$q_{пол} = \rho_0 R_V r \frac{du}{dt} (1 + Rb),$$

здесь $q_{пол}$ относится к единице поверхности испарения в единицу времени.

Потеря тепла на нагревание транспортных устройств (вагонов, кассет) может быть рассчитана по формуле (в кДж/кг влаги):

$$q_{тр} = \frac{g_{тр}}{U} c_{тр} (\theta_{тр2} - \theta_{тр1}), \quad (IV-39)$$

где $g_{тр}$ — масса транспорта, проходящего за 1 ч через сушильную камеру, кг/ч; для туннельной сушилки

$$g_{тр} = \frac{n (g_{ваг} + g_{кас})}{\tau};$$

τ — продолжительность сушки, ч;
 n и $g_{ваг}$ — число и масса вагонок;
 $g_{кас}$ — масса кассет на одной вагонетке;
 $\frac{g_{тр}}{U}$ — масса транспорта, приходящаяся на 1 кг испаренной влаги, кг/кг влаги;
 $c_{тр}$ — удельная теплоемкость материала, из которого изготовлено транспортное устройство [обычно оно изготавливается из стали, теплоемкость которой можно принять 0,48 кДж/(кг·К)];
 $\theta_{тр1}$ — температура транспорта при входе в сушильную камеру; $\theta_{тр1}$ принимается равной температуре воздуха цеха;
 $\theta_{тр2}$ — температура транспорта при выходе из сушильной камеры; $\theta_{тр2}$ принимается равной температуре воздуха в выгрузочной зоне камеры, т. е. $\theta_{тр2} = t_c$.

Потери тепла в окружающую среду $q_{ос}$ могут состоять из основной потери через ограждения сушильной камеры $q_{огр}$ (основ-

ная величина) и потери с утечкой воздуха через неплотности $q_{ут.в}$; $q_{о.с} = q_{огр} + q_{ут.в}$.

Потерю тепла через ограждения сушильной камеры рассчитывают по известным формулам теплопередачи, как сумму потерь отдельными участками в кДж/кг влаги:

$$q_{огр} = \frac{\Sigma k F \Delta t_{ср}}{U}, \quad (IV-40)$$

где F — поверхность участка, м²;
 k — общий коэффициент теплопередачи участка ограждения, Вт/(м²·К);
 $\Delta t_{ср}$ — средняя разность температур для участка; $\Delta t_{ср} = t_{ср} - t_{в}$;
 $t_{ср}$ — средняя температура воздуха (паровоздушной среды) в сушильной камере на участке;

$$t_{ср} = \frac{t_1 + t_2}{2},$$

t_1 и t_2 — максимальная и минимальная температура воздуха в сушильной камере на участке;
 $t_{в}$ — температура воздуха в помещении.

Все ограждения разделяют на участки в зависимости от их конструкции (стены, потолок, двери, пол), а также в зависимости от рода материалов (металл, кирпич и др.). Общий коэффициент теплопередачи k [Вт/(м²·К)] определяют по известной формуле:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \Sigma \frac{\delta_n}{\lambda_n} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (IV-41)$$

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;
 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 указанных факторов на коэффициенты теплообмена и приводятся рас-

* Михеев М. А. Основы теплопередачи. Госэнергоиздат, 1956.
 Гребер Г., Эрк С., Григуль У. Основы учения о теплообмене. Под ред. А. А. Гухмана. ИЛ, 1958.
 Кутателадзе С. С. Основы теории теплообмена. 2-е изд. Машгиз, 1962.

четные уравнения, полученные в результате обобщения огромного экспериментального материала. Это обобщение проведено на основе теории подобия, при помощи которой коэффициенты теплоотдачи можно определять из соответствующих критериальных уравнений.

В сушильной камере воздух чаще всего движется под действием вентилятора; поэтому здесь имеет место вынужденное движение воздуха, и теплоотдача от воздуха сушильной камеры к стенке происходит в основном за счет 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:

$$\alpha_1 = A (\alpha'_1 + \alpha''_1), \quad (IV-42)$$

где A — коэффициент, зависящий от режима движения газа и состояния поверхности стенки; для турбулентного режима и шероховатой поверхности $A = 1,2 \div 1,3$;

α'_1 — коэффициент теплоотдачи при вынужденном движении газа; α''_1 определяется из общей критериальной зависимости:

$$Nu = C Re^n Pr^m, \quad (IV-43)$$

где $Nu = \frac{\alpha l}{\lambda}$ — критерий Нуссельта;

l — определяющий геометрический размер ограждения, м;

λ — коэффициент теплопроводности газа, Вт/(м·К);

C , n и m — коэффициенты, учитывающие условия протекания процесса;

$Re = \frac{vd}{\nu}$ — 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

$$d_{экр} = 4 \frac{S'}{P} = 4 \frac{BH}{2(B+H)} = \frac{2BH}{B+H};$$

S' — площадь поперечного сечения потока газа;

P — смоченный периметр потока;

$Pr = \frac{c_p \mu}{\alpha} = \frac{\mu g}{\lambda}$ — критерий Прандтля; $Pr = \frac{c_p \mu}{\alpha} = \frac{\mu g}{\lambda}$;

α — 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. IV—5, а для топочных газов среднего состава из рис. IV—8.

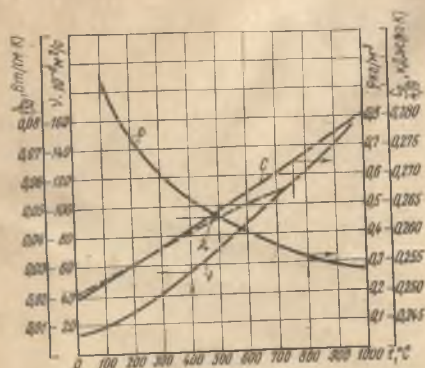


Рис. IV-8. Физические характеристики топочных газов среднего состава:
CO₂ = 12,3%; N₂ = 80,5%;
O₂ = 7,2% (по объему)

Для воздуха как для двухатомного газа $Pr = 0,7$ и формула (IV-43) упрощается^{*}:

$$Nu = C' Re^n. \quad (IV-44)$$

$$\text{При } Re < 10^5 \quad Nu = 0,66 Re^{0,4}; \quad (IV-45)$$

$$\text{при } Re > 10^5 \quad Nu = 0,032 Re^{0,8}. \quad (IV-46)$$

ТАБЛИЦА IV-5

Физические параметры воздуха при $B=735,5$ мм рт. ст.

$t, ^\circ\text{C}$	ρ		$\rho \cdot 10^3, \text{кг/м}^3$	λ		$\alpha \cdot 10^4, \text{Вт/м}^2\text{К}$	$\beta \cdot 10^{-5}, \text{м}^3/\text{К}$	$\nu \cdot 10^{-6}, \text{м}^2/\text{с}$	
	кг/м^3	кг/м^3		$\text{Вт/м}^\circ\text{К}$	$\text{ккал/м}^\circ\text{ч}^\circ\text{К}$			$\text{м}^2/\text{с}$	$\text{м}^2/\text{с}$
0	1,005	0,240	1,252	0,0244	0,0210	0,137	0,195	17,2	1,75
20	1,010	0,242	1,164	0,0256	0,0222	0,157	0,222	18,2	1,86
40	1,010	0,242	1,092	0,0271	0,0234	0,176	0,248	19,2	1,96
60	1,020	0,243	1,025	0,0285	0,0246	0,196	0,278	20,1	2,05
80	1,021	0,244	0,968	0,0298	0,0257	0,217	0,306	21,0	2,14
100	1,021	0,244	0,916	0,0311	0,0268	0,238	0,337	21,7	2,22
120	1,022	0,245	0,870	0,0324	0,0279	0,262	0,368	22,8	2,32
140	1,022	0,245	0,827	0,0336	0,0290	0,285	0,403	23,6	2,40
160	1,028	0,246	0,789	0,0350	0,0301	0,306	0,436	24,2	2,46
180	1,035	0,247	0,755	0,0361	0,0311	0,331	0,469	25,0	2,55
200	1,035	0,247	0,723	0,0372	0,0322	0,358	0,505	26,0	2,64

* Михеев М. А. Основы теплопередачи. Энергоиздат, 1956.

В формуле (IV-42) α_1'' — коэффициент теплообмена естественной конвекцией; он определяется из общей критериальной зависимости:

$$\text{Критерий Грасгофа} \quad Nu = C'' (Gr \cdot Pr)^n. \quad (IV-47)$$

$$Gr = \frac{g \beta \Delta T L^3}{\nu^2} \left(\frac{T_{cp} - T_{ct}}{T_{cp}} \right),$$

где T_{cp} и T_{ct} — температура воздуха и стенки, К.

Постоянные C'' и n для различных значений Gr и Pr приведены ниже (данные М. А. Михеева).

Значения постоянных в формуле (IV-47)

$Gr \cdot Pr$	C''	n	$Gr \cdot Pr$	C''	n
$1 \cdot 10^{-4} - 1 \cdot 10^{-3}$	0,5	0	$5 \cdot 10^2 - 2 \cdot 10^7$	0,54	$1/4$
$1 \cdot 10^{-3} - 5 \cdot 10^2$	1,18	$1/8$	$2 \cdot 10^7 - 1 \cdot 10^{13}$	0,135	$1/3$

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 полученную по формуле (IV-47) величину α увеличивают на 30%; если теплоотдающая поверхность обращена вниз, то α уменьшают на 30%.

Теплоотдача от наружной поверхности стенки сушилки происходит за счет естественной конвекции воздуха помещения и за счет излучения противоположной стене (например, стене здания). Поэтому коэффициент теплоотдачи α_2 является суммой двух коэффициентов:

$$\alpha_2 = \alpha_{2s} + \alpha_2', \quad (IV-48)$$

где α_{2s} — коэффициент теплоотдачи излучением;

α_2' — коэффициент теплоотдачи естественной конвекцией [формула (IV-47)].

Коэффициент α_{2s} [Вт/(м²·К)] рассчитывают по формуле

$$\alpha_{2s} = \frac{C_{2s} \left[\left(\frac{T_{n,ct}}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{ct}}{100} \right)^4 \right]}{t_{n,ct} - t_n}, \quad (IV-49)$$

где C_{1-2} — приведенный коэффициент излучения, Вт/(м²·К⁴); его можно рассчитать по приближенной формуле;

$$C_{1-2} \approx \frac{C_1 C_2}{5,8} \quad (IV-50)$$

C_1 и C_2 — коэффициенты излучения теплоотдающей и тепловоспринимающей поверхности (табл. IV-6);
 $t_{н.ст}$ и $T_{н.ст}$ — температура наружной поверхности стенки сушильной камеры, °С и К;
 $T_{ст}$ — температура тепловоспринимающей стенки, К;
 $t_{в}$ — температура воздуха помещения, °С.

ТАБЛИЦА IV-6

Коэффициенты излучения твердых тел

Наименование материала	С		Наименование материала	С	
	Вт/(м²·К⁴)	ккал/(м²·К⁴)		Вт/(м²·К⁴)	ккал/(м²·К⁴)
Кирпич	5,33	4,6	Медь окисленная	3,25—4,2	2,8—3,6
Штукатурка	5,33	4,6	Медь полированная	0,116	0,1
Бумага	4,65—5,34	4—4,61	Сталь листовая	3,2	2,75
Стекло	5,4	4,65	Алюминий полированный	0,232—0,29	0,2—0,25
Гипс	4,65—5,2	4—4,48	Чугун шероховатый окисленный	4,65	4,00
Картон	5,25	4,52	Свинец окисленный	1,61	1,39
Лак черный и белый	5,05	4,35	Оцинковка	1,32—1,62	1,14—1,4
Масляная краска	4,5	3,86			
Дерево	4,64—5,15	3,9—4,45			

При проектировании обычно придерживаются следующего плана расчета ограждений: 1) все поверхности ограждений разбивают на участки; 2) для каждого участка рассчитывают величину $\Delta t_{ст}$; 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 условиями охраны труда (порядка 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 поверх-

ности стенки. Для проверки можно воспользоваться следующими соотношениями.

1. Для наружной поверхности стенки из уравнения

$$Q_{огр} = \alpha_2 F (t_{н.ст} - t_{в}) = k F (t_{ст} - t_{в}) \quad (IV-51)$$

получаем:

$$t_{н.ст} = t_{в} + \frac{k (t_{ст} - t_{в})}{\alpha_2}$$

2. Для внутренней поверхности стенки из выражения

$$Q_{огр} = \alpha_1 F (t_{ст} - t_{в.ст}) = k F (t_{ст} - t_{в})$$

получаем:

$$t_{в.ст} = t_{ст} - \frac{k (t_{ст} - t_{в})}{\alpha_1} \quad (IV-52)$$

Для предварительных расчетов ограждений камеры сушилок пищевых производств 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 влаги):

$$q_{огр} = \frac{\sum \alpha_2 (t_{н.ст} - t_{в}) F}{U} \quad (IV-53)$$

где $t_{н.ст}$ — температура наружной поверхности стенки на участке, замеренная при испытании;
 α_2 — определяют по приведенным выше формулам.

Потери тепла через пол сушильной камеры ($Q_{пола}$), фундамент или нижнее перекрытие, которые расположены непосредственно на грунте, определяют по формуле (в Вт):

$$Q_{пола} = q_{пола} F_{пола} \quad (IV-54)$$

где $F_{пола}$ — площадь пола, м².

В табл. IV-7 приведены удельные потери тепла $q'_{пола}$ (Вт/м²),

ТАБЛИЦА IV-7

X, м	Потери тепла 1 м² пола $q'_{пола}$ (Вт/м²)						
	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

отнесенные к 1 м² пола и рассчитанные для температуры среды сушильной камеры от 20 до 250° С и для расстояний от наружной стены здания $X = 1 \div 5$ м.

Потеря тепла с утечкой воздуха из сушильной камеры (в кДж/кг влаги)

$$q_{\text{ут. в}} = \frac{L_{\text{ут. в}}}{U} c_{\text{ут. в}} (t_{\text{ср}} - t_{\text{в}}), \quad (\text{IV-55})$$

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):

$$LI_0 + Q_{\text{кал}} + U c_{\text{вл}} \theta_1 + g_2 c_{\text{м}} \theta_1 + g_{\text{тр}} c_{\text{тр}} \theta_{\text{тр}} + Q_{\text{доб}} = \\ = LI_2 + g_2 c_{\text{м}} \theta_2 + g_{\text{тр}} c_{\text{тр}} \theta_{\text{тр}} + Q_{\text{о. с.}}$$

Разделим обе части уравнения на U , т. е. расходы тепла отнесем к 1 кг испаренной влаги; тогда после простых преобразований получим расход тепла в калорифере:

$$q_{\text{кал}} = I(I_2 - I_0) + \frac{g_2}{U} c_{\text{м}} (\theta_2 - \theta_1) + \\ + \frac{g_{\text{тр}}}{U} c_{\text{тр}} (\theta_{\text{тр}} - \theta_{\text{тр}}) + q_{\text{о. с.}} - q_{\text{доб}} - c_{\text{вл}} \theta_1.$$

или

$$q_{\text{кал}} = I(I_2 - I_0) + q_{\text{м}} + q_{\text{тр}} + q_{\text{о. с.}} - q_{\text{доб}} - c_{\text{вл}} \theta_1 = I(I_2 - I_0) + \\ + \Sigma q_{\text{пот}} - q_{\text{доб}} - c_{\text{вл}} \theta_1. \quad (\text{IV-56})$$

В уравнении (IV-56) вместо $q_{\text{кал}}$ подставляем его значение по формулы (IV-27):

$$I(I_1 - I_0) = I(I_2 - I_0) + \Sigma q_{\text{пот}} - q_{\text{доб}} - c_{\text{вл}} \theta_1.$$

Отсюда

$$I(I_2 - I_1) = q_{\text{доб}} + c_{\text{вл}} \theta_1 - \Sigma q_{\text{пот}}$$

Сумму правой части обозначим через Δ (в кДж/кг влаги):

$$q_{\text{доб}} + c_{\text{вл}} \theta_1 - \Sigma q_{\text{пот}} = \Delta. \quad (\text{IV-57})$$

Величину Δ можно назвать «поправкой к действительной сушилке». Тогда

$$I(I_2 - I_1) = \Delta; \quad (\text{IV-58})$$

$$I_2 = I_1 + \frac{\Delta}{I}. \quad (\text{IV-59})$$

Уравнение (IV-59) является основным уравнением, характеризующим изменение энтальпии паровоздушной смеси в действительной сушилке.

Если $\Delta > 0$, т. е. $(q_{\text{доб}} + c_{\text{вл}} \theta_1) > \Sigma q_{\text{пот}}$, то $I_2 > I_1$.

Если $\Delta < 0$, т. е. $(q_{\text{доб}} + c_{\text{вл}} \theta_1) < \Sigma q_{\text{пот}}$, 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 $q_{\text{доб}} + c_{\text{вл}} \theta_1 = \Sigma q_{\text{пот}}$).

Подставляем в формулу (IV-56) значение Δ из формулы (IV-57) и получаем формулу для расчета $q_{\text{кал}}$ (кДж/кг) в действительной сушилке:

$$q_{\text{кал}} = I(I_2 - I_0) - \Delta. \quad (\text{IV-60})$$

Построение процесса в $I-d$ -диаграмме и методика графо-аналитического расчета расхода воздуха и тепла

Изменение параметров воздуха при нагревании его в калорифере, охлаждении и насыщении в сушильной камере наглядно можно представить в $I-d$ -диаграмме (рис. IV-9). Наружный воздух с параметрами d_0 и ϕ_0 (точка A) нагревается в калорифере при $d = \text{const}$; в результате этого его температура повышается с t_0 до t_1 (точка B), а энтальпия — от I_0 до I_1 . Кроме того, при нагревании влажность воздуха уменьшается от ϕ_0 до ϕ_1 . Таким образом, процесс подогрева 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 увеличивается и влажность воздуха от ϕ_1 до ϕ_2 .

Параметры отработавшего 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 (см. рис. IV-9).

В действительной сушилке $I_2 \neq I_1$ и изменение энтальпии воздуха в процессе сушки определяется знаком величины Δ согласно уравнению (IV-59).

Если $\Delta > 0$, то $I_2' > I_1$ и линия действительного процесса BC_1' 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. IV-9, 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. IV-9, в) и воспользуемся уравнением (IV-58): $I(I_2 - I_1) = \Delta$.

В это выражение вместо l подставим его значение $\frac{1000}{d_2 - d_1}$ [формула (IV—12)]. Тогда получим: $\frac{1000}{d_2 - d_1} (I_2 - I_1) = \Delta$.

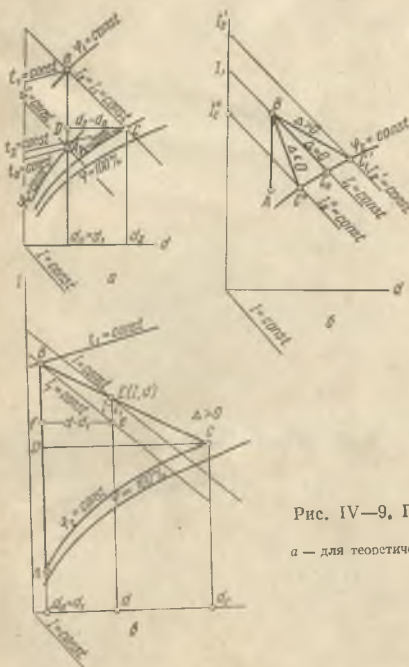


Рис. IV—9. Построение сушильного процесса в I — d -диаграмме: a — для теоретической сушилки; b и c — для действительной сушилки.

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:

$$\frac{1000}{d - d_1} (I - I_1) = \Delta. \quad (IV-61)$$

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 (IV—61), получаем:

$$\frac{1000EeM_I}{efM_d} = \Delta.$$

Обозначив $1000 \frac{M_I}{M_d} = m$ (величина, постоянная для данной диаграммы), получим (в мм):

$$eE = ef \frac{\Delta}{m}. \quad (IV-62)$$

Зная величину отрезка eE , можно изобразить процесс сушики 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 $eE = ef \frac{\Delta}{m}$, 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 (подогрев в калорифере) — BC (процесс сушики).

Построив процесс, можно найти l — расход воздуха (в кг/кг) и $q_{\text{кал}}$ — расход тепла в калорифере (в кДж/кг) по известным формулам:

$$l = \frac{1000}{d_2 - d_0} = \frac{1000}{CDM_d}; \quad (IV-63)$$

$$q_{\text{кал}} = l(I_1 - I_0) = \frac{1000}{CDM_d} ABM_I = m \frac{AB}{CD}, \quad (IV-64)$$

где AB и CD — величины отрезков, мм.

Методика аналитического расчета параметров воздуха в сушильной установке

Процесс, построенный в I — d -диаграмме, дает исключительно 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 примера аналитического расчета сушилки.

I. 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:

$$1. d_0 = \frac{622 p_{H_2O}}{B - p_{H_2O}} = \frac{622 \varphi_0 p_{H_2O}}{B - \varphi_0 p_{H_2O}} \text{ г/кг с. в. [формула (1-92)].}$$

2. По этой же формуле

$$d_2 = \frac{622 \varphi_2 p_{H_2O}}{B - \varphi_2 p_{H_2O}}$$

$$3. l = \frac{1000}{d_2 - d_0} \text{ кг/кг влаги [формула (IV-12')].}$$

$$4. I_2 = c_{с. в.} t_2 + \frac{d_2}{1000} (2500 + 1,84 t_2) \text{ кДж/кг с. в. [формула (I-106)]}$$

$$5. I_0 = c_{с. в.} t_0 + \frac{d_0}{1000} (2500 + 1,84 t_0) \text{ кДж/кг с. в.}$$

$$6. q_{кал} = l (I_2 - I_1) - \Delta \text{ [формула (IV-60)].}$$

7. t_1 находим, используя уравнение,

$$q_{кал} = l (I_1 - I_0) \text{ [формула (IV-27)].}$$

Учитывая, что $d_1 = d_0$, получим

$$q_{кал} = l (I_1 - I_0) = l \left[1,01 t_1 + \frac{d_0}{1000} (2500 + 1,84 t_1) - 1,01 t_0 - \right.$$

$$\left. - \frac{d_0}{1000} (2500 + 1,84 t_0) \right] = l [t_1 (1,01 + 1,84 \cdot 10^{-3} d_0) -$$

$$- t_0 (1,01 + 1,84 \cdot 10^{-3} d_0)] = l (t_1 - t_0) (1,01 + 1,84 \cdot 10^{-3} d_0) \text{ кДж/кг влаги.}$$

$$\text{Отсюда} \quad t_1 = \frac{q_{кал}}{l (1,01 + 1,84 \cdot 10^{-3} d_0)} + t_0. \quad (\text{IV-65})$$

II. Пусть заданными параметрами воздуха будут t_0 , φ_0 , t_1 и t_2 . Расчет найден величина Δ . Требуется найти φ_2 , l и q .

1. По формуле (1-92) находим d_0 :

$$d_0 = \frac{622 \varphi_0 p_{H_2O}}{B - \varphi_0 p_{H_2O}}; \quad d_1 = d_0.$$

2. По формуле (1-106) находим I_1 :

$$I_1 = c_{с. в.} t_1 + \frac{d_0}{1000} (2500 + 1,84 t_1).$$

3. d_2 находим путем совместного решения двух уравнений:

$$l (I_2 - I_1) = \Delta \text{ [формула (IV-58)]}$$

$$l = \frac{1000}{d_2 - d_0} \text{ [формула (IV-12)]} \left\{ \frac{\Delta}{I_2 - I_1} = \frac{1000}{d_2 - d_0} \right.$$

$$\left. \frac{\Delta}{c_{с. в.} t_2 + \frac{d_2}{1000} (2500 + 1,84 t_2) - I_1} = \frac{1000}{d_2 - d_0} \right.$$

Отсюда

$$d_2 = \frac{1000 (c_{с. в.} t_2 - I_1) + \Delta d_0}{\Delta - (2500 + 1,84 t_2)} = \frac{1000 (c_{с. в.} t_2 - I_1) + \Delta d_0}{\Delta - I_{H_2O}}. \quad (\text{IV-66})$$

I_{H_2O} можно принять из соответствующих таблиц (для водяного пара).

4. φ_2 определяем по формуле:

$$\varphi_2 = \frac{d_2 B}{(622 + d_2) p_{H_2O}}. \quad (\text{IV-67})$$

5. Зная d_2 , определяем l : $l = \frac{1000}{d_2 - d_0}$

6. I_0 находим по формуле (в кДж/кг):

$$I_0 = c_{с. в.} t_0 + \frac{d_0}{1000} (2500 + 1,84 t_0).$$

7. Тогда $q_{кал}$ определяем по формуле (IV-60):

$$q_{кал} = l (I_2 - I_0) - \Delta,$$

или по формуле (IV-27)

$$q_{кал} = l (I_1 - I_0).$$

Варианты сушильного процесса

Изложенные методики расчета и построения в диаграмме относятся к так называемому «основному сушильному процессу», т. е. когда весь отработавший газ уходит наружу и дополнительно в сушильной камере он не подогревается. На практике широкое применение имеют сушилки, работающие с возвратом (рециркуляцией) части отработавшего сушильного агента, а также с дополнительным подогревом его в сушильной камере или с промежуточным подогревом. Рассмотрим эти варианты сушильного процесса.

ВАРИАНТ С РЕЦИРКУЛЯЦИЕЙ ОТРАБОТАВШЕГО СУШИЛЬНОГО АГЕНТА

Примем, что сушильным агентом является атмосферный воздух. Схема работы сушилки с рециркуляцией части отработавшего воздуха и изменение параметров его состояния показаны на рис. IV-10.

Часть отработавшего воздуха возвращается к вентилятору, смешивается с наружным воздухом, масса которого равна массе

отработавшего 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.

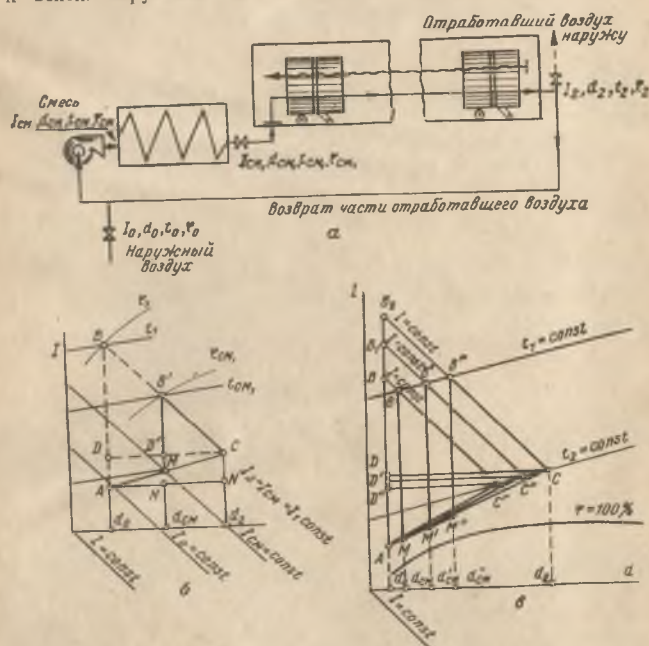


Рис. IV-10. Сушилка с рециркуляцией отработавшего воздуха: а — схема установки; б — построение процесса теоретической сушилки с рециркуляцией; в — уменьшение расхода тепла при изменении величины d_2 .

Параметры смеси $I_{см}$ и $d_{см}$ рассчитывают как средневзвешенные величины. Пусть на 1 кг абсолютно сухого наружного воздуха добавляют n кг абсолютно сухого отработавшего воздуха, тогда энтальпия смеси (в кДж/кг с. в.)

$$I_{см} = \frac{I_0 + nI_2}{1 + n}, \quad (IV-68)$$

а влагосодержание смеси (в г/кг с. в.)

$$d_{см} = \frac{d_0 + nd_2}{1 + n}. \quad (IV-69)$$

Величину n , характеризующую соотношение массы компонентов смеси, называют кратностью смешения. Для построения процесса в I - d -диаграмме воспользуемся выражениями:

$$I_{см} - I_0 = n(I_2 - I_{см}); \quad (IV-70)$$

$$d_{см} - d_0 = n(d_2 - d_{см}). \quad (IV-71)$$

Разделив выражение (IV-70) на (IV-71), получим:

$$\frac{I_{см} - I_0}{d_{см} - d_0} = \frac{I_2 - I_{см}}{d_2 - d_{см}}. \quad (IV-72)$$

Это уравнение является уравнением прямой линии в координатах I — d , проходящей через три точки (см. рис. IV-10): точку А, характеризующую состояние наружного воздуха (I_0, d_0); точку С, характеризующую состояние отработавшего воздуха (I_2, d_2), и точку М, характеризующую состояние смеси ($I_{см}, d_{см}$). Из графика получаем

$$\frac{d_{см} - d_0}{d_2 - d_{см}} = \frac{AK}{KN} = \frac{AM}{MC}.$$

Из уравнения (IV-71)

$$\frac{d_{см} - d_0}{d_2 - d_{см}} = n.$$

Следовательно,

$$\frac{AM}{MC} = n. \quad (IV-73)$$

или

$$\frac{d_{см} - d_0}{d_2 - d_{см}} + 1 = n + 1; \quad (IV-74)$$

$$\frac{d_2 - d_0}{d_2 - d_{см}} = n + 1; \quad \frac{AC}{MC} = n + 1; \quad MC = \frac{AC}{n + 1}. \quad (IV-75)$$

Таким образом, зная n , можно найти положение точки М на линии АС, т. е. параметры смеси; или, наоборот, зная параметры смеси, можно определить требуемую кратность смешения n . В теоретической сушилке с рециркуляцией процесс изобразится ломаной линией АМ (смешение) — МВ' (нагрев в калорифере) — В'С (сушка).

Расход наружного воздуха и части отработавшего, выбрасываемого наружу (в кг/кг),

$$l = \frac{1000}{d_2 - d_0} = \frac{1000}{CDM_d}. \quad (IV-76)$$

Расход циркулирующего воздуха (в кг/кг)

$$l_n = \frac{1000}{d_2 - d_{cm}} = \frac{1000}{CD'M_d} \quad (IV-77)$$

Нетрудно видеть, что

$$\frac{l_n}{l} = \frac{CD}{CD'} = \frac{AM}{MC} = n + 1, \text{ откуда } l_n = l(n + 1). \quad (IV-78)$$

Следовательно, в сушилке с рециркуляцией количество циркулирующего воздуха увеличивается в $(n + 1)$ раз. Это является одним из важных преимуществ таких сушилок, которые получили широкое распространение в промышленности.

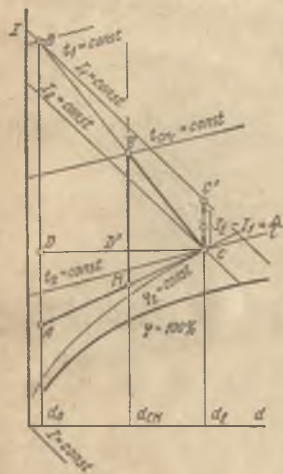


Рис. IV-11. Построение процесса действительной сушилки с рециркуляцией.

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 за счет снижения температуры и повышения влажности воздуха, поступающего в сушильную камеру. Действительно, из графика видно (см. рис. IV-10, б), что благодаря рециркуляции $t_{cm_1} < t_1$, а $\varphi_{cm_1} > \varphi_1$, т. е. режим сушки более мягкий, чем в соответствующей сушилке [при тех же параметрах наружного воздуха (точка A) и отработавшего воздуха (точка C)] без рециркуляции.

Для равномерности сушки в сушилках периодического действия важно также то, что за счет рециркуляции можно уменьшить перепады температур и влажностей 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 тепла в сушилке с рецирку-

ляцией такой же, как в соответствующей (эквивалентной) сушилке без рециркуляции, в которой поступающий воздух имеет более высокую температуру t_1^* :

$$q_{квл} = l(I_1 - I_0) = m \frac{AB}{CD}$$

В калорифер поступает воздух с более высокой энтальпией (I_{cm_1}), чем наружный воздух (I_0), и разность $(I_{cm_1} - I_{cm})$ меньше разности $(I_1 - I_0)$; однако количество воздуха, проходящего через калорифер, соответственно увеличивается $[l_n = l(n + 1)]$; поэтому расход тепла остается неизменным. Действительно, из графика (см. рис. IV-10, б) видно, что

$$\frac{I_1 - I_0}{I_{cm_1} - I_{cm}} = \frac{AB}{MB'} = \frac{AC}{MC} = n + 1.$$

Тогда

$$q_{квл} = l_n(I_{cm_1} - I_{cm}) = l(n + 1) \frac{I_1 - I_0}{n + 1} = l(I_1 - I_0). \quad (IV-79)$$

Расход тепла в сушилке с рециркуляцией можно уменьшить так же, как и в сушилке без рециркуляции, за счет увеличения влагосодержания воздуха, уходящего из сушильной камеры (см. рис. IV-10, в).

ДЕЙСТВИТЕЛЬНАЯ СУШИЛКА С РЕЦИРКУЛЯЦИЕЙ

Обычно при расчете сушилки с рециркуляцией известны параметры наружного (точка A) и отработавшего воздуха (точка C). Учитывая свойства высушиваемого материала, задаются максимально допустимой температурой воздуха, поступающего в сушильную камеру (t_{cm_1}), и рассчитывают величину Δ . Построение процесса в $I-d$ -диаграмме и определение расходов циркулирующего воздуха и тепла проводятся в таком порядке.

Через точку C (рис. IV-11) проводим линию $I_2 = \text{const}$. Предположим, что известны параметры воздуха, выходящего из калорифера, т. е. известны координаты точки B эквивалентного (по расходу тепла) основного процесса (без рециркуляции); через нее проходят изотерма $t_1 = \text{const}$ и линия $I_1 = \text{const}$. Так как заданная температура $t_{cm_1} < t_1$, 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 $t_{cm_1} = \text{const}$. Тогда отрезок

$$C M_1 = I_1 - I_2.$$

* Уточнение см. на стр. 517

Аналитически из формулы (IV-58) $I_2 - I_1 = \frac{\Delta}{l}$.

Следовательно, $I_1 - I_2 = -\frac{\Delta}{l}$, а отрезок

$$CC' = -\frac{\Delta}{lM_i} \text{ мм.} \quad (\text{IV-80})$$

где $l = \frac{1000}{d_2 - d_0}$.

Таким образом, для построения процесса нужно:

- 1) аналитически определить величину отрезка CC' и отложить его на линии $d_0 = \text{const}$;
- 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 $t_{см1} = \text{const}$ даст точку B' ;
- 4) через точку B' провести линию $d_{см} = \text{const}$, 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 тепла

$$q_{\text{кал}} = l_n (I_{см1} - I_{см}) = m \frac{MB'}{CD'}$$

или $q_{\text{кал}} = l (I_1 - I_0) = m \frac{AB}{CD}$

Расход циркулирующего воздуха

$$l_n = \frac{1000}{CD'Md}$$

Для заданных условий расход тепла можно рассчитать аналитически по уравнению (IV-60): $q_{\text{кал}} = l(I_2 - I_0) - \Delta$.

ВАРИАНТ С ПОДОГРЕВОМ ВОЗДУХА В СУШИЛЬНОЙ КАМЕРЕ

Если воздух подогревается не только в калорифере ($q_{\text{кал}}$), но и в сушильной камере ($q_{\text{доб}}$), то общий расход тепла

$$q = q_{\text{кал}} + q_{\text{доб}} = m \frac{AB}{CD} + q_{\text{доб}}.$$

Из уравнения (IV-56)

$$q_{\text{кал}} = l(I_2 - I_0) - q_{\text{доб}} - c_{\text{вл}} \theta_1 + \Sigma q_{\text{пот}}.$$

* 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 $\Delta > 0$ $I_2 > I_1$.

Тогда общий расход тепла

$$q = q_{\text{кал}} + q_{\text{доб}} = l(I_2 - I_0) - c_{\text{вл}} \theta_1 + \Sigma q_{\text{пот}}. \quad (\text{IV-81})$$

Графически (рис. IV-12)

$$l(I_2 - I_0) = \frac{1000}{CDM_d} AFM_i = m \frac{AF}{CD}$$

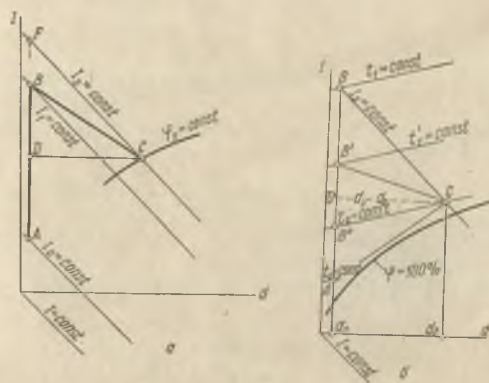


Рис. IV-12. Построение процесса сушки с подогревом воздуха в сушильной камере.

Следовательно, общий расход тепла

$$q = m \frac{AF}{CD} - c_{\text{вл}} \theta_1 + \Sigma q_{\text{пот}}. \quad (\text{IV-82})$$

Тогда

$$\begin{aligned} q_{\text{доб}} &= q - q_{\text{кал}} = m \frac{AF - AB}{CD} - c_{\text{вл}} \theta_1 + \Sigma q_{\text{пот}} = \\ &= m \frac{BF}{CD} - c_{\text{вл}} \theta_1 + \Sigma q_{\text{пот}}. \end{aligned} \quad (\text{IV-83})$$

Выражение для $q_{\text{доб}}$ можно получить также из уравнения (IV-58):

$$l(I_2 - I_1) = \Delta = q_{\text{доб}} + c_{\text{вл}} \theta_1 - \Sigma q_{\text{пот}};$$

$$q_{\text{доб}} = l(I_2 - I_1) - c_{\text{вл}} \theta_1 + \Sigma q_{\text{пот}} = m \frac{BF}{CD} - c_{\text{вл}} \theta_1 + \Sigma q_{\text{пот}}.$$

Вариант с подогревом воздуха в сушильной камере позволяет осуществить процесс сушки при более низкой температуре по срав-

нению с температурой при обычном варианте; таким образом, при варианте с подогревом воздуха в сушильной камере воздуху можно передать требуемое количество тепла при температуре его $t_{\text{макс}}$, не превышающей допустимую для данного продукта. Иначе говоря, процесс сушки можно осуществить при неизменных параметрах наружного и отработавшего воздуха (точки A и C) и постоянных расходах тепла 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. IV—12, б показаны четыре таких процесса для теоретической сушилки, т. е. при

$$\Sigma q_{\text{пот}} - c_{\text{вд}} \dot{v}_1 = 0$$

Процесс первый изображается ломаной линией ABC ; точка B лежит на пересечении линии $d_0 = \text{const}$ и линии $I_2 = \text{const}$.

Определяем расход тепла:

$$q = q_{\text{кал}} = m \frac{AB}{CD}; \quad q_{\text{доб}} = 0; \quad t_{\text{макс}} = t_1.$$

При этом процессе $t_1 > t_2$, т. е. он протекает при снижающейся температуре воздуха в процессе сушки.

Процесс второй изображается ломаной линией $AB'C$:

$$q_{\text{кал}} = m \frac{AB'}{CD}; \quad q_{\text{доб}} = m \frac{BB'}{CD};$$

$$q = q_{\text{кал}} + q_{\text{доб}} = m \frac{AB}{CD}.$$

$t_{\text{макс}} = t_1' (< t_1, \text{ но } > t_2)$ — 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):

$$q_{\text{кал}} = m \frac{AB''}{CD}; \quad q_{\text{доб}} = m \frac{BB''}{CD}; \quad q = m \frac{AB}{CD}$$

Процесс четвертый изображен линией AC . Все тепло, потребное для сушки, сообщается только в сушильной камере:

$$q_{\text{кал}} = 0; \quad q = q_{\text{доб}} = m \frac{AB}{CD}$$

$t_{\text{макс}} = t_2 (> t_0)$ — вариант с повышающейся температурой в процессе сушки.

При вариантах с подогревом воздуха в сушильной камере и с промежуточным подогревом воздуха расход тепла 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 отработавшего воздуха в каждую зону.

ГЛАВА XII

ОЦЕНКА ЭФФЕКТИВНОСТИ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЭНЕРГЕТИЧЕСКОГО КОЭФФИЦИЕНТА ПОЛЕЗНОГО ДЕЙСТВИЯ СУШИЛЬНОЙ УСТАНОВКИ

Степень совершенства всякой тепловой установки, в частности и сушильной, оценивается ее энергетическим к. п. д., который представляет собой отношение полезно использованной энергии (тепла) ко всей затраченной:

$$\eta_{\text{эн}} = \frac{q_{\text{пол}}}{q_{\text{затр}}}$$

Для любой сушильной установки полезно использованным теплом нужно считать только то тепло, которое затрачено на испарение влаги из материала*. Это тепло (кДж/кг с. г.), отнесенное к

1 кг сухого газа (воздуха), записывается в виде:

$$q_{\text{пол}} = r \frac{d_2 - d_1}{1000},$$

где r — удельная теплота парообразования; она принимается по средней температуре материала:

$$\theta = \frac{\theta_1 + \theta_2}{2}$$

Если материал высушивается до малой влажности, учитывается также величина Δr — расход энергии на преодоление связи влаги с материалом (см. часть первую).

Что касается затраченного тепла, то для конвективных сушилок оно представляет собой тепло, воспринимаемое 1 кг газа в калорифере:

$$q_{\text{затр}} = c_p (t_1 - t_0).$$

* Естественно, что величина к. п. д. увязывается с конкретной конструкцией сушилки при сушке определенного материала.

Если расчет вести на 1 кг испаренной влаги, то можно считать

$$\eta_{\text{эн}} \approx \frac{r}{q_{\text{кал}}}, \text{ или } \eta_{\text{эн}} = \frac{r + \Delta r}{q_{\text{кал}}}, \quad (\text{IV-84})$$

где $q_{\text{кал}}$ — расход тепла 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 затраченным теплом нужно также считать $c_p(t_1 - t_0)$, где t_1 — температура газа, поступающего в сушильную камеру, и t_0 — температура окружающей среды.

Тогда при всех условиях к. п. д. собственно конвективной сушилки (сушильной камеры) представится в виде:

$$\eta_{\text{к}} = \frac{r(d_2 - d_1)}{c_p(t_1 - t_0) \cdot 1000}. \quad (\text{IV-85})$$

Если же газовая сушильная установка имеет топку и требуется учесть потери в ней, то для этого используется выражение для к. п. д. топки:

$$\eta_{\text{т}} = \frac{c_p(t_1 - t_0)}{B_{\text{уд}} Q_{\text{п}}^{\text{в}}}, \quad (\text{IV-86})$$

где $B_{\text{уд}}$ — удельный расход топлива на 1 кг сухого газа;

$$B_{\text{уд}} = \frac{B}{L};$$

B и L — часовой расход топлива и сухого сушильного агента.

Если значение произведения $c_p(t_1 - t_0)$ из (IV-86) подставить в (IV-85), то получим:

$$\eta_{\text{к}} = \frac{r(d_2 - d_1)}{\eta_{\text{т}} B_{\text{уд}} Q_{\text{п}}^{\text{в}} \cdot 1000}.$$

Тогда к. п. д. всей установки

$$\eta_{\text{эн. у}} = \eta_{\text{эн}} \eta_{\text{т}} = \frac{r(d_2 - d_1)}{B_{\text{уд}} Q_{\text{п}}^{\text{в}} \cdot 1000}.$$

или

$$\eta_{\text{эн. у}} = \frac{r(d_2 - d_1) L}{B Q_{\text{п}}^{\text{в}} \cdot 1000}. \quad (\text{IV-87})$$

Если подставить

$$L = U \frac{1000}{d_2 - d_1}.$$

то получим:

$$\eta_{\text{эн. у}} = \frac{rU}{B Q_{\text{п}}^{\text{в}}}. \quad (\text{IV-88})$$

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 допущение об изобарности процесса может привести к ошибкам. В самом деле, если в атмосферных сушилках считать $B = p_n + p_a = \text{const}$, то при увеличении p_n в процессе сушки p_a должно уменьшиться, т. е. парциальное давление рабочего тела, поданного в сушильную камеру, должно уменьшиться.

Детальный термодинамический анализ сушильного процесса произведен Д. М. Левиным; он обобщил результаты проведенного исследования и предложил уточненный метод расчета сушильного процесса.

Мы уже указывали*, что при составлении теплового баланса сушильной камеры было сделано допущение, что тепло, вносимое 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 $\int_{T_0}^{T_1} p dV$, 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 дальнейшим 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. IV-13). Пусть точка O изображает

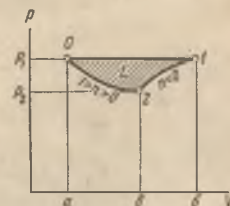


Рис. IV-13. Изменение состояния воздуха в процессе сушки в p — V -диаграмме.

* См. сноску на стр. 486.

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 $2-0$, характеризующей 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 $0-1-6-a$ представляет собой работу расширения воздуха в калорифере; площадь $1-2-6-b$ — работу сжатия воздуха в сушильной камере, и, наконец, площадь $2-0-a-b$ — 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 $0-1-6-a$, больше работы, которую вернуло атмосферное давление этому воздуху, изображенной площадью $1-2-0-a-b$, 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. IV-14).

Пусть на $T-S$ -диаграмме точка 0 изображает начальное состояние воздуха перед поступлением его в калорифер. Эта точка лежит на изобаре $p_1 \approx B$.

Процесс нагревания воздуха в калорифере от T_0 до T_1 изображается отрезком $0-1$ на изобаре $p_1 = \text{const}$. В сушильной камере 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

$$n = \frac{\ln \frac{p_1}{p_2}}{\ln \frac{V_2}{V_1}}$$

Пользуясь уравнением состояния, можно заменить $\frac{V_2}{V_1} = \frac{p_1}{p_2} \cdot \frac{T_2}{T_1}$.

Тогда

$$n = \frac{\ln \frac{p_1}{p_2}}{\ln \frac{p_1}{p_2} + \ln \frac{T_2}{T_1}} \quad (\text{IV}-89)$$

Так как для процесса в сушильной камере $p_2 < p_1$, то числитель выражения (IV-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 (IV-89) оказывается отрицательным и показатель политропы $n < 0$.

Величину n можно выразить как отношение:

$$n = \frac{c - c_p}{c - c_v}$$

где c_p и c_v — теплоемкость при постоянном давлении и постоянном объеме; c — теплоемкость, соответствующая процессу в сушильной камере.

Так как $n = \frac{c - c_p}{c - c_v} < 0$, 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. IV-13).

Так как дифференциал теплоты $dQ = TdS$, то в $T-S$ -диаграмме соответствующие площади представляют в масштабе теплоту, воспринятую или отданную воздухом; площадь $0-1-6-a$ экви-

валентна 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 выделенного тепла по сравнению с количеством действительно выделяющегося тепла. Так как фактически выделяется меньше тепла, то испаряется соответственно меньше влаги и фактическая производительность сушилки меньше, чем полученная по расчету с учетом 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 тепла 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 мере компенсируется работа расширения газа при его нагревании в калорифере. Выделенная теплота $Q = \Delta U$; поэтому при политропическом процессе она будет меньше, чем при изобарном, хотя внутренняя энергия ΔU , определяемая только разностью температур, изменяется на одну и ту же величину для обоих процессов.

Если в уравнение теплового баланса изобарной теоретической сушилки ввести термодинамические потери $q_{\text{терм}}$, то получим уравнение баланса с учетом политропичности процесса:

$$q_{\text{кал}} = q_{\text{и}} + q_{\text{ух. в}} + q_{\text{терм}} \quad (IV-90)$$

Аналогично для действительной сушилки будем иметь:

$$q_{\text{кал}} + q_{\text{доб}} = q_{\text{и}} + q_{\text{ух. в}} + \Sigma q_{\text{пот}} \quad (IV-91)$$

$$\text{где } \Sigma q_{\text{пот}} = q_{\text{м}} + q_{\text{тр}} + q_{\text{о.с}} + q_{\text{терм}} \quad (IV-92)$$

Д. М. Левин получил следующее выражение для расчета $q_{\text{терм}}$:

$$q_{\text{терм}} = 0,0005515 (T_1 + T_2) (d_2 - d_1) \text{ ккал/кг с. в.} = \\ = 0,002299 (T_1 + T_2) (d_2 - d_1) \text{ кДж/кг с. в.}$$

Если эту потерю, как и остальные потери тепла в сушильной установке, отнести к 1 кг испаренной влаги, то получим простую формулу для определения термодинамических потерь:

$$q_{\text{терм}} = 0,0005515 (T_1 + T_2) (d_2 - d_1) \text{ ккал/кг влаги,} \\ \text{или } q_{\text{терм}} = 0,230 (T_1 + T_2) \text{ кДж/кг влаги.} \quad (IV-93)$$

Тогда при расчете действительной сушилки должна быть введена общая поправка:

$$\Delta_{\text{общ}} = q_{\text{доб}} + q_{\text{и}} - \Sigma q_{\text{пот}} \quad (IV-94)$$

В остальном построение процесса в $I-d$ -диаграмме и весь расчет сушильной установки производят по описанному выше методу. Понятно, что в связи с увеличением $\Sigma q_{\text{пот}}$ за счет $q_{\text{терм}}$ увеличивается и $\Delta_{\text{общ}}$ по сравнению с Δ . Поэтому длина отрезка $eE' = ef \frac{\Delta_{\text{общ}}}{m}$ будет больше длины отрезка $eE = ef \frac{\Delta}{m}$ и линия действительного процесса BC пройдет ниже линии изобарного процесса. При этом влагосодержание d_2 будет меньше, что вызовет увеличение расхода воздуха и соответствующее увеличение расхода тепла (см. рис. IV-9, в).

Таким образом, в расчет будут внесены необходимые коррективы, учитывающие термодинамические потери в процессе сушки и выявляющие действительную потребность в тепле, соответствующую заданной производительности сушильной установки.

Если термодинамический анализ применить к рассмотрению вариантов сушильного процесса (с рециркуляцией, с добавочным подогревом воздуха в сушильной камере и др.), 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 тепла с уходящими газами (при той же температуре t_2) увеличивается незначительно.

ЭКСЕРГЕТИЧЕСКИЙ АНАЛИЗ СУШИЛЬНОЙ УСТАНОВКИ

Оценка тепловой эффективности сушильных установок по энергетическому к. п. д. ($\eta_{\text{эн}}$) не может считаться достаточно полной и универсальной. Определение $\eta_{\text{эн}}$ базируется на первом законе термодинамики, на основании которого записывается уравнение теплового баланса:

$$Q_{\text{вх}} = Q_{\text{ух}} = Q_{\text{пол}} + Q_{\text{пот}},$$

где $Q_{\text{вх}}$ и $Q_{\text{ух}}$ — количество тепла, входящего в сушильную камеру (установку) и уходящего из нее;

$Q_{\text{пол}}$ и $Q_{\text{пот}}$ — полезно использованное тепло и потери тепла.

Для обратимых процессов (циклов) такая характеристика является достаточной; однако процесс сушки является типичным необратимым процессом, так же как и процессы подготовки сушильного агента, т. е. сушильный цикл состоит из ряда необратимых процессов, в итоге которых энтропия системы увеличивается ($\Delta S > 0$).

Нам известно, что цикл конвективной сушильной установки состоит из трех основных процессов: а) повышение внутренней энергии сушильного агента за счет передачи ему тепла от теплонсточника (сжигаемое топливо) или теплопередачика (например, пар в калорифере); б) процесс сушки, при котором влага, испаряющаяся из материала, поглощается отдающим тепло 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 тепловой 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 определении необратимости этих процессов и в сравнении их с идеальным процессом (эксергетический метод). Развитие этого метода, основы которого были заложены еще в трудах Карно, Клаузиуса, Гюи, Стодола, Планка и Гиббса, относится к последнему десятилетию и дано в работах Бошняковича, Шаргута, Ранга, А. И. Андрющенко, 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.

Под эксергией E (кДж/кг) понимается максимальное количество работы, получаемое от системы при обратимом 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.

$$E_{\text{вх}} > E_{\text{ух}}, \text{ или } E_{\text{вх}} = E_{\text{ух}} + T_0 \Delta S. \quad (\text{IV}-95)$$

где по закону Гюи—Стодола $T_0 \Delta S$ — это потери эксергии на необратимость процесса;

$$T_0 \Delta S = \Delta E (> 0). \quad (\text{IV}-96)$$

Иначе можно записать, что затраченная эксергия

$$E_{\text{затр}} = E_{\text{пол}} + E_{\text{пот}} \quad (\text{IV}-97)$$

где $E_{\text{пол}}$ и $E_{\text{пот}}$ — полезно используемая эксергия и потери эксергии.

Представление об эксергии нагрева при тепловом процессе можно наглядно получить в T — S -диаграмме (рис. IV-15).

Рассмотрим процесс между рабочим телом с температурой $T_{\text{нагр}}$ и окружающей средой с температурой T_0 . Эксергия подведенного тепла представлена площадью F_{1234} :

$$E_{\text{н}} = \int (T_{\text{нагр}} - T_0) dS = F_{1234}. \quad (\text{IV}-98)$$

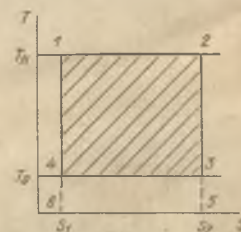


Рис. IV-15. Представление об эксергии нагрева в T — S -диаграмме.

Неиспользуемая часть энергии рабочего тела (при температуре окружающей среды T_0^*) называется анергией $A_{\text{н}}$:

$$A_{\text{н}} = T_0 (S_2 - S_1) = T_0 \Delta S = F_{5346}.$$

Общая энергия подведенного тепла

$$Q_{\text{н}} = E_{\text{н}} + A_{\text{н}} = F_{1256}$$

В общем виде эксергия тепла

$$dE_{\text{тепла}} = dQ - dA_{\text{н}} = dQ - T_0 dS,$$

$$\text{или, так как } dS = \frac{dQ}{T}, \text{ то}$$

$$dE_{\text{тепла}} = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) dQ. \quad (\text{IV}-99)$$

Таким образом, из последнего выражения следует, что полезно используется только $dE_{\text{тепла}}$ (что соответствует максимальной работе в цикле Карно); остальная часть тепла $\frac{T_0}{T} dQ$ передается окружающей среде при $T = \text{const}$:

$$E_{\text{тепла}} = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) Q.$$

* Запасы тепла в окружающей среде огромны, однако техническая ценность этой тепловой энергии (эксергии) равна нулю; чтобы ее использовать, надо создать перепады температуры.

Отношение полезно использованной эксергии к затраченной называется коэффициентом термодинамического совершенства или эксергетическим к. п. д. $\eta_{\text{экс}}$:

$$\eta_{\text{экс}} = \frac{E_{\text{пол}}}{E_{\text{затр}}} = 1 - \frac{E_{\text{пот}}}{E_{\text{затр}}} \quad (\text{IV-100})$$

где $\frac{E_{\text{пол}}}{E_{\text{затр}}}$ — называют коэффициентом потерь $\varphi_{\text{экс}}$:

$$\varphi_{\text{экс}} = \frac{E_{\text{пот}}}{E_{\text{затр}}} \quad (\text{IV-101})$$

Следовательно, эксергетический к. п. д.

$$\eta_{\text{экс}} = 1 - \varphi_{\text{экс}} \quad (\text{IV-102})$$

Эксергия потока (например, сушильного агента в рабочей камере) определяется по выражению (в кДж/кг):

$$E = I_1 - I_0 - T_0 (S_1 - S_0), \quad (\text{IV-103})$$

где I_1 и I_0 — энтальпия потока и окружающей среды (или потока в состоянии равновесия с окружающей средой).

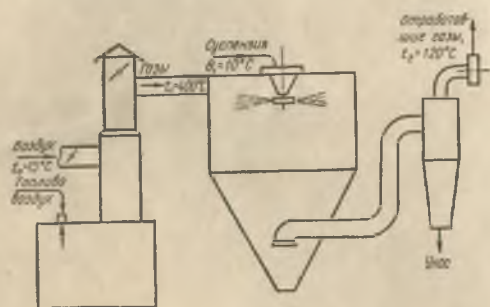


Рис. IV-16. Схема распылительной сушилки (к эксергетическому анализу).

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. IV-16).

Эксергетический баланс рассчитывается по уравнению:

$$E_{\text{затр}} = E_{\text{пол}} + E_{\text{пот}_1} + E_{\text{пот}_2} + E_{\text{ух.г}} \quad (\text{IV-104})$$

где $E_{\text{затр}}$ — приход эксергии (эксергия топлива);
 $E_{\text{пол}}$ — полезный расход эксергии;
 $E_{\text{пот}_1}$ — потери эксергии за счет необратимости процессов горения E_r и смешения топочных газов с воздухом окружающей среды $E_{\text{см}}$, а также в окружающую среду через ограждения топки, камеры смешения и газоходов $E_{\text{о.г}}$;

$$E_{\text{пот}_1} = E_r + E_{\text{см}} + E_{\text{о.г}} \quad (\text{IV-105})$$

$E_{\text{пот}_2}$ — потери эксергии в процессе сушки;
 $E_{\text{ух.г}}$ — эксергия уходящих газов.

Внутренняя энергия сушильного агента увеличивается за счет сжигания жидкого топлива. Удельная эксергия жидкого топлива (в кДж/кг топлива) по методике Ранга рассчитывается по выражению:

$$e_r = 0,975Q_p^p, \quad (\text{IV-106})$$

где Q_p^p — рабочая высшая теплота сгорания топлива.

Эксергия топлива может быть определена также по методу, предложенному Я. Шаргутом.

Полный приход эксергии топлива (в кДж/ч)

$$E_r = B e_r. \quad (\text{IV-107})$$

В расчете на 1 кг испаренной влаги общая затрата эксергии (в кДж/кг влаги)

$$E_{\text{затр}} = \frac{E_r}{U}.$$

При определении полезного расхода эксергии $E_{\text{пол}}$ считаем так же, как и при определении полезного расхода тепла на сушку, что полезной затратой эксергии является затрата непосредственно на испарение влаги из материала при соответствующей температуре испарения (для распылительной сушилки температура испарения равна примерно t_w); 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 $\eta_{\text{эл}}$), т. е.

$$E_{\text{пол}} = I_p - I_0 - T_0 (S_p - S_0).$$

Потери эксергии на нагрев влаги до температуры испарения t_w и на перегрев пара рассчитываются далее.

Потери эксергии при горении топлива

$$E_r = E_{\text{затр}} - E_{\text{п.с}}. \quad (\text{IV-108})$$

Эксергия продуктов сгорания при теоретической температуре горения топлива

$$E_{п.с} = I_{п.с} - I_0 - T_0 (S_{п.с} - S_0),$$

где энтальпии $I_{п.с}$ и I_0 определяются по $I-d$ -диаграмме или по известным формулам.

Соответствующая разность энтропий рассчитывается по формуле:

$$S_{п.с} - S_0 = c_{pm} \ln \frac{T_{п.с}}{T_0}.$$

Средняя теплоемкость продуктов сгорания при постоянном давлении в данном интервале температур

$$c_{pm} = \sum_{i=1}^{i=n} g_{0i} \cdot c_{pi},$$

где g_{0i} и c_{pi} — массовые доли и теплоемкости отдельных компонентов продуктов сгорания.

В расчете на 1 кг испаряющейся влаги (в кДж/кг влаги)

$$E_{(п.с)} x = \frac{E_{п.с}}{x_2 - x_1},$$

где x — влагосодержание, кг вл/кг с.г.

Потери эксергии при смешении топочных газов с воздухом окружающей среды

$$E_{см} = E_{п.с} - E_{с.а}. \quad (IV-109)$$

Эксергия сушильного агента при входе в рабочую камеру (в кДж/кг влаги)

$$E_{(с.а)} x = \frac{I_1 - I_0 - T_0 (S_1 - S_0)}{x_2 - x_1},$$

где I и S — определяются с учетом влажности топочных газов и воздуха окружающей среды.

Потери в окружающую среду

$$E_{о.с} = \sum q_{о.с} \frac{T_{ср} - T_0}{T_{ср}}. \quad (IV-110)$$

где $q_{о.с}$ — потери тепла через ограждения, кДж/кг влаги;

$T_{ср}$ — средняя температура сушильного агента на соответствующем участке установки.

Потери эксергии в процессе сушки $E_{пот.с} = T_0 \Delta S_c$.

В процессе сушки участвуют сушильный агент, материал и испаряющаяся из материала влага. Следовательно, по правилу аддитивности общее увеличение энтропии системы

$$\Delta S_c = \Delta S_{с.а} + \Delta S_m + \Delta S_{вл},$$

где $\Delta S_{с.а}$ и ΔS_m — изменение энтропии сушильного агента и материала;

$\Delta S_{вл}$ — изменение энтропии влаги.

Изменение энтропии сушильного агента обусловлено протеканием процессов тепло- и массообмена. В процессе теплообмена работоспособность сушильного агента расходуется на испарение из материала 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 нам 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 $dI = c_p dT$.

$$\text{Тогда } TdS = c_p dT - Vdp, \text{ откуда } dS = c_p \frac{dT}{T} - \frac{Vdp}{T}.$$

$$\text{Из уравнения состояния } pV = RT \text{ находим } \frac{V}{T} = \frac{R}{p}.$$

Подставляя это выражение в уравнение для dS , получим формулу для определения изменения энтропии сушильного агента:

$$dS = c_p \frac{dT}{T} - R \frac{dp}{p},$$

или в расчете на 1 кг испаренной влаги

$$\Delta S_{(с.а)} x = \frac{c_{pm} \ln \frac{T_2}{T_1} - R \ln \frac{p_2}{p_1}}{x_2 - x_1}. \quad (IV-111)$$

Первое слагаемое числителя учитывает уменьшение энтропии сушильного агента за счет отдачи тепла; второе слагаемое — учитывает увеличение энтропии, обусловленное массообменом, приводящим к политропности изменения состояния сушильного агента.

Изменение энтропии 1 кг материала, загружаемого и выгружаемого из камеры, определяется как разность соответствующих энтропий:

$$S_{m_2} - S_{m_1} = c_m \ln \frac{\theta_2}{\theta_1}.$$

Увеличение энтропии всего высушиваемого материала в расчете на 1 кг испаренной влаги (в кДж/кг влаги)

$$\Delta S_{мк} = \frac{g_m (S_{m_2} - S_{m_1})}{g_{с.а} (x_2 - x_1)}$$

где g_m — масса материала, выгружаемого из камеры в течение часа, кг/ч;
 g_c — 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 $p_{п.2}$) 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 влаги):

$$E_{(гх, г)г} = \frac{I_2 - I_0 - T_0 (S_2 - S_0)}{x_2 - x_1}$$

Результаты расчетов отдельных членов теплового и эксергетического баланса, произведенных И. И. Борде по приведенным формулам, даны в табл. IV—8 и IV—9.

При этом были заданы следующие показатели: производительность установки $U = 1000$ кг влаги/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.

ТАБЛИЦА IV—8

Тепловой (энергетический) баланс

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 тепла в окружающую среду через ограждения	216,4	4,4
			4. Потери тепла 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 тепла с уходящими газами	1628	33,1

Эксергетический баланс *

ТАБЛИЦА IV—9

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

* 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. Эти потери следует рассчитывать с учетом изменяющихся оптических характеристик материала, что дает возможность увязать термодинамический анализ со свойствами материала. Для описания внутренних процессов следует воспользоваться методами термодинамики необратимых процессов.

Анализ приведенных данных показывает, что наибольшие потери эксергии имеют место в процессе подготовки сушильного агента; 21% работоспособности энергии теряется в процессе горения и 45,9% — при смешении топочных газов с воздухом окружающей среды, эксергетическая ценность которой равна нулю. В калориферных сушильных установках наибольшие эксергетические потери имеют место в калорифере. Указанные 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 IV), но и способствует снижению эксергетических потерь. Потери эксергии с уходящими газами составляют только 8,8% (против 33,1% по тепловому балансу), что обусловлено низким тепловым потенциалом уходящих газов.

Все указанное выше приводит к тому, что энергетический к. п. д. $\eta_{эн}$, определенный на основании теплового баланса, составляет

50%, а коэффициент термодинамического совершенства $\eta_{\text{экс}}$, определенный по эксергетическому балансу, равен только 7,7%. Как видно, $\eta_{\text{эл}}$ 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).

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, как это общепринято, учитывать приведенные затраты на сушку, в которые, наряду с себестоимостью проведения процесса сушки, входит определенная доля капитальных затрат.

КРАТКОЕ ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Сушильная установка как технологический тепло- и массообменный аппарат должна удовлетворять определенным техническим требованиям. Эти требования реализуются при проектировании сушильных установок. При проектировании выбираются наилучший вариант сушильного процесса и оптимальный режим его проведения, обеспечивающие высокое качество продукта и соответствующие технико-экономические показатели. При проектировании может применяться как более точный аналитический метод расчета, так и графо-аналитический метод, обладающий значительной наглядностью.

Так как сушка является типичным нестационарным и необратимым процессом, протекающим при переменном режиме, то расчет его должен быть увязан с кинетикой процесса. Первым приближением к кинетическому расчету является зональный расчет, когда средняя скорость сушки в зоне считается постоянной, соответствующей параметрам сушильного агента в данной зоне.

ОБЩЕЕ ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Техника сушки неразрывно связана с теорией и технологией сушки. На основе достижений теории сушки разрабатываются новые методы сушки, создаются современные конструкции сушильных установок. Наряду с этим при создании сушильных установок учитывается, что сушка — это технологический процесс, и поэтому конструкция установки должна обеспечить оптимальные условия протекания процесса и высокое качество высушенного продукта.

Хотя каждый продукт как объект сушки имеет свои специфические свойства, однако для обеспечения серийного производства сушильных установок на машиностроительных заводах целесообразно создавать для однотипных материалов универсальные установки, снабженные современными средствами для автоматического контроля, регулирования и управления процессом сушки.

Актуальной задачей является интенсификация процессов сушки на основе повышения движущих сил процесса и увеличения кинетических коэффициентов, совмещения процессов сушки с другими технологическими операциями и включения сушильных установок в соответствующие технологические поточные линии.

Развитие сушильной техники ставит ряд новых задач перед теорией сушки: дальнейшее уточнение механизма переноса тепла и влаги в процессе сушки; разработка методов управления механизмом переноса; уточнение математического описания процессов сушки и увязка инженерного расчета с кинетикой процесса удаления влаги различных форм и видов связи; выявление новых, более эффективных методов энергоподвода и движущих сил процесса; разработка научно обоснованных методик технико-экономической оценки сушильных установок с учетом качества продуктов и др.

Список использованной литературы

- Воробей М. И. Теория сушки. МЭИ, 1960. 170 с.
- Ворошилов А. П. Барабанный сушильный агрегат. М., Гостехиздат, 1949. 168 с.
- Герасимов А. П., Сажинцев В. Ф. Зерносушение и зерносушилки. М., «Колос», 1967. 277 с.
- Гинзбург А. С. Сушильные установки хлебопекарной промышленности. М., Пищепромиздат, 1954. 195 с.
- Гинзбург А. С. Теплофизические основы процесса выпечки. М., Пищепромиздат, 1955. 457 с.
- Гинзбург А. С. Сушка пищевых продуктов. М., Пищепромиздат, 1960. 683 с.
- Гинзбург А. С. Инфракрасная техника в пищевой промышленности. М., «Пищевая промышленность», 1966. 408 с.
- Гинзбург А. С. Развитие теории и технологии сушки пищевых продуктов за 50 лет Советской власти. М., Цитилищепром, 1967 г. 18 с.
- Гинзбург А. С., Резчиков В. А. Сушка пищевых продуктов в кипящем слое. М., «Пищевая промышленность», 1966. 196 с.
- Гуйзо Э. И., Журавская Н. К., Каушескили Э. И. Сублимационная сушка пищевых продуктов. «Пищевая промышленность», 1968. 357 с.
- Гухман А. А. Введение в теорию подобия. «Высшая школа», 1963. 256 с.
- Гухман А. А. Применение теории подобия к исследованию процессов тепло- и массообмена. «Высшая школа», 1967. 303 с.
- Думанский А. В. Любопытность дисперсных систем. АН СССР, 1960. 212 с.
- Казказов Ю. Л. Взаимодействие кожи с влагой. Гиздепротом, 1952. 319 с.
- Казказов Е. Д. Биологические и физико-химические функции воды в зерне. «Влага в зерне». М., «Колос», 1969. 224 с.
- Красников В. В. Контактная и комбинированная сушка тонких капиллярно-

пористых материалов, МТИПП, 1958.

Кремнев О. А., Боровский В. Р., Долинский А. А. Скоростная сушка. Киев, Гостехиздат УССР, 1963. 382 с.

Кречетов И. В. Сушка древесины. Гослесбумиздат, 1949. 527 с.

Кришер О. Научные основы техники сушки (пер. с нем.) М., ИЛ, 1961. 539 с.

Лебедев П. Д. Сушка инфракрасными лучами. М., Госэнергоиздат, 1955. 232 с.

Лебедев П. Д. Расчет и конструирование сушильных установок. М., Госэнергоиздат, 1963. 320 с.

Левин Д. М. Термодинамическая теория и расчет сушильных установок. М., Пищепромиздат, 1958. 167 с.

Липатов С. М. Физико-химия коллоидов. М., Госхимиздат, 1948. 372 с.

Лурье М. Ю. Сушильное дело. М., Госэнергоиздат, 1948. 711 с.

Лыков А. В., Ауэрман Л. Я. Теория сушки коллоидных капиллярно-пористых материалов пищевой промышленности. М., Пищепромиздат, 1946. 287 с.

Лыков А. В. Теория сушки. М., Госэнергоиздат, 1950. 416 с.

Лыков А. В. Явления переноса в капиллярно-пористых телах, М., Гостехиздат, 1954. 296 с.

Лыков А. В. Тепло- и массообмен в процессах сушки. М., Госэнергоиздат, 1956. 464 с.

Лыков А. В., Михайлов Ю. А. Теория переноса энергии и вещества. Изд. АН БССР, 1959. 330 с.

Лыков А. В., Михайлов Ю. А. Теория тепло- и массопереноса. М., Госэнергоиздат, 1963. 535 с.

Лыков А. В. Теория сушки. «Энергия», 1968. 470 с.

Лыков А. В. Тепломассообмен. Справочник «Энергия», 1972. 560 с.

Лыков М. В., Леончик Б. И. Распылительные сушилки. «Машиностроение», 1966. 331 с.

Любошиц И. Л., Слободкин Л. С., Пикус И. Ф. Сушка дисперсных термочувствительных материалов. — «Наука и техника», Минск, 1969. 214 с.

Михайлов Ю. А. Сушка перегретым паром. «Энергия», 1967. 200 с.

Никитина Л. М. Термодинамические параметры и коэффициенты массопереноса

са во влажных материалах. «Энергия», 1968, 500 с.

Нохратян К. А. Искусственная сушка в керамической промышленности. М., Стройиздат, Ч. 1, 1934. 309 с. Ч. 2, 1936. 292 с.

Рамзин Л. К. Расчет сушилок и $I-d$ = диаграмма. М., ВТИ, 1930. 48 с.

Рабиндер П. А., Лыков А. В., Красовская Г. И., Черненко Л. Е., Шалыт С. Я. Физико-химические основы пищевых производств. Изд. МТИПП, 1946—1952. 412 с.

Рабиндер П. А. Физико-химическая механика. М., 1958.

Рабиндер П. А. О формах связи влаги с материалами в процессе сушки. Всесоюзное техническое совещание по сушке. М., Профиздат, 1958. 14 с.

Рогов И. А., Горбатов А. В. Новые физические методы обработки мясopодуктов. М., «Пищевая промышленность», 1966. 303 с.

Романков И. Г., Рашковская Н. Б. Сушка во взвешенном состоянии. М., «Химия», 1968. 358 с.

Смольский Б. М. Внешний тепло- и массообмен в процессе конвективной сушки. М., БПИ, 1957. 205 с.

Сполдинг Д. П. Конвективный массоперенос (пер. с англ.). М., «Энергия», 1965. 384 с.

Фальковский И. М. Сушка и увлажнение лубоволокнистых материалов. М., Гизлегпром, 1954. 407 с.

Федоров И. М. Теория и расчет процесса сушки во взвешенном состоянии. М., Госэнергоиздат, 1955. 176 с.

Федоров Н. Е. Аналитические расчеты сушильных установок. М., «Пищевая промышленность», 1967. 304 с.

Филоненко Г. К. и Лебедев П. Д. Сушильные установки. М., Госэнергоиздат, 1952. 264 с.

Филоненко Г. К. Кинетика сушильного процесса. М., Оборонгиз, 1939. 138 с.

Филоненко Г. К., Гришин М. А., Гольденберг Я. М., Коссек В. К. Сушка пищевых растительных материалов. «Пищевая промышленность», 1971. 439 с.

Чудновский А. Ф. Теплофизические характеристики дисперсных материалов, Госфизматиздат, 1962. 456 с.

Шервуд Т. К. Сушка твердых тел (пер. с англ.). Гослесиздат, 1936. 64 с.