

# 干燥技术进展

第二分册 沸腾干燥

上海化工研究院  
清华大学 编  
成都工学院

上海科学技术情报研究所

8.6

2

干燥技术进展

第二分册 沸腾干燥

上海化工研究院 清华大学 成都工学院编

上海科学技术情报研究所出版

新华书店上海发行所发行

上海商务印刷厂印刷

开本: 787×1092 1/16 印张: 5 字数: 121,000

1976年10月第1版 1976年10月第1次印刷

印数: 1—4,900

代号: 151634·311 定价: 0.65元

(限国内发行)

TQ 3.6

# 毛主席语录

自力更生，艰苦奋斗，破除迷信，解放思想。

我们不能走世界各国技术发展的老路，跟在别人后面一步一步地爬行。我们必须打破常规，尽量采用先进技术，在一个不太长的历史时期内，把我国建设成为一个社会主义的现代化的强国。

鼓足干劲，力争上游，多快好省地建设社会主义。

10/10/11

# 前 言

当前,我国的社会主义革命和社会主义建设正处在一个重要的历史发展时期。全国各族人民,在毛主席为首的党中央领导下,坚持党的基本路线,认真学习无产阶级专政理论,以阶级斗争为纲,继续深入批判邓小平,反击右倾翻案风,促进了上层建筑各个领域的社会主义革命,促进了安定团结,促进了社会主义的农业、工业和整个国民经济的发展,形势大好,形势喜人。放眼祖国万里河山,我们心潮澎湃,豪情满怀,决心以“可上九天揽月,可下五洋捉鳖”的英勇气概,夺取新的更大的胜利。

干燥过程具有重要的国民经济意义,在工农业各个部门获得广泛应用,几乎在生产每一件产品时,干燥作业都是最重要的工艺环节之一,而正确组织和完成干燥作业,不仅可保持而且能提高产品质量。对干燥设备的基本要求,就是保证获得必需的质量指标(如规定的含湿量范围、保存维生素及其他珍贵物质,保持被干燥物料的结构机械性能等),以及保证达到最好的单位耗热耗能指标。因此,建立相应于现代科技水平的、低费用高生产率的干燥设备,是技术改造的一个重要项目。

为了配合干燥技术赶超国际先进水平,我们会同上海医药工业研究院、上海化工研究院、上海轻工业设计院、上海化工学院、清华大学、成都工学院、上海染料化工十厂等,编写了《干燥技术进展》一书,介绍了国内外干燥技术的现状及发展趋势,供有关行业的工人、科技人员、设计人员、领导干部、有关院系的师生参考。本书共分四个分册:第一分册——综述,第二分册——沸腾干燥,第三分册——气流干燥,第四分册——喷雾干燥。在本书工作过程中,我们还得到了石油化工部第六设计院、吉林化学工业公司设计院、大连工学院、南京化工学院、上海化工七·二一大学等的支持和帮助,表示谢意。

由于编者水平有限,加之时间仓促,缺点错误恐难避免,希望广大读者批评指正。

上海科学技术情报研究所

一九七六年七月

# 目 录

第一章 干燥的基本原理.....	(1)
第一节 干燥静力学.....	(1)
第二节 干燥动力学.....	(2)
第二章 沸腾干燥的基本概念.....	(5)
第一节 流化过程的基本概念.....	(5)
第二节 流化床的流体力学.....	(8)
第三节 沸腾干燥简介.....	(9)
第三章 沸腾干燥器的设计与计算(一).....	(14)
第一节 沸腾床原理及特性.....	(14)
第二节 颗粒物料的计算.....	(15)
第三节 沸腾干燥器的特性及设计.....	(19)
第四节 喷动床干燥器的设计.....	(30)
第五节 旋风分离器的设计与计算.....	(32)
第六节 实例.....	(35)
第四章 沸腾干燥器的设计与计算(二).....	(46)
第一节 设计理论基础.....	(46)
第二节 沸腾干燥器设计实例.....	(52)
第五章 沸腾干燥器的结构与型式.....	(63)
第一节 沸腾干燥设备的分类.....	(63)
第二节 粒状物料的沸腾干燥器.....	(63)
第三节 膏状物料的沸腾干燥器.....	(69)
第四节 溶液、悬浮液等物料的沸腾干燥器.....	(71)
第五节 沸腾干燥装置的主要附属设备.....	(72)

# 第一章 干燥的基本原理

人们在长期的生产斗争实践中,对干燥过程早就有了认识。在数千年之前,人类已经知道利用太阳的热量来对物料进行干燥。但是,随着生产的发展,这种原始的干燥方法早就不能满足人们的需要,各种不同干燥方法也就逐渐发展起来。近百年来,尤其是近几十年来,随着生产的迅速发展,石油化工、化肥、化纤、造纸、制革、食品、制药、冶金、选矿等工业产品种类不断增加,生产规模向大型化发展,对干燥操作提出了越来越高的要求。被干燥物料的性状、物理和化学性质千差万别,干燥最终要求与处理能力的变化也很大,同时对操作的自动化程度及可靠性要求也不断提高,原来一些干燥设备已不能适应新的需要。一些新的干燥设备,例如气流干燥、沸腾干燥、喷雾干燥、红外线干燥、微波干燥等新技术逐渐地发展起来,应用日益广泛。随着我国社会主义建设迅猛发展,工业、农业对干燥设备也不断提出新的要求。我国工人与工程技术人员,遵照毛主席关于“我们必须打破常规,尽量采用先进技术”,“独立自主,自力更生”的教导,对一些新型的干燥设备进行了研究、试制和改进推广应用,并且有了新的发展,对提高劳动生产率,提高设备生产能力和热利用率,改善工人劳动条件起了一定作用,取得了可喜的进展。

## 第一节 干燥静力学

借助热能使物料(固体、悬浮液、溶液)中的水分或溶剂汽化由干燥介质带出而除去的方法称为物料的干燥。干燥过程是物料、干燥介质、物料和干燥介质之间的传热和传质过程。一般常用的干燥介质是热空气、烟道

气,隋性气体(例如氮气)。用隋性气体作为干燥介质,在干燥含有易燃、易爆的溶剂,以及物料本身极易燃烧或氧化变质的情况特别合适。干燥过程与其它单元操作一样,可以分为干燥静力学与干燥动力学两个方面加以讨论。

干燥静力学是说明被干燥物料和干燥介质的最初、最终状态间的关系。通过物料衡算与热量衡算,干燥静力学可以确定所需除去的水分和必须消耗的热量。现在以一个最简单的空气干燥器为例来说明物料衡算与热量衡算。

### 1. 物料衡算

#### 1) 物料中水分蒸发量的计算

习惯上,经常使用水分在整个湿物料中所占的重量分数来表示物料的含湿度 $\mu$ ,称为湿基湿含量。

$$\mu = \frac{\text{水分的重量}}{\text{湿物的重量}}$$

如果用湿物料中水分重量对绝对干物料重量分数来表示物料的含湿度 $\mu^{\circ}$ ,则称为干基湿含量。

$$\mu^{\circ} = \frac{\text{水分的重量}}{\text{湿物料中绝对干物料重量}}$$

假设干燥过程中物料没有损失,那么干燥前后物料重量不变:

$$G_1(1 - \mu_1) = G_2(1 - \mu_2); \quad (1-1)$$

$G_1$ ——进入干燥器的湿物料重量[公斤/小时];

$G_2$ ——离开干燥器的干物料重量[公斤/小时];

$\mu_1$ ——干燥前物料的湿含量[公斤水/公斤](湿基);

$\mu_2$ ——干燥后物料的湿含量[公斤水/公斤](湿基)。

干燥后物料的重量:

$$G_2 = \frac{G_1(1-\mu_1)}{(1-\mu_2)}; \quad (1-2)$$

在干燥器内蒸发的水分重量:

$$W = G_1 - G_2 = G_1 \frac{\mu_1 - \mu_2}{1 - \mu_2}; \quad (1-3)$$

$W$ ——物料在干燥器内蒸发的水量[公斤水/小时];

## 2) 空气消耗量的计算

通过干燥器的绝对干空气量在干燥过程中是不发生变化的, 所以我们以绝对干空气量作为计算基准。

$$V = \frac{W}{X_2 - X_1} = \frac{W}{X_2 - X_0}; \quad (1-4)$$

$V$ ——通过干燥器的绝对干空气量[公斤干空气/小时];

$x_1$ ——进入干燥器时空气的湿含量[公斤水/公斤干空气];

$x_2$ ——离开干燥器时空气的湿含量[公斤水/公斤干空气];

由于空气在加热器内湿含量不发生变化, 所以  $x_1 = x_0$ 。

每蒸发物料中一公斤水所需的绝对干空气量, 称作为单位空气消耗量:

$$v = \frac{V}{W} = \frac{1}{x_2 - x_1} = \frac{1}{x_2 - x_0}; \quad (1-5)$$

## 2. 热量计算

假设干燥介质是空气, 而以蒸发每公斤水分为基准进行热量衡算:

$$q = \frac{Q}{W}; \quad (1-6)$$

$q$ ——干燥器蒸发每公斤水分所需要的全部热量[千卡/公斤水];

如考虑热量衡算:

$\theta_1, \theta_2$ ——干燥器进口与出口的物料温度[°C];

$I_0$ ——进入空气加热器时空气的热焓[千卡/公斤];

$I_1$ ——进入干燥器时空气的热焓[千卡/

公斤];

$I_2$ ——出干燥器时空气的热焓[千卡/公斤];

$G_2$ ——出干燥器的物料重量[公斤/小时];

$C_p$ ——干燥物料的比热[千卡/公斤·°C];

则:

$$q = \frac{I_2 - I_0}{X_2 - X_0} + \frac{G_2 C_p (\theta_2 - \theta_1)}{W + q_m - \theta_1}; \quad (1-7)$$

式中:  $q_m$ ——干燥器对周围的热损失[千卡/公斤水]。

## 第二节 干燥动力学

### 1. 平衡水分与自由水分

某一被干燥物料与一定的温度和湿度的干燥介质相接触, 当物料排除水分与吸收水分相等时, 只要干燥介质的情况不发生变化, 那么物料中所含有的水分也将维持不变, 不会因为与干燥介质接触的时间延长而发生变化, 这时候物料所含有的水分为此干燥介质条件下物料的平衡水分, 也可称作为平衡湿度。

在任何情况下, 如果干燥介质条件(温度和湿度)不发生变化, 那么相对于这个条件下物料的平衡水分就是这个物料可以干燥的极限。在干燥操作中能除去的水分, 是物料所含有的大于平衡水分的水, 这一部分水称作为自由水。

### 2. 干球温度、露点、湿球温度

#### 1) 干球温度( $t$ )

在湿空气中, 一般温度计所测得的温度, 称为该空气的干球温度, 也就是该空气的真正温度。

#### 2) 露点温度( $t_p$ )

保持湿空气的湿含量不变而使空气冷却, 一直达到它的饱和状态而将结出露水时的温度, 称作为这个空气状态的露点温度。

### 3) 湿球温度( $t_M$ )

当大量的不饱和气体流过一定量的水或者湿物料的表面时,水或湿物料表面的水分就要汽化,水面的初温大致与空气相等,但随着水分的汽化,水的温度就要下降,但同时气体的热量,也会传到水中。经过一段时间,气体传到水中的热量与水分从表面蒸发所需要的热量相等时,水的温度就不再变化,这时候的温度称作为这个气体的湿球温度。

### 3. 固体物料干燥机理

固体物料所含的水分超过平衡水分和干燥介质接触,开始时水分是均匀地分布于物料中,但是随着物料表面的水分不断汽化,物料内部的湿度和物料表面的湿度慢慢地形成了湿度梯度。于是物料内部的水分借助于扩散向表面移动,在表面汽化而被干燥介质带走,达到物料干燥的目的。

干燥过程中,水分在物料表面的汽化与物料内水分的扩散是同时进行的,但是随着干燥时间的不同,干燥机理是有差别的。一般说来,水分在物料表面的汽化速度和水分在物料内部扩散的速度不会相等。某些物料,例如纸张、皮革等,它们的内部水分扩散速度往往大于表面水的汽化速度,这时候水分在表面汽化的速度是起控制作用的,这种干燥情况称作为表面汽化控制。这时候,只要物料表面有足够的水分,物料表面的温度可以取作为干燥介质的湿球温度,可以认为干燥介质和物料表面的温度差为一定值。这一类物料的干燥速度,是由周围干燥介质的情况控制的。另一类物料,例如木材、肥皂、陶土等,它们的内部水分扩散速度较表面汽化速度小,这时内部水分扩散速度起控制作用,这种情况算作为内部扩散控制。对这种物料干燥时,为了加快干燥速度,必须设法加快内部水分扩散速度。单纯地改变干燥介质的情况,往往对干燥速度不会有明显的影响,有时候反而会导致开裂、变形等不良的后果。

### 4. 恒速干燥阶段和降速干燥阶段

图 1-1 和图 1-2 分别表示常见物料干燥时物料的平均湿度、温度和干燥时间的关系,以及干燥速度和干燥时间的关系。

由图(1-1)可见,物料的平均湿度和温度在开始干燥的一段时间内,与时间成直线关系( $BC$ 段),达到  $C$  点(临界点,这时候物料的湿度称为临界湿度)之后成曲线关系变化。

由图(1-2)可见,物料的干燥速度最初是不随着干燥时间变化而变化的( $BC$ 段),到达  $C$  点之后,干燥速度随着时间的延伸而下降。在图(1-1)和图(1-2)中, $BC$ 段就是前述的表面汽化控制阶段,在这一段时间内干燥速度保持不变,所以又称为恒速干燥阶段。 $CD$ 段是前述的内部扩散控制阶段,又可称为降速阶段。

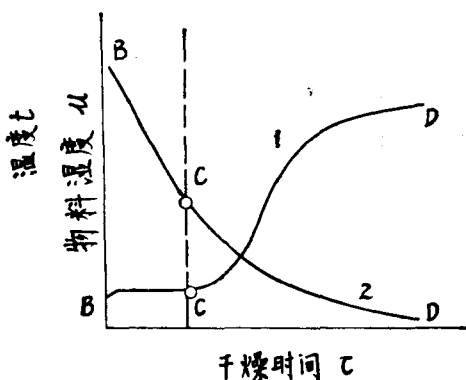


图 1-1 干燥曲线

1—物料温度 2—物料湿度

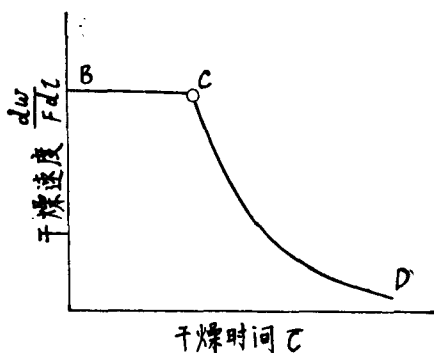


图 1-2 干燥速度曲线



## 5. 影响干燥速度的因素

影响干燥速度的因素很多,对于不同种类的物料和干燥条件,它们的作用大小也不相同。所以到现在为止,还不能够用一定的数学函数关系式来表示。现将主要影响因素列于下面:

1) 湿物料的性质和形状 它是指物料的物理结构、化学组成、形状和大小、物料层的厚度、水分的结合方式等。

2) 湿物料本身的温度 物料本身的温度越高,干燥速度也就大。

3) 干燥介质的温度 通常,干燥介质温度高,干燥的速度就大。但是,干燥介质的温度不是可以无原则地提高的,干燥介质的温度一般应低于物料的变质温度(例如分解、焦化、熔融等)。干燥介质进口和出口温度越接近,那么干燥器内干燥介质的平均温度也高,干燥速度就大,但是考虑到热的利用效率,在实际操作上不能把干燥介质出口温度提得太高,因为过高的出口温度会引起干燥过程的热效率下降。

4) 物料的最初、最终和临界湿含量 如果物料的最终湿含量高于临界湿含量,由于干燥在恒速阶段进行,所以干燥速度较快。如果物料的最终湿含量很低,而和物料在干燥介质条件下的平衡水分相接近时,往往干燥速度很慢。

5) 干燥介质的湿度和流动情况 如果干燥介质是空气,则相对湿度越低,水分汽化越快,这在等速干燥阶段影响更加明显,加快空气流速可以提高干燥速度。

6) 干燥介质和被干燥物料的接触情况和干燥器的类型,对干燥速度都有一定的影响。

### 主要参考资料

- [1] 化工过程及设备 华东化工学院等编,中国工业出版社出版。
- [2] 化工干燥 殷宗泰、彭成中合译,重工业出版社出版。
- [3] 国外化工干燥技术进展 上海科技情报研究所油印资料。

## 第二章 沸腾干燥的基本概念

沸腾也就是指流化。“流化”是指固体颗粒被流体吹起呈悬浮状态，粒子可以相互分离，作上下、左右、前后运动。这种状态，我们称之为“流化”，也可称作流态化、流动化或沸腾状态。沸腾干燥是指干燥介质使固体颗粒在沸腾状态下进行干燥的过程。

劳动人民在和大自然的斗争中，对于自然界的流化现象早在几千年之前就有了认识，并将它应用于生产实践中。例如早在几千年之前，我国劳动人民已普遍采用风选技术来选取谷物；利用浮选法来淘金。但是流化技术在工业上的大规模应用，还是二十世纪初的事情。1921年在德国第一次制造了一台流化床煤气发生炉——温克勒气体发生炉<sup>[1]</sup>，使德国藏量丰富的劣质粉状褐煤得到了合理的利用。到第二次世界大战时，由于对汽油的需要量急剧增加，流化技术被广泛应用于石油催化裂化中。流化技术在工业规模中应用于干燥的最早装置，是1948年在美国建立的<sup>[2,5]</sup>。该沸腾床直径是1.73米，床层温度是74℃，每小时处理50吨矿石，在干燥的同时进行颗粒分级。这台沸腾干燥器投产后，立即显示出了生产能力大、效率高、干燥的同时又达到分级等优点，很快就引起了

人们的注意。在我国，随着生产的迅速发展，沸腾干燥在化工、食品、制药等方面的应用日趋广泛。

### 第一节 流化过程的基本概念

#### 1. 流化床范围

一个容器内放入一定量固体颗粒[如图2-1a所示]，流体从进口(3)通过分布板(2)进入床内，经过颗粒层后排出。在床的侧壁装一个V形管测压计，这样就组成了一个最简单的流化床。

1) 固定床区 当流体在床内以较小的流速流过时，固体颗粒不发生运动。床层的压降随着流体的空床流速增加而增加，见图2-1a所示。这时候床层高度 $h$ ，称为静止高度。在一定的范围内，流体的流速和压降的关系，在对数坐标纸上呈直线关系。见图2-2 AB段所示。这时候的床层称作为固定床。固定床内颗粒占有一定的体积，颗粒和颗粒之间的空隙也占有一定的体积，空隙所占有的体积占颗粒床层总体积的百分数 $\epsilon$ 称作为空隙率。固定床的空隙率，随着颗粒的形状、大小、排列的方式而有变化。

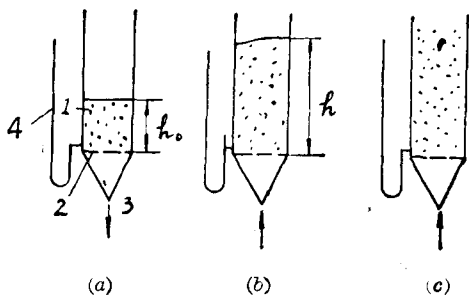


图2-1 颗粒床层随流速变化的模型图

(a) 固定床 (b) 流化床 (c) 稀相流化

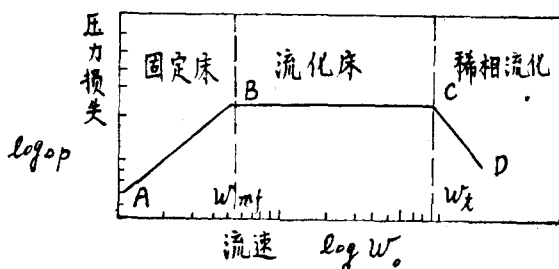


图2-2 颗粒床层压降与流体速度的变化

2) 流化床区 如果把床内流体流速逐渐增加到一定值时, 颗粒开始松动并能在各个方向运动。再继续增加流体的空床流速, 床层压降仍旧保持不变, 这时候的床层称为流化床, 也可称为沸腾床, 见图 2-1b 所示。这时候床层高度称为沸腾高度。沸腾高度和开始流化时高度之比称作为膨胀比。图 2-2 中 BC 段即为流化床中空床流速和压降的关系。固体颗粒开始流化时的流体空床速度  $w_{mf}$  称作为临界流化速度, 这时候的空隙率  $\varepsilon_0$  称作为临界空隙率, 它近似于固定床的空隙率, 以后随着流体的空床流速增加而床层空隙率  $\varepsilon$  也随着增大。在流化床内, 颗粒之间能相对地自由运动, 整个床层呈现似流体状态, 具有某些流体的特性, 床层能观察到一个固体颗粒的界面。

3) 稀相流化区 当流化床内流体的空床流速增加到一定值  $W_t$  时, 固体颗粒开始吹出容器。这时颗粒散满整个容器, 不再存在一个颗粒层的界面了, 这种状态称作为稀相流化床, 如图 2-1c 所示。如果继续增加流体的空床流速, 带出的颗粒也越来越多, 床层的压降不断下降, 如图 2-2CD 段所示。 $W_t$  称作为颗粒的带出速度, 也可称为极限速度。

## 2. 散式流化和聚式流化

流化床中, 由于固体颗粒和流体的运动状态不同, 而又可分为散式流化和聚式流化。

1) 散式流化 散式流化床中, 固体颗粒彼此是散开的, 颗粒似乎具有一定的平均自由行程, 行程的长度是随着流体的空床流速增加而增加的。在散式流化中, 一般能观察到固体床层的上界面。

2) 聚式流化 聚式流化床中, 固体颗粒在床内不是以单个而是以集团形式出现, 当然在聚式流化床中不可能识别出颗粒的平均自由行程。这里, 流体往往是以气泡形式通过床层上升, 气泡在上升过程中慢慢长大, 相互合并或有少数破裂, 最后达到床面而即破

裂。这些气泡中, 也可能夹带有固体颗粒, 所以在聚式流化床中不是均一相, 而是由两个分开的相互共存相组成。聚式流化床中不存在固定的固体颗粒上界面。

一般说来, 固体和流体密度相差大的系统趋向于聚式流化, 固体和流体密度相差小的系统趋向于散式流化。对于一个系统是聚式流化还是散式流化, 可以使用弗鲁德准数来加以判别。

$$Fr = w_0^2 / g d_p; \quad (2-1)$$

$w_0$ ——流化时流体的空床速度[米/秒];

$d_p$ ——固体颗粒的平均粒径[米];

$g$ ——重力加速度[米/秒<sup>2</sup>];

当  $Fr < 1$  时为散式流化;

$Fr > 1$  时为聚式流化;

沸腾干燥中由于干燥介质的密度较小(例如热空气、烟道气、惰性气体), 固体颗粒密度和流体密度相差较大, 所以在沸腾干燥中遇到的流化状态大部分为聚式流化。

## 3. 沟流和腾涌

聚式流化中, 由于流体和固体颗粒的接触状态很复杂, 经常会出现一些不规则的流化现象, 最常见的是沟流和腾涌。

1) 沟流 流体通过床层, 当流体的空床流速已经超过了临界流化速度  $w_{mf}$  时, 床层并不流化, 而是在固定床内形成了流体的通道, 大得不成比例的流体从这一个狭小的通道中沿着床层上升, 这种现象称作为沟流, 如图 2-3 所示。如果沟流穿过整个床层高度, 如图 2-3a 所示, 称作为贯穿沟流。如果沟流只发生在床层的局部而有一部分床层仍旧处于流化状态, 如图 (2-3)b 所示, 称作为局部沟流。

沟流常发生在以下几种情况: 固体颗粒的粒度细而流体的流速低; 潮湿的易结块物料; 气体分布板设计不佳, 孔板开孔数太少, 气体分布不均匀。在沸腾干燥中, 如果发生沟流, 就会使干燥介质和被干燥物料接触不良, 引起效率下降。所以在沸腾干燥中, 应当

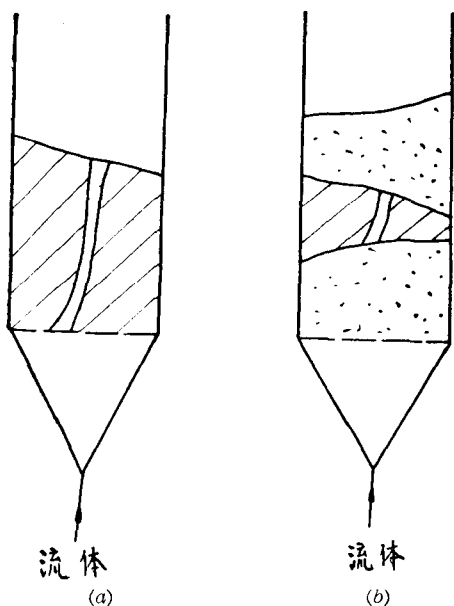


图 2-3 流化床中常见的两种沟流现象  
(a) 贯穿沟流 (b) 局部沟流

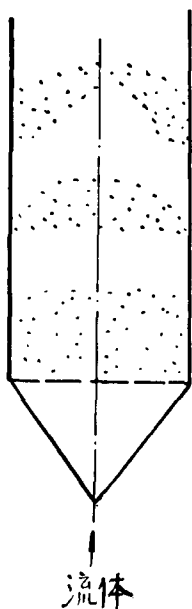


图 2-4 流化床内的腾涌现象

尽量避免发生沟流。为了消除沟流，一般采用较大的流速，物料不要太潮湿。对由于湿度大而容易发生粘结的物料，一般应当进行预干燥，之后再进入沸腾干燥器。在必要时，也可以在床内加以适当的搅拌，来避免沟流

的发生。

2) 腾涌 流化床内，当气泡汇合长大到和床层直径相接近时，床内的固体颗粒成活塞状向上运动，固体颗粒上升到某一高度之后，即崩裂而成雨状下降，这种不正常现象称为腾涌，见图 2-4 所示。

流化床内产生腾涌，会引起颗粒的机械磨损加剧，以及细颗粒的带出增加。由于腾涌，床层会受到较大的冲击，容易损坏床内构件。在流化干燥中，腾涌往往使被干燥物料磨损加剧，产生大量细粉带出，增加物料的损耗。通常腾涌容易发生在下列场合：床层高度和床径之比  $h/D$  大，流体速度太大，较大的颗粒度。为了防止腾涌的产生，沸腾干燥中往往采用较小的  $h/D$  值。一般  $h/D < 1$  时，不易发生腾涌。必要时，在床内设置适当的内部构件，也可以防止产生腾涌。

#### 4. 流化质量

对一个流化床的流化状态好坏，常以流化质量这一说法来加以描述。两相流化床，通常是以流体和固体的接触及混和等一系列参数来评定流化质量的好坏。

在沸腾干燥的场合，通常遇到的是气-固二相流化床。大气泡的存在和运动破坏了气-固二相的接触，使气体走短路。气泡的存在多少和大小，与床层压降波动、局部密度的变化、床层料面的起伏比等参数有关，所以经常以这些参数来评价气-固二相流化床的流化质量。一般认为，流化床压降波动在  $\pm 3\%$  以内时为正常流化；当压降波动超过  $\pm 10\%$  时，被认为不正常流化。<sup>[4]</sup>

在大多数情况下，流化床中流体空床流速超过临界流速不很多时，床层就能产生强烈的搅动，达到使气-固二相良好接触的目的。太大的流体速度引起大气泡的产生和腾涌，所以为了取得较好的流化质量，一般不应当取用太大的流化速度。另外，取用较宽的固体颗粒粒度范围和较低的床层，对于改善流化质量都有一定的效果。

## 第二节 流化床的流体力学

### 1. 流体阻力

作用于流化床内固体颗粒上的力有两种,一种是向上作用的浮力和流体阻力,另一种是向下的固体颗粒的重力。在流化开始时(流化点),这两种相反方向的力应当相等:

$$h_0 F(1 - \varepsilon_0) \gamma_s = (1 - \varepsilon_0) h_0 F \gamma + \Delta p F;$$

则:

$$\Delta p = (1 - \varepsilon_0) h_0 (\gamma_s - \gamma); \quad (2-2)$$

上式中  $h_0$ ——静止床层高度[米];

$F$ ——固定床层的截面积[米<sup>2</sup>];

$\varepsilon_0$ ——床层临界空隙率;

$\gamma_s$ ——固体颗粒的重度[公斤/米<sup>3</sup>];

$\gamma$ ——流体的重度[公斤/米<sup>3</sup>];

$\Delta p$ ——流体的阻力[公斤/米<sup>2</sup>];

上式在  $d_p/D < 1/20$ ;  $h_0/D < 2$  时,已经被大量实验证明是正确的。

上式中  $d_p$ ——固体颗粒的平均直径[米];

$D$ ——床层的直径[米]。

目前,流化床内流体的空床流速超过临界流化速度之后,床内流体阻力的准数关系式很多,现介绍斯米尔诺夫等通过相似理论处理得到如下公式:<sup>[4]</sup>

$$E_\mu = \frac{\Delta p}{\rho w_0^2} = 8.58 \phi \text{Re}^{-2.2} \text{Ar} \cdot \left(\frac{dp}{D}\right)^{0.5} \left(\frac{h_0}{D}\right)^{1/3} \left(\frac{h}{D}\right)^{1/3}; \quad (2-3)$$

上式中  $h_0$ ——静止床层高度[米];

$h$ ——沸腾床层高度[米];

$\text{Ar}$ ——阿基米德准数;

$$\text{Ar} = \frac{d_p^3 r}{\mu^2 g} (\gamma_s - \gamma);$$

$\mu$ ——流体的粘度[公斤·秒/米<sup>2</sup>];

$w_0$ ——流体的空床流速[米/秒];

$\rho$ ——流体的密度[公斤秒<sup>2</sup>/米<sup>4</sup>];

$$\rho = \frac{\gamma}{g};$$

$\phi$ ——形状系数;

$\phi = \text{固体积球形颗粒表面积} / \text{任意形状颗粒表面积};$

对于圆球形颗粒  $\phi = 1$ ;

$\text{Re}$ ——雷诺数。

但是一般的近似计算中,我们都采用

$$\Delta p = (1 - \varepsilon_0) h_0 (\gamma_s - \gamma);$$

计算结果产生的误差不大。

### 2. 临界流化速度 $w_{mf}$

流体的流速达到流化点,床层压降等于单位面积床层上固体颗粒的重量,这时候流体的流速称作为临界流化速度  $w_{mf}$ 。计算临界流化速度的公式很多,但由于归纳公式时试验条件限止,各个公式使用范围都有局限性,现在介绍一个比较常用的公式如下<sup>[1, 3]</sup>:

$$w_{mf} = 0.00923 \frac{d_p^{1.82} (\gamma_s - \gamma)^{0.94}}{\mu^{0.88} \gamma^{0.06}}; \quad (2-4)$$

式中  $w_{mf}$ ——临界流化速度[米/秒];

$\gamma$ ——流体的重度[公斤/米<sup>3</sup>];

$\gamma_s$ ——固体颗粒的重度[公斤/米<sup>3</sup>];

$\mu$ ——流体的粘度[公斤/米·秒];

$d_p$ ——固体颗粒平均直径[米];

$$d_p = 1/\varepsilon \frac{\alpha_i}{d_{pi}}$$

$\alpha_i$ ——颗粒各筛分的重量 %;

$d_{pi}$ ——颗粒各筛分的平均直径[米];

$$d_{pi} = \sqrt{d_1 d_2}$$

$d_1 d_2$ ——上下筛目的尺寸[米];

上式适用于  $\text{Re}_{mf} < 10$  ( $\text{Re}_{mf} = d_p w_{mf} \gamma / \mu$ )。

当  $\text{Re}_{mf} > 10$  时,须按图 2-5 进行校正。这个公式的平均偏差为  $\pm 22\%$ 。

一般说来,用公式计算得到的临界流化速度,往往和颗粒的实际临界流化速度相差较大,所以为了取得某一颗粒物料的准确临

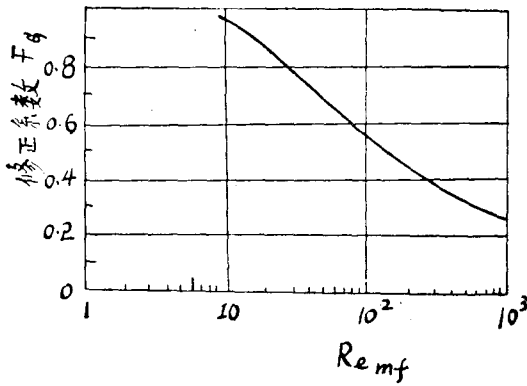


图 2-5  $w_{mf}$  的校正系数

界流化速度,常常使用实验方法加以测定。

### 3. 极限速度 $w_t$

在流化状态下,如果继续增加流体的空床速度,直至等于颗粒的沉降速度时,再增加流速颗粒将全部悬浮在流体中并被带出。这时候,流体速度称作为极限速度  $w_t$ ,所以,极限速度可视作颗粒的沉降速度,用下式计算。

$$w_0 = \sqrt{\frac{4gd(\gamma_s - \gamma)}{3\gamma\zeta'}}, \quad (2-5)$$

球形和圆柱形颗粒沉降时阻力系数  $\zeta'$  与  $Re$  的关系,可以分为三个区间用下列关系式来表示:

- (1) 滞流区域  $Re < 1$   $\zeta' = 24/Re$ ;
- (2) 过渡区域  $Re = 1 \sim 500$   $\zeta' = 18.5/Re^{0.6}$ ;
- (3) 端流区域  $Re = 500 \sim 15000$   $\zeta' = 0.44$ 。

在滞流区域,沉降速度公式称作为斯托克斯定律:

$$w_0 = \frac{d^2(\gamma_s - \gamma)}{18\mu}; \quad (2-6)$$

在过渡区域,沉降速度公式称为阿仑定律:

$$w_0 = 0.27 \sqrt{\frac{gd(\gamma_s - \gamma) Re^{0.6}}{\gamma}}; \quad (2-7)$$

在端流区域,沉降速度公式称为牛顿定律:

$$w_0 = 1.74 \sqrt{\frac{gd(\gamma_s - \gamma)}{\gamma}}; \quad (2-8)$$

上式中  $\mu$ ——流体粘度[公斤秒/米<sup>2</sup>];  
 $d$ ——固体颗粒直径[米];  
 $\gamma_s$ ——固体颗粒的重度[公斤/米<sup>3</sup>];  
 $\gamma$ ——流体的重度[公斤/米<sup>3</sup>];  
 $g$ ——重力加速度[米/秒<sup>2</sup>];

$$Re = \frac{dw_0\gamma}{\mu g}$$

使用上列各式时,最后应对  $Re$  进行查对,以保证计算准确性。

## 第三节 沸腾干燥简介

利用沸腾床对物料进行干燥,在我国是近十几年来发展起来的一门较新的技术。沸腾床干燥器传热系数大,具备气流干燥的优点。而停留时间可以调整,床层温度均匀等特点,可用于平衡水分较低的物料干燥,以及热敏性物料干燥,目前已应用在聚氯乙烯、对苯二甲酸二甲酯、硫酸、氯化铵、颜料、椰子蓉、土霉素、葡萄糖酸钙、四环素、食糖等方面。此外,沸腾干燥造粒器能使干燥和造粒在一个设备中完成,所以在有些物料既要求干燥又要求造粒的场合更显示出它的优越性。

### 1. 沸腾干燥装置的简介

沸腾干燥装置,一般包括热风发生器、沸腾干燥器、粉尘捕集器、引风机、加料及卸料器等。图 2-6 所示是一个典型的立式单层沸腾干燥装置设备流程简图。干燥介质(空气或惰性气体)由送风机(1)送入,加热炉(2)加热后进入沸腾干燥器(3)下部,通过多孔板和沸腾着的被干燥物料进行激烈搅拌与良好接触,后进入旋风除尘器(6),捕集下夹带的细粉后经过排风机(7)排入大气。被干燥物料,由加料器(4)连续或间歇加入床内,已干燥产品通过卸料器(5)连续或间歇地排出。

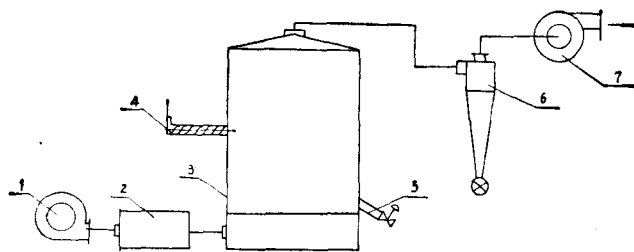


图 2-6 沸腾干燥器流程简图

1—风机；2—加热炉；3—沸腾干燥器；4—加料器；5—卸料器；6—除尘器；7—排风机

沸腾干燥器，由于被干燥物料的性质不同，干燥要求不同，而又分成很多种类。在形式上有立式单层床、立式多层床、卧式多室床等。在操作方法上，有间歇操作和连续操作之分。在特殊需要的场合，可以在床内设置搅拌器、加热器等装置。

## 2. 沸腾干燥器的特点

沸腾干燥器一般适用于对 6 毫米~30 微米颗粒状物料干燥，同时要求被干燥物料由于水分存在而产生结团现象不严重的场合。所以，沸腾干燥常作为对经过气流干燥或喷雾干燥后的物料作进一步干燥之用。然而，它对溶液或悬浮液的液体物料要求干燥和造粒时也很合适。沸腾干燥器的热容量系数很大，可达 2000~6000 [千卡/米<sup>3</sup>·小时·°C]。<sup>[6]</sup> 处理能力可在小至几公斤/小时大到数百吨/小时范围内变动，物料的停留时间可以任意的调整，所以沸腾干燥对产品含水量要求很低的产品特别合适。例如立式五层沸腾干燥器用来干燥涤纶时可使产品含水量达 0.03%。

沸腾干燥器的优点有：

(1) 由于物料和干燥介质接触面积大，同时物料在床层内不断地进行激烈搅拌，表面更新机会多，所以传热效果良好。热容量系数大，设备生产能力高，可以实现小设备大生产。

(2) 沸腾干燥器内物料干燥速度大，干燥时间往往比厢式干燥器或回转干燥器短，物料在设备内停留时间短，所以适用于某些

热敏性物料干燥。

(3) 沸腾床内纵向返混激烈，所以沸腾床层温度分布均匀，对主要是表面水分的物料可以使用比较高的热风温度。

(4) 在同一个设备中，可以进行连续操作，也可以进行间歇操作。

(5) 物料在干燥器内的停留时间，可以按需要进行调整，所以对产品含水量要求有变化或原料含水量有波动的情况更适宜。

(6) 设备简单，投资费用低廉，操作和维修方便。

沸腾干燥器的缺点有：

(1) 对被干燥物料的颗粒度有一定的限制，一般要求不小于 30 微米，不大于 4~6 毫米为合适。当几种不同物料混合在一起干燥时，各种物料的重度应当接近。

(2) 在物料的湿含量高而且粘的场合，一般不适用。

(3) 对易结壁和结块的物料，容易发生设备的结壁和堵床现象。

(4) 沸腾干燥器的物料，纵向返混激烈。对单级连续式沸腾干燥器，物料在设备内停留时间不均匀，有可能发生未经干燥的物料随着产品一起排出床层。

## 3. 沸腾干燥器适用范围和操作参数选择

1) 物料粒径 通常要求湿物料的颗粒度大于 20~40 微米，因为颗粒度太小，使用一般多孔板常常发生局部沟流的现象，在湿度较大时更为显著。当颗粒大于 4~8 毫米

时,为了使颗粒流化所需要的气速较高,干燥所必需的气量变成由颗粒的流化速度气量所控制。从经济效果上来看是不合算的。

2) 物料的含水率 粉状物料含水量在2~5%时,颗粒物料含水量在10~15%时,使用沸腾干燥是合适的。当含水量高于上述含水量时,常常由于物料流动性能差,使用沸腾干燥并不一定合适。但是,严格地规定物料含水量极限实际上是不妥当的,因为各种物料的流化性能也不一致。例如,有些结晶的无机盐类在含水量3%时流化就困难,有些物料含水量达30%仍能良好地流化。产品的含水量,在停留时间选择适当时可达0.03%。

3) 气体的温度 使用高温干燥介质,可以使设备小型化和提高热的利用率。当物料在较高温度时不会变质,同时亦不会附着于床身或结块时,可以采用较高的干燥介质温度。对物料易于附着在分布板上,物料在长期高温作用下易于变质时,应当注意控制进气温度在安全界限之内。可见,干燥介质的温度,常常是由物料特性和沸腾床的装置等因素决定的。

4) 流化速度 沸腾床的操作速度,应当在临界流化速度和极限速度之间进行选择。在考虑了湿物料的特性和热量供给等因素之后,一般应在以下范围:<sup>[14]</sup>

$$w = (0.1 - 0.8) w_t。$$

应当注意,比较细的物料(300微米以下),在具有水分或静电凝聚作用情况下,以单一粒子的终端速度来决定流化速度是不合理的,应该使用试验方法来决定它的合理流化速度。

5) 沸腾床的高度及多孔板开孔率 沸腾干燥装置中,由于干燥介质和物料进行激烈搅动,传热大部分在床层的下部已经完成,所以取用过高的沸腾层高度是没有必要的。沸腾层过高,常常会引起腾涌现象,以致于发生物料的破碎和气相带出增加。另外,床层

高了,流体的阻力降也升高,要求干燥介质的风压也大,引起动力消耗增大,所以,实际上常取用的沸腾床静止高度为50~300毫米。<sup>[14]</sup>

具有降速干燥特性的物料,为了增加物料的停留时间,防止未干燥物料的带出和提高热利用效率,也可以取用较高的床层或使用多层床。

多孔板的设计是否合理,对于能否形成良好的沸腾层是直接有关的。多孔板孔径太大,常常会引起流动层中气流分布不均匀;开孔率太小时,会发生阻力损失太大。所以,在设计中常常使用较小孔径,且多孔板的压力损失为10~100毫米水柱<sup>[14]</sup>。

#### 4. 沸腾干燥装置近年来的进展

沸腾干燥器是一种新型干燥器,虽然有不少优点,但也有一些缺点。近年来,国内外针对这些问题进行了不少研究工作,取得一定的进展。

为了使物料在干燥器内停留时间均匀,经常采用的方法是使用卧式多室沸腾干燥器。例如聚氯乙烯树脂使用沸腾干燥器进行干燥时,已经使用了截面积为5.5米<sup>2</sup>的矩形卧式六室沸腾床,加料在第一室,出料在最后一室,生产能力达5~6吨干料/小时<sup>[9]</sup>。为使沸腾干燥器能运用于具有降速干燥特性曲线的物料和产品含水量要求很低的情况,常常是使用多层床的方法。例如现在已有立式五层沸腾干燥器应用于涤纶的干燥中,产品最终含水量达0.03%。

对在干燥过程中容易发生粘结、附壁、或者在干燥完成时希望对物料进行粉碎的情况下,常常使用带有隋性颗粒的沸腾床。例如在钛白粉、硅藻土的干燥中已使用了带有隋性颗粒的沸腾干燥器<sup>[10]</sup>。实际应用后证明,隋性粒子沸腾干燥器很少发生附壁、结团、堵床等问题,无需定期清床。在干燥同时又对物料进行破碎,简化了操作工序,显示了这种干燥器的优越性。



膏糊状物料的干燥一直是干燥操作中一个不易很好解决的问题。这一类物料干燥速度通常较慢,所以要求干燥设备庞大,热利用效率低,而且劳动强度大,操作环境差。为了改变这种落后面貌,我国工人阶级遵照伟大领袖毛主席“独立自主,自力更生”的教导,研制了具有搅拌器的强化沸腾干燥器<sup>[11]</sup>。

重碱的煅烧一直是制造纯碱工艺中一项

难以很好处理的工序。它既具有干燥过程,更具有吸热分解反应过程,所以煅烧中消耗热量大,生成气体多,而且重碱又具有严重的粘结倾向,很容易发生结疤,再加上产品要求纯度高,颗粒度细,一百多年来一直使用外热式回转炉来进行煅烧。这种设备投资大,维修频繁,劳动条件差,热利用率低,近几十年虽然也改用蒸气煅烧炉,但是并没有完全克

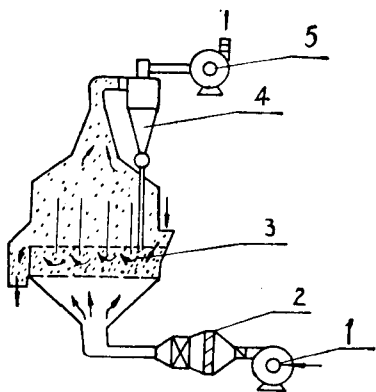


图 2-7 卧式多室沸腾床

1—鼓风机 2—加热器 3—多室沸腾床  
4—除尘器 5—排风机

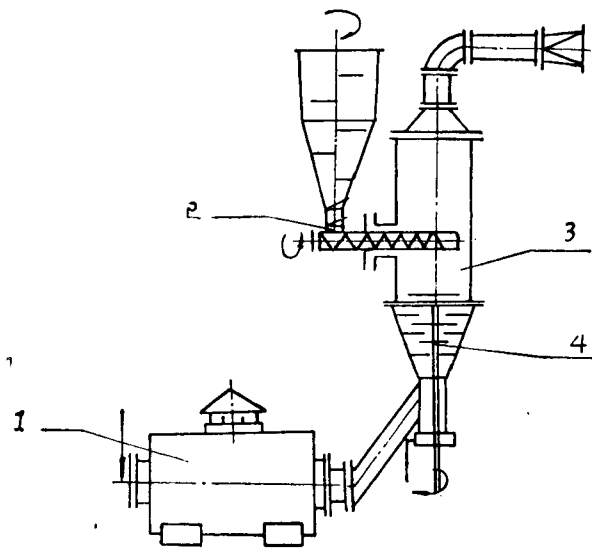


图 2-8 带有搅拌器的沸腾干燥器

1—热风炉 2—加料器 3—沸腾干燥器 4—搅拌器

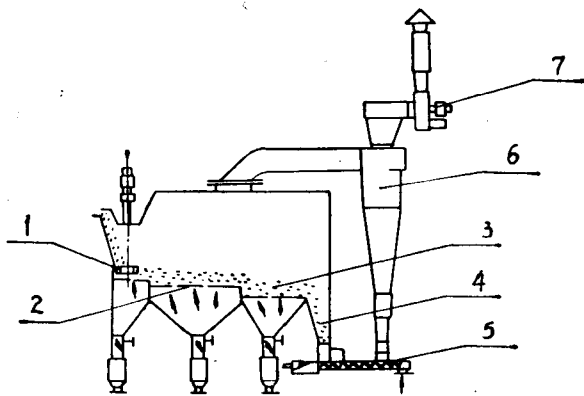


图 2-9 带有预干燥室的多室沸腾干燥器

1—带有搅拌的预干燥室 2—沸腾干燥床  
3—沸腾冷却床 4—溢流口 5—排料口  
6—除尘器 7—排风机

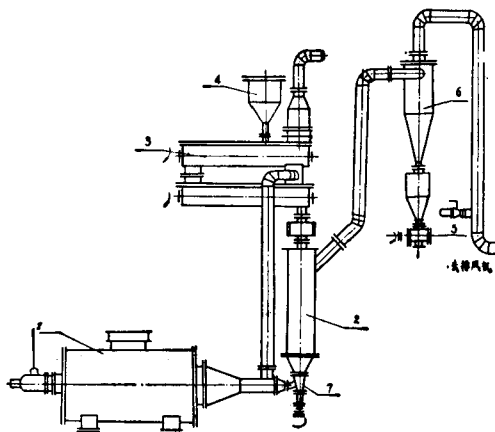


图 2-10 带有螺旋干燥器的搅拌沸腾干燥器

1—热风发生器 2—沸腾干燥器 3—螺旋干燥器  
4—定量加料器 5—星形卸料器 6—除尘器  
7—搅拌器