

(京)新登字039号

内 容 提 要

本书是根据美国著名的 ROBERT H. PERRY 所著的《PERRY'S CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK》(第六版)译出。

中译本分上、下两卷出版。全书共分27篇,下卷包括第13至27篇,主要内容有:蒸馏,传质与气体吸收,液液萃取,吸附和离子交换,新的分离过程,液-气系统,固体干燥和气固系统,固-固体体系和液-液体系,过程控制,结构材料,过程机器的传动,过程经济,废物管理,生化工程等。

本书为全化工各行业通用的工具书,是指导化工、轻工、冶金等领域的科研人员,生产人员、教学人员进行过程研究开发,生产设备设计计算的必备手册。

ROBERT H. PERRY

PERRY'S CHEMICAL ENGINEER'S HANDBOOK

SIXTH EDITION

McGraw-Hill

1984

PERRY 化学工程手册

第 六 版

下 卷

责任编辑: 郭乃铎
陈 丽

封面设计: 韩 星

化学工业出版社出版发行

(北京市朝阳区惠新里1号)

化学工业出版社印刷厂印刷

顺义寺上装订厂装订

新华书店北京发行所经销

开本787×1092¹/₁₆印张118¹/₂字数3034千字

1993年8月第1版 1993年8月北京第1次印刷

印 数 1—3000

ISBN 7-5025-1037-0/TQ·604

定 价 150.00元

编辑说明

(1) 《PERRY化学工程手册》是一部在国际、国内具有较大影响的权威性工具书,对指导化工、轻工、冶金等行业的科研、设计和生产具有重要的参考价值。该书自1934年问世以来,经过五次修订再版。现将1984年第六版译成中文,介绍给广大读者。

(2) 由于计算机技术的迅速发展和被广泛采用,以及新的结构材料的开发利用,化学工程的理论和技术日益更新,新的分枝不断形成。为此,作者在第五版的基础上,对手册的内容作了大量修订和补充,不但对第五版的25篇逐一修正增补,并改写了经济、蒸馏、萃取和吸收各篇,还增加了生化工程技术和废物管理两篇新内容。另外,本版新收入的图、表、数据等都以SI单位制表示,并且增加了U. S. 制单位和SI单位的换算。

(3) 天津大学、浙江大学、清华大学、大连理工大学化工学院、石油大学、华南理工大学、成都科技大学、天津化工研究院的有关专家教授参加了翻译和审校工作。

(4) 参加本手册的编辑人员(以姓氏笔划为序):刘哲、刘小蘋、李迟善、李涌雪、李洪勋、李建斌、朱振东、陈丽、陈逢阳、苗延秀、罗幼松、张红兵、张婉如、施承薇、周国庆、郭乃铎、徐世峰、梁虹、谢丰毅等。

第 六 版 序

在过去的十年中，化学工程学科对推动世界工业进步依然在多方面起着重要的作用，工艺和设备的设计方法已经取得了显著的进步。从某种程度上说，这一进步的取得要归功于计算机的推广应用和更为适宜的结构材料的开发利用。日益重要的能源问题，要求完善废物管理，这些因素也影响了设计的决策。然而，从根本上讲，可靠的化学工程实践仍旧建立在经验和理论这两方面合理结合应用的基础上。而从第五版出版以来，无论是在经验方面，还是在理论方面，都已取得了可喜的成绩。因此，本版对第五版的25篇内容都作了最新修订，而且重新编写了某些领域（如经济、蒸馏、萃取和吸收）的篇章，并增写了新兴的生化工程和废物管理技术两篇新内容。

本版还改变了对单位制的处理方法。大多数工程师都知道，世界上许多国家都采用了SI单位制，而美国仍主要使用U. S. 单位（虽然美国正在向扩大使用SI单位制过渡）。为了满足不同使用者的要求，《手册》作了兼可使用两种单位制的安排。本版中部分图表取自前几版，并进行了修订，但未重新绘制，因为这样并不切合实际。新增的图表一般使用SI单位制，只在某些情况下，兼用两种单位制。本版所有图表均附有换算系数，以便于两种单位制之间的换算。正文中出现的数值均使用SI和U. S. 两种单位，许多经验公式中出现的因次常量也是如此。笔者相信，《手册》对两种单位制的使用者一般都是适用的。

许多人士对本版《手册》的编纂给予了大力支持。要特别感谢Wanda S. Dekat, Georgea L. de Media和Guy L. Green等几位工程领域的前辈完成了繁重的索引编制工作。Jill A. Schoeling和Ruth R. Sleeper承担了本版《手册》的打字和秘书工作。

Raymond Genereaux是第六篇“流体运输和贮存”的分篇主编，也是《手册》先后六个版本全部编纂工作的唯一参加者。谨此对他长期坚持不懈地致力于《手册》的编纂工作和所作出的贡献深表感谢！

Bob Perry对《手册》的再版并保持《手册》优秀质量的传统倾注了全部精力，但在本版《手册》的编纂期间不幸去世，这是我们莫大的损失。他永远值得我们怀念。

Frank L. Evans, Jr. 和Theodore Vermeulen是《手册》的分篇主编，对《手册》的编纂做出了巨大的贡献。对他们的去世，我们一并表示哀悼。

DON W. GREEN

总 目 录

上 卷

单位换算因子和各种数据表	1-1
数学	2-1
物理和化学数据	3-1
反应动力学, 反应器设计, 热力学	4-1
流体与颗粒力学	5-1
流体的输送和贮存	6-1
粉粒体的输送及固体和液体的包装	7-1
粉碎与团聚	8-1
能的利用、转化与储存	9-1
传热	10-1
传热设备	11-1
湿度测定法, 蒸发冷却, 致冷及深冷过程	12-1

下 卷

蒸馏	13-1
传质与气体吸收	14-1
液液萃取	15-1
吸附和离子交换	16-1
新的分离过程	17-1
液-气系统	18-1
液-固系统	19-1
固体干燥和气固系统	20-1
固-固体体系和液液体系	21-1
过程控制	22-1
结构材料	23-1
过程机器的传动	24-1
过程经济	25-1
废物管理	26-1
生化工程	27-1
索引	1

第20篇 固体干燥和气固系统

作者:

Harold F.Porter 本篇编辑

George A.Schurr 固体干燥

David F.Wells 流化床系统

Konrad T.Samrau 气固分离

译者:

谭天恩 固体干燥

孙光林 流化床系统, 气固分离

第20篇 目 录

导论	20-3	20.2.10 回转式干燥器	20-42
20.1 固体干燥原理	20-6	一、直接加热式回转干燥器	20-44
20.1.1 定义	20-6	二、直接加热式回转窑	20-50
20.1.2 湿度计量在干燥中的应用	20-7	三、间接加热回转式蒸汽管干燥器	20-57
20.1.3 溶剂蒸汽的湿度图	20-9	四、间接加热式煅烧炉	20-59
20.1.4 普遍的干燥状况	20-11	五、直接加热式穿流回转干燥器	20-62
20.1.5 液体流动的内在机理	20-12	20.2.11 搅拌式干燥器	20-63
20.1.6 干燥阶段	20-13	一、真空回转式干燥器	20-63
20.1.7 恒速阶段	20-13	二、涡轮转盘式干燥器	20-66
20.1.8 降速阶段	20-15	三、床炉	20-68
20.1.9 液体扩散	20-15	四、多层床炉	20-68
20.1.10 毛细理论	20-16	20.2.12 重力式干燥器	20-69
20.1.11 临界含湿量	20-17	一、竖式炉	20-71
20.1.12 平衡含湿量	20-17	二、丸状物料冷却器和干燥器	20-72
20.1.13 总干燥时间的估算	20-18	三、喷泉床	20-73
20.1.14 数据分析	20-18	20.2.13 直接加热振动输送干燥器	20-74
20.1.15 工厂规模干燥器的试验	20-20	20.2.14 气流输送干燥器和喷雾 干燥器	20-76
20.2 固体干燥设备	20-22	一、气流输送干燥器	20-76
20.2.1 干燥器的分类	20-22	二、喷雾干燥器	20-81
20.2.2 干燥设备的选择	20-24	20.3 流化床系统	20-89
20.2.3 干燥试验	20-27	20.3.1 气-固系统	20-90
20.2.4 间歇盘及间歇厢	20-27	20.3.2 流化床系统的设计	20-92
直接加热盘式干燥器	20-28	20.3.3 流化床的应用	20-107
20.2.5 传热及传质系数的预测	20-29	20.4 气-固分离	20-116
20.2.6 蒸发表面温度的测定	20-30	20.4.1 粉尘收集的目的	20-120
20.2.7 性能数据	20-31	20.4.2 颗粒弥散体的性质	20-120
20.2.8 穿流循环箱型干燥器	20-32	20.4.3 颗粒的测量	20-122
一、真空盘架式干燥器	20-32	20.4.4 粉尘收集原理	20-124
二、间歇炉	20-35	20.4.5 集尘器的性能	20-126
20.2.9 连续式隧道	20-37	20.4.6 集尘器的设计	20-126
一、连续式穿流-循环干燥器	20-38	20.4.7 粉尘收集装置	20-127
二、连续炉	20-41		

导 论

本篇分四个部分，即“固体干燥基础”，“固体干燥装置”，“流化床系统”和“气-固分离”。导论部分叙述一些基本定义。在固-气接触装置中，固相床层可按以下四种情况中的任意一种存在。

静止 固体稠密的床层，在基本上是固相固有堆积密度的情况下，床层中各个颗粒相对静止，其特征是在固体颗粒间无相对运动（图20-1）。

移动 固体床层轻微膨胀，其中颗粒间的空隙刚好允许作粒间的相互移动。通常颗粒是在重力作用下向下移，但在处理颗粒的容器内也可因机械提升或搅拌作向上运动。某些情况下固体在分离装置中提升，而气相存在下的固体流动仅为向下。后者即通常在石油工业中所定义的移动床。本定义中的固体运动是由于机械搅拌或地心引力所致（图20-2）。



图 20-1 静止状况下的固体床层（盘式干燥器）

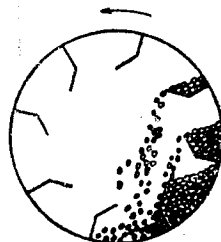


图 20-2 具有升举抄板的回转干燥器中的固体移动床

流化 床层呈膨胀态，此时固体颗粒由气相以临界速度通过颗粒间隙所产生的阻力来支撑。此状态不稳定，其中气体向上的表观速度低于固体颗粒的终端沉降速度，故此速度不足以连续地夹带和送出所有固粒。同时，气流中存在高速运动的旋涡，足以使固粒暂时向上升举。颗粒运动是连续地先向上再落回床层。本状态的特征是固相和气相的相互混合，其行为类似于沸腾液体（图20-3）。

稀相 床层充分膨胀，其中固体颗粒间的分散间距很大，使得颗粒彼此互不干扰。本状态的特征是固相充分地分散于气相中，悬浮态的密度趋于单独气相的密度（图20-4）。通常，当系统内各处的气速都超过固体的终端沉降速度时，颗粒就由气流带动向上，并连续送出。但也有例外，如在造粒塔及逆流喷雾干燥器之类的重力沉降室中，气速就不足以完全带出固粒。

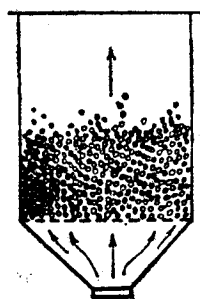


图 20-3 固体流化床

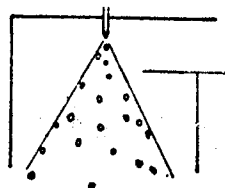


图 20-4 靠近喷雾干燥器顶部呈稀相态的固体

气-固接触 本篇用以描述气体与固体床层接触方式的术语如下:

1. 平行流动

气流方向平行于固相表面, 接触主要发生在两相界面, 可能伴有气体向表面附近固粒空隙中的渗透, 固体床层通常处于静止状态 (图 20-5)。



图 20-5 气体平行掠过固体静止床层

2. 垂直流动

气流方向与相界面垂直, 气体冲向固体床层, 但床层通常仍同样处于静止状态 (图 20-6)。

3. 穿流循环

气体穿透和流过固粒间的缝隙, 或多或少自由地绕过颗粒个体而流动 (图 20-7), 此过程在固体处于静止、移动、流化或稀相等状况下都可发生。

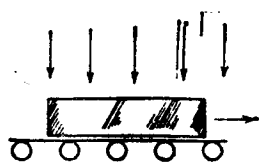


图 20-6 在有滚轮输送带的炉内, 循环气流垂直冲向大块固料

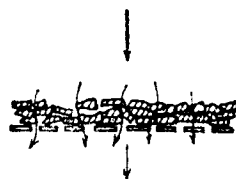


图 20-7 气体通过穿孔板输送带上的予成型固体层的流动

另外还有三个术语需作定义:

- (1) 气体并流 气相和固体颗粒同向流动 (图 20-8);
- (2) 气体逆流 气流方向刚好与固体运动方向相反;
- (3) 气体错流 气流沿与固体运动垂直的方向穿过固体床层 (图 20-9)。

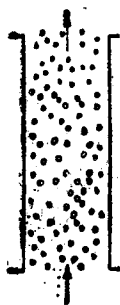


图 20-8 在稀相垂直气流输送中的气-固并流

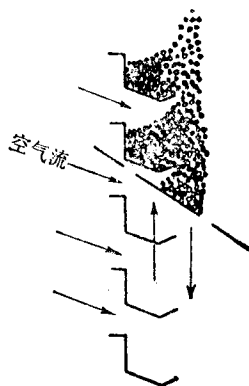


图 20-9 气体在阶梯式重力干燥器中的气-固错流 (Link-Belt 公司, 多级百叶窗原理)

由于在气-固直接接触的操作中固体表面同时发生传热和传质, 当固体表面最大程度地暴露在气相中且气体和固体完全混合时, 可望获得最大的过程效率, 这两个条件都重要。在粒状固体的任何排列中, 气体皆存在于固粒间的各缝隙中, 且与除颗粒间接触点外的全部固体表面接触。然而, 当固体床层处于静止或轻微运动的状况时, 则空隙中的气体与气相主体相隔绝。部分传热和传质可通过分子扩散进行, 但通常是微不足道的。

设备的设计和选型受以下两因素控制：

- (1) 机械因素；
- (2) 固体运动特性及表面特性。

前者通常会涉及过程的温度及绝缘状况。固体表面特性决定着过程受扩散控制的程度，扩散指进、出给定固体颗粒中的孔道而不是穿过各分散颗粒间的间隙。固体颗粒的尺寸、表面积与质量之比也对表面特性和扩散问题的估计也很重要。

气-固分离 在固体和气体已被同时送入一气-固接触器并相互混合之后，又有必要再将两相分离。若固粒足够大且气速又相当低，就有可能在原来的接触器中实现完全的重力分离。然而这种方式实际较少应用，而通常需要辅助的收尘设备。此回收步骤也决定着前级接触方式的选择。例如，当处理一种极易碎的固体物料时，深层的固体流态化接触器会由于细粉过多而使收尘装置超负荷，而筛网输送接触器的较缓和接触，则可望使因摩擦而产生的细粉减少到最低限度。因此，虽然通常气固分离被认为是与前级接触过程分开的不同过程，但一般总希望在评价分离问题的同时评价接触方法。

本篇将考虑用于从气流中回收所夹带固粒的方法和设备，从空气中脱除微粒的手段和湿式除尘器、洗涤器以及从气体中脱除夹带液体雾滴的设备。

20.1 固体干燥原理

一般参考文献:

Hall, *Dictionary of Drying*, Marcel Dekker, New York, 1979. Keey, *Drying Principles and Practice*, Pergamon, New York, 1972.

20.1.1 定 义

干燥通常指通过蒸发从固体中驱去液体。从固体中分离出液体的机械方法一般不作为干燥,然而却经常用作干燥之前的操作,因为用机械方法比用加热方法经济,且常较为方便。

本节论述固体干燥的理论和基本概念。常用的固体干燥设备在本篇和第11篇中叙述,后者包括间接传热设备方面的资料。本篇主要介绍直接传热设备,但也包括一些间接式的装置;如真空干燥器、窑炉、蒸汽管式干燥器和回转煅烧炉。至于气体的干燥参见第16篇。

专用术语

下面给出一些通用的定义①。

含湿量 通常以单位重量干的或湿的固体所含湿分的重量表示。

干基 指以每千克绝干固体中含水千克数表示湿固体的含湿量。

湿基 表示物料所含湿分相对于湿固体重量的百分率。常推荐使用干基,因对所有不同的湿分每百分率变化的湿分皆为恒定。当用湿基表示含湿量时,在高含湿量(超过70%)下改变2到3%,即相当于蒸发负荷15到20%的变化。干基和湿基百分湿分间的相互关系见图20-10。

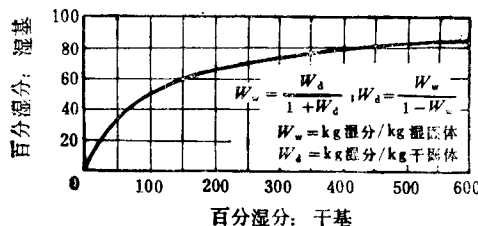


图 20-10 干基和湿基百分湿分间的关系

被脱除的液体,它包括结合湿分和非结合湿分。

结合湿分 指在给定温度下其蒸气压较纯液体为低的液体。如保持在细毛细管中的液体、细胞或纤维壁内的溶液、遍及整个固体的均相溶液以及化学或物理吸附在固体表面上的液体,都是结合态。

非结合湿分 指吸湿性物料中超出与空气饱和湿度平衡含湿量的那部分湿分。在非吸湿性物料中的全部湿分皆属非结合湿分。

未转移湿分 指任一瞬间所存自由湿分与初始湿分之比。

吸湿性物料 指含有结合湿分的物料。

非吸湿性物料 指含有非结合湿分的物料。

① 原文按字母顺序排列,现根据某些定义的前后关系而重新排列。——译者注

恒速阶段 指单位干燥表面上水分的脱除速率为恒定的干燥阶段。

降速阶段 指瞬间干燥速度在不断下降的干燥阶段。

临界含湿量 指恒速干燥阶段终结时的平均含湿量。

纤维饱和点 指细胞状多孔物质（如木材）在腔体无液体而细胞壁已完全饱和时的含湿量。可定义为当周围气氛趋于饱和湿度时物料的平衡含湿量。

细线态 指干燥多孔物体的一种状态，此时毛细管吸力可导致空气被吸入微孔中。

摆动态 是多孔固体中液体所处的一种状态，此时液体的连续膜不再存在于各分散颗粒之间及其四周，故不能进行毛细管流动，此状态继细线态后出现。

毛细管流动 指液体由于液-固分子吸引力而穿过缝隙或经过固体表面的流动。

内部扩散 可定义为液体或蒸汽在浓度差的作用下通过固体的运动。

湿度梯度 涉及干燥过程中某一瞬间水分在固体中的分布。

初始湿度分布 指在干燥刚开始时固体的总体湿度分布。

20.1.2 湿度计量在干燥中的应用

任何干燥过程，假如热量供应充分，则液体进行蒸发的温度和速度取决于环境气氛中的蒸汽浓度。

在真空干燥或其他含有100%蒸汽气氛的干燥过程中，液体汽化的温度将等于或超过该系统压力下液体的饱和温度。当存在自由的液体或湿表面时，干燥在饱和温度下进行（正如自由的水分在101.325kPa及含100%水蒸汽的气氛中，蒸发温度为100℃）。

另一方面当用另一种惰性气体从干燥器环境中移走生成的蒸汽时，则汽化温度取决于周围气体中蒸汽的浓度，反之，则将发生冷凝。即必须将液体加热到使蒸汽压等于或超过载气中蒸汽分压下的温度。

大多数干燥操作中，水为蒸发液体而空气为常用载气。现将一种对于干燥计算很有用的湿度图复制于图20-11中。

1. **湿球温度或饱和温度线**在与横轴所示干球温度交点处，给出了1千克绝干空气所能载走水蒸汽的最大重量。空气中水的蒸汽分压即等于该温度下的水蒸汽压。饱和湿度的定义式为

$$H_s = [p_s / (P - p_s)] \cdot [18/28.9] \quad (20-1)$$

式中 H_s = 饱和湿度（千克/千克绝干空气）； p_s = 水在温度 t_s 下的饱和蒸汽压； P = 绝对压力；18/28.9 = 水的分子量(18)与空气的分子量(28.9)之比。

同理，任何其他未饱和态下的湿度可用下一算式

$$H = [p / (P - p)] \cdot [18/28.9] \quad (20-2)$$

2. 百分相对湿度的定义为

$$H_R = 100(p/p_s) \quad (20-3)$$

式中 p = 空气中水蒸汽的分压； p_s = 同温下水的蒸汽压； H_R = 百分相对湿度。

3. 湿体积从标有“体积 m^3/kg 干空气”的曲线查得。湿体积是绝对湿度和温度的函数。给定温度下湿空气比容与干空气比容之差，即为水蒸汽的体积。

4. 热焓数据基于每千克干空气的千焦数。饱和焓数据仅在饱和温度和湿度下才是精确的。热焓偏差线用于校正湿度低于饱和时的热焓，并示出湿球温度线与等焓线、绝热冷却线偏离的程度。

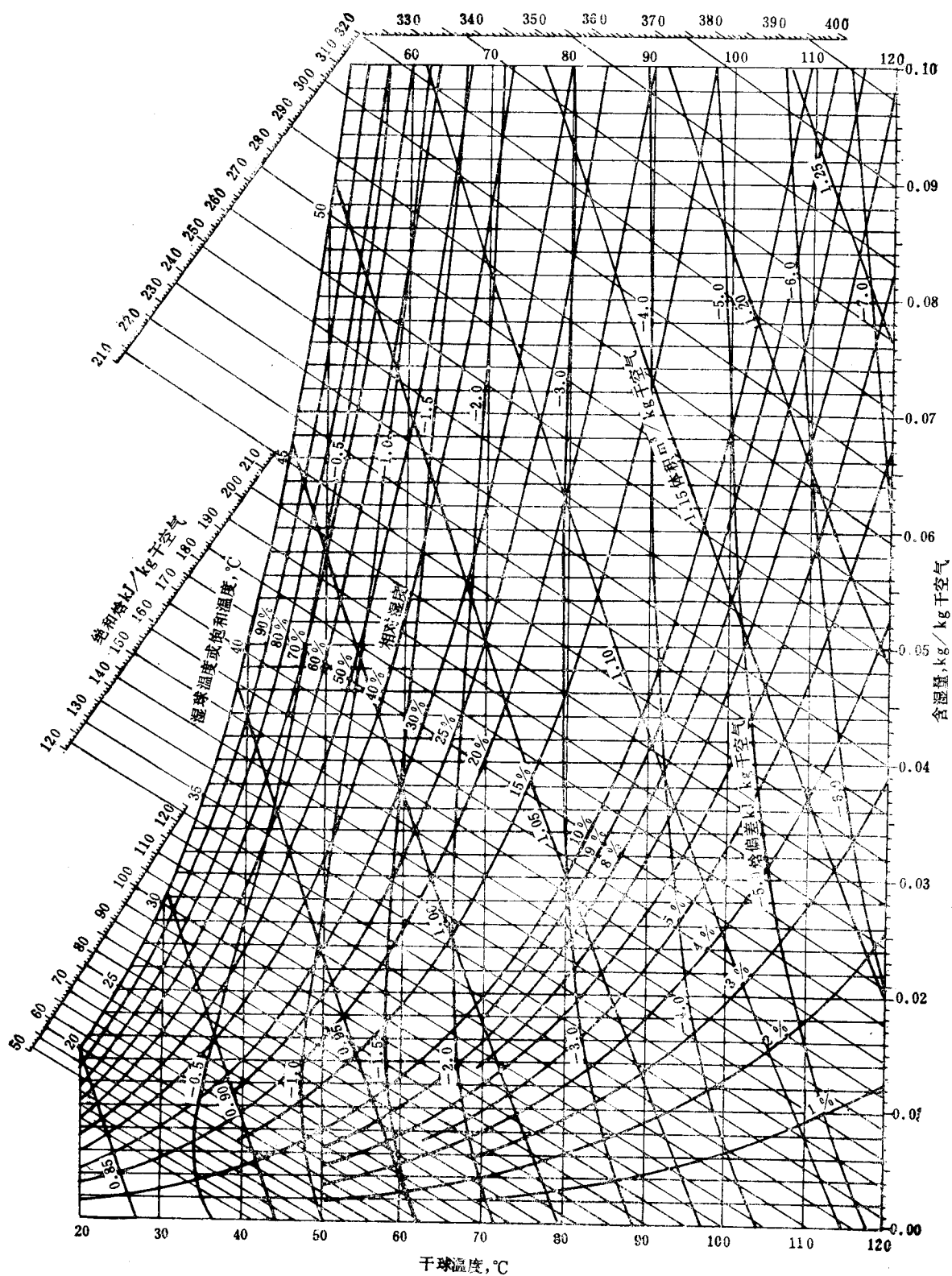


图 20-11 20℃至120℃下空气和水蒸汽混合物性质的湿度计量图
(Carrier Corporation)

5. 图20-11中没有湿比热线。它可用下式算得

$$C_s = 1.0 + 1.87H \quad (20-4)$$

式中 C_s = 湿空气的比热, $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$; 1.0 = 干空气的比热, $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$; 1.87 = 水蒸汽的比热, $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$; H = 绝对湿度, $\text{kg水}/\text{kg干空气}$ 。

6. 湿球温度线同时也代表适于空气和水蒸汽系统的绝热饱和线。这些线基于以下的关系式

$$H_s - H = (C_s/\lambda)(t - t_s) \quad (20-5)$$

式中 H_s 和 t_s = 对应于空气在 H 和 t 条件下的绝热饱和温度和绝热饱和湿度; C_s = 湿度 H_s 下的湿比热。绝热饱和线的斜率为 C_s/λ , 其中 λ = 温度 t_s 下的蒸发潜热。这些线表明了空气通过一连串绝热干燥器时, 温度和湿度间的关系。

湿球温度系由传热和传质的动力学平衡确定, 此时液体从某小物体 (如一温度计的湿球表面) 蒸发到大量气体中去, 从而气体的温度和湿度皆保持不变。其关系用下式表示

$$h_c(t - t_w) = k'_g \lambda (H_w - H_a) \quad (20-6)$$

式中 h_c = 对流传热系数, $\text{J}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K})$ [$\text{Btu}/(\text{ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F})$]; t = 空气温度, K ; t_w = 空气的湿球温度, K ; k'_g = 传质系数, $\text{kg}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$ (kg/kg) [$\text{lb}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2)$ (lb/lb)]; λ = t_w 下的蒸发潜热, J/kg [Btu/lb]; H_w = t_w 下空气的饱和湿度, $\text{kg水}/\text{kg干空气}$; H_a = 周围环境空气的湿度, $\text{kg水}/\text{kg干空气}$ 。

对于空气-水-蒸汽混合体系, 近似地有 $h_c/k'_g = C_s$ 的关系, 虽然对此并无理论根据。因此, 代表湿球温度线斜率的比值也等于 C_s/λ , 即以前介绍过的绝热饱和线的斜率。

给定的湿度图仅在与压力相同时使用, 才是精确的。大多数空气-水-蒸汽图基于 1atm 。从这些图由已知的湿球温度和干球温度读取湿度时, 只能用于大气压为 1atm 时。如果总压力不是 1atm , 则在某给定的湿球温度和干球温度下, 湿度值应根据以下关系式校正

$$H_a = H_0 + 0.622 p_w \left(\frac{1}{P - p_w} - \frac{1}{760 - p_w} \right) \quad (20-7)$$

式中 H_a = 在压力 P 下空气的湿度, $\text{kg水}/\text{kg干空气}$; H_0 = 在所测湿球、干球温度下, 从基于 760mmHg (1atm) 压力的湿度图中读取的空气湿度值, $\text{kg水}/\text{kg干空气}$; p_w = 在所测湿球温度下的水蒸汽压, mmHg ; P = 读取湿球和干球温度时的压力。与此类似, 亦可校正比容、饱和湿度曲线和相对湿度曲线。

20.1.3 溶剂蒸汽的湿度图

其他溶剂蒸汽的湿度图可用类似的方法制得。而这里有一重要差别, 即对于那些不同于水蒸汽的蒸汽, 其湿球温度与绝热饱和温度有明显差别。

图20-12至图20-14示出四氯化碳、苯和甲苯的湿度图。图上各线除湿球温度线外, 皆可用对空气-水-蒸汽系统中所述的方法计算得出。湿球温度线的确定取决于比值 h_c/k'_g 数据的确定, 这是方程 (20-6) 所需要的。这些图示出湿球温度线基于以下的方程

$$H_w - H = (\alpha h_c / \lambda_w k'_g)(t - t_w) \quad (20-8)$$

式中 α = 辐射校正因子, 其值对这些图为 1.06 ; h_c/k'_g 的值从 $h_c/k'_g C_s$ 值得到, 见 Walker、Lewis、McAdams 和 Gilliland 的著作 (*Principles of Chemical Engineering*, 3d ed., Mc-

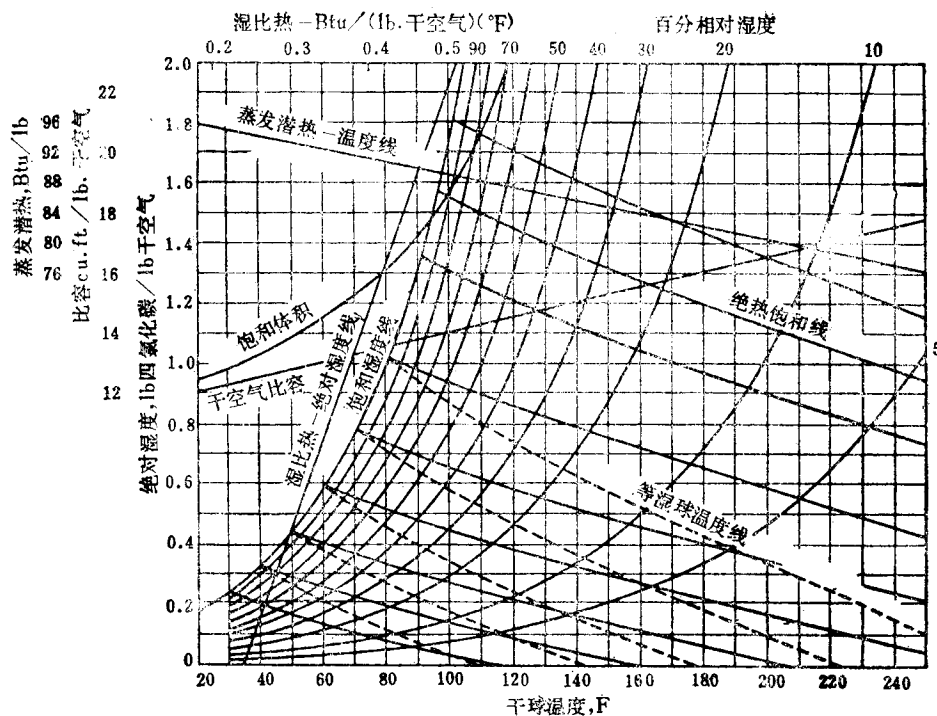


图 20-12 空气-四氯化碳蒸汽混合物的湿度图

为将Btu/lb换算为J/kg应乘以2326; 将Btu/lb干空气·°F换算为J/kg·K应乘以4186.8; 将ft³/lb换算到m³/kg应乘以0.0624

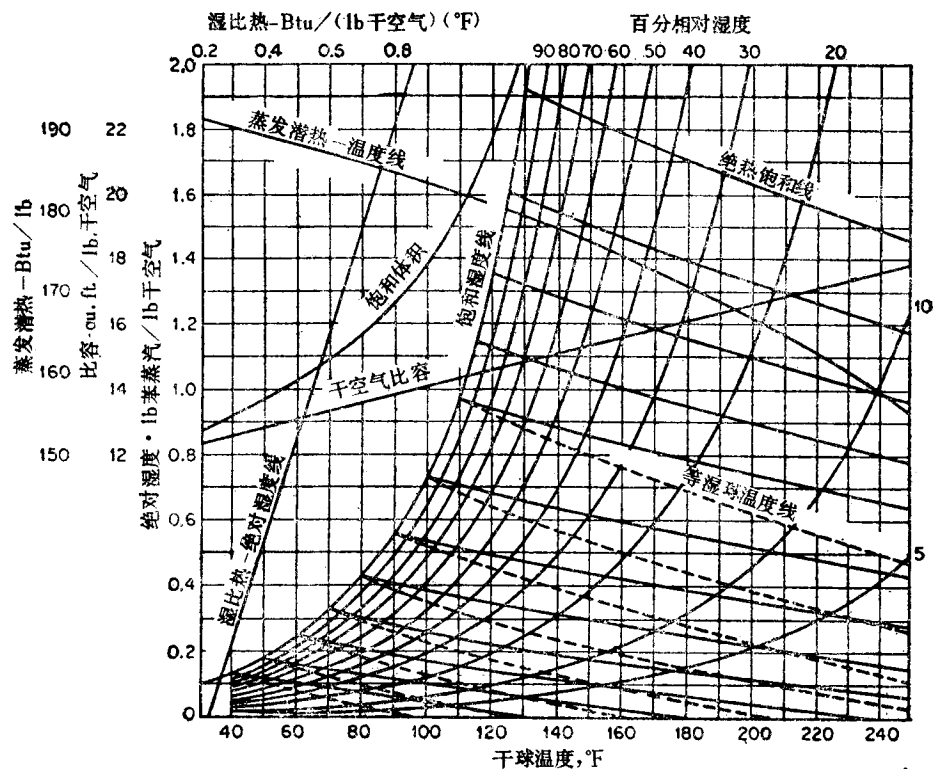


图 20-13 空气-苯-蒸汽混合物湿度图

为将Btu/lb换算为J/kg应乘以2326; 将Btu/lb干空气·°F换算为J/kg·K应乘以4186.8; 将ft³/lb换算到m³/kg应乘以0.0624

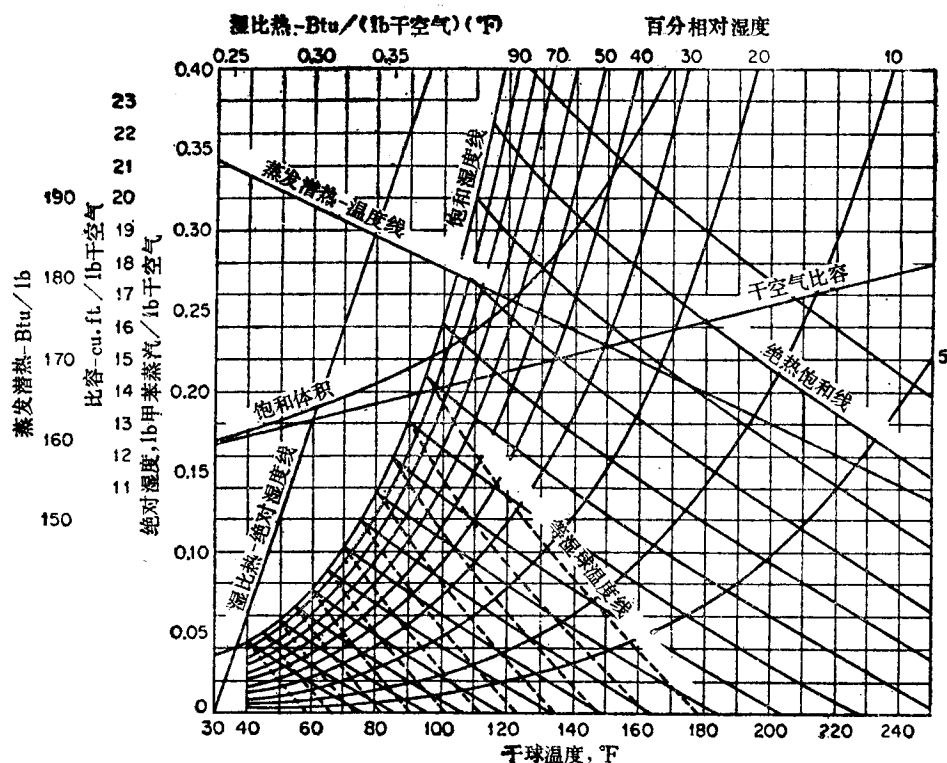


图 20-14 空气-甲苯-蒸汽混合物示意图

为将Btu/lb换算为J/kg应乘以2326；将Btu/lb干空气·°F换算为J/kg·K应乘以4186.8；将ft³/lb换算到m³/kg应乘以0.0624

Graw-Hill, New York, 1937)，而 C_s 是对应于所用蒸汽的空气湿比热，如下所示：

物 质	四氯化碳	苯	甲 苯
$h_a/h_g' C_s$	0.51	0.54	0.47

h_c 和 h_g' 两者间关系的理论分析可参阅第12篇。由于 h_c/h_g' 的理论值和实验值都只适用于稀的气体混合物，故删去了高浓度区的湿球温度线。当存在水蒸汽时，在低的溶剂湿球温度下，对溶剂蒸汽湿度测定的讨论可参阅Sherwood和Comings的论文〔*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, 28, 88(1932)〕。

20.1.4 普遍的干燥状况

固体干燥包括两项同时发生的基本过程：(1)为蒸发液体进行的热量传递；(2)固体内部以液态或气态及固体表面以气态进行的质量传递。控制这两过程速率的因素也决定了干燥速率。

商品化干燥器间的基本差别在于所采用的传热方式的不同(见干燥器的分类,图20-20)。工业干燥装置使用的传热方式可以是对流、传导、辐射或这些方式的组合。然而在每一情况下，热量必须首先传到固体的外表面，然后再进入其内部。唯一的例外是高频微波干燥，该过程中，高频电流在内部产生热量，从而在物料的内部及其表面造成高温。

干燥过程中的质量传递,是以液体及蒸汽的形式在固体内传递而以蒸汽的形式离开其暴露的表面。固料内的运动是由与固料特性有关的浓度梯度所引起。被干燥的固体可以是多孔的或非多孔的,也可以是吸湿的或不吸湿的。许多固体的特性介于这两个极端之间。而通常是将它们看作其中的某一种来处理较为方便。

对固体干燥的研究可以基于液体流动的内在机理,也可以基于温度、湿度、空气流动及粗细状态等外部条件如何对固体干燥速度发生影响。前者通常需要对内部情况进行基础研究;而后者,尽管基础性不强,却由于其结果可迅速在设备设计及估算中有较大的应用而常用到。

20.1.5 液体流动的内在机理

固体的结构决定着内部液体发生流动的机理。这些机理可概括为(1)在连续的、均匀的固体中扩散;(2)在粒状及多孔固体中作毛细管流动;(3)由于固体收缩及压力梯度引起的流动;(4)重力引起的流动;(5)蒸发继以冷凝引起的流动。

通常,在固体干燥过程中的任一给定时间内总有一种机理起决定作用。但在整个周期的不同干燥时间内,常可发现起决定作用的机理并不相同。

对内部湿分梯度的研究建立了控制固体干燥过程的一种特定机理。通过实验来确定可信的湿分梯度值却非常困难。

Hougen、Mccauley及Marshall[*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, 36, 183(1940)]讨论了固体干燥过程中可以发生毛细管流动及扩散流动的条件,并分析了这两种流动情况下已发表的湿分梯度数据。他们做的曲线表明毛细管流动的典型湿分梯度曲线中有两个曲线段及一个拐点(图20-15a);而扩散流动是一条平滑的下凹曲线(图20-15b),与扩散方程的预计相符。他们还指出液体扩散系数通常是含湿量的函数,并随含湿量的降低而减小。扩散系数变化的影响示于图20-15b,其中,虚线是扩散系数为常数时的计算结果,而实线是实测结果,其扩散系数随湿分不同而变化。因此,假设扩散系数为恒定而得出的积分扩散式仅仅是真实情况的近似。

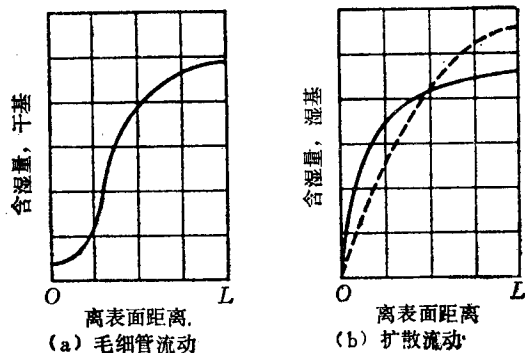


图 20-15 固体干燥中出现的两种内部湿分梯度

上述作者从毛细管流动及扩散流动角度将固体分类如下:

毛细管流动 固体孔隙间所特有的湿分,或以液态在固体的表面,或以自由湿分的形式存在于细胞空腔中,在有连续流动通道存在下,由于重力及毛细管力作用而运动。在干燥过程中,由毛细管力所致的液体流动存在于非溶液态的液体和所有超过纤维饱和点的湿分中(如织物、纸张及皮革中的),以及在粉状及粒状固体中所有超过大气饱和条件下平衡含湿量的湿分中(如涂料、矿石、粘土、土壤及砂石)。

蒸汽扩散 在由于加热建立温度梯度而产生蒸汽压梯度的情况下,湿分可以以蒸汽扩散通过固体的方式运动。当固体的一个表面受热而从另一表面进行干燥且液体存在于固体颗粒之间时,汽化及蒸汽扩散可发生在任何固体中。

液体扩散 液体在固体中以扩散限于平衡含湿量低于气氛饱和点及湿分与固体互溶的情况。前一类适于粘土、淀粉、面粉、织物、纸张及木材干燥的最后阶段；后一类包括肥皂、动物胶、明胶及糊剂。

外界条件 干燥研究中涉及的主要外界变量有温度、湿度、空气流动、固体粒度粗细、固体的搅拌、承载固体的方式及热表面与湿固体的接触。所有这些变量不一定在同一个问题中都出现。

20.1.6 干燥阶段

在进行固体干燥实验时，通常得到含湿量与时间的对应数据。再将这些数据标绘成湿度（干基） W 与时间 θ 的曲线，如图20-16 a所示。这一曲线代表的是固体干燥的一般情况。此过程中，首先是湿固体通过从饱和的固体表面蒸发而脱去湿分，随后是从不断缩小的饱和表面蒸发，最后是湿分在固体内部蒸发。

图20-16 a表明干燥速率主要表现为随时间或含湿量的变化。为更好地表示这种变化，可对该曲线进行图解微分或数值微分，并标绘 $\frac{dW}{d\theta}$ 与 W 的关系，如图20-16 b所示，或 $\frac{dW}{d\theta}$

与 θ 的关系，如图20-16 c所示。这些速率曲线表明干燥过程不是自始至终皆由一种机理控制的平稳连续过程。图20-16 c的优点在于它示出干燥过程持续的时间。

每条曲线的AB段皆表示固体的升温阶段，BC段表示恒速阶段。在点C，恒速干燥结束，干燥速率开始下降，其含湿量称作临界含湿量。图20-16 a中的CD段称为降速阶段，由图20-16 b、c可见，此阶段的典型特征是在整个干燥阶段中速度连续变化。点E（图20-16 b）处所有的暴露表面都完全变得不饱和，而标志着内部湿分运动速度控制干燥速度阶段的开始。图20-16 b中的CE段通常称作第一降速干燥阶段而DE段称为第二降速干燥阶段。

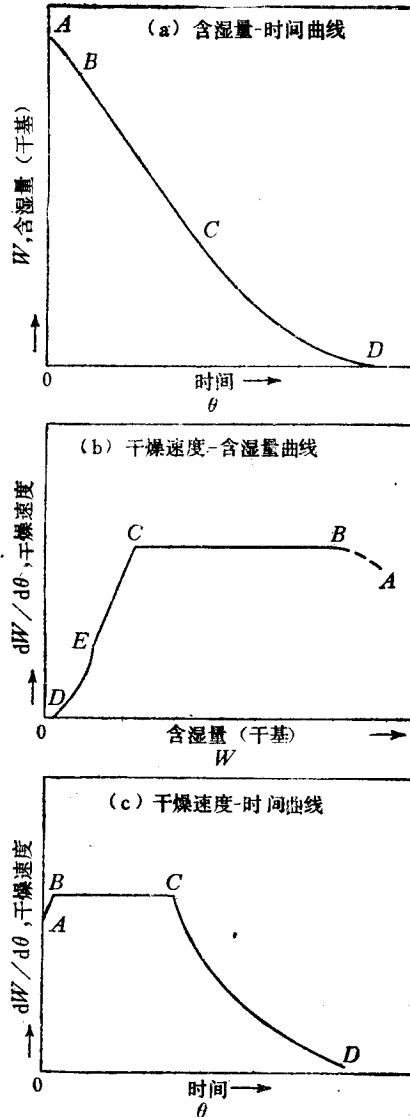


图 20-16 干燥阶段

20.1.7 恒速阶段

在恒速干燥阶段，固体内的湿分运动快到足以在表面保持饱和状态，干燥速度受热量向蒸发表面传递速度的控制。干燥以物料饱和表面的蒸汽扩散过一滞止气流层进入环境的方式