

干燥技术进展

第三分册 气流干燥

上海化工学院 编

q028.6

/3

上海科学技术情报研究所

干燥技术进展

第三分册 气流干燥

上海化工学院 编

•
上海科学技术情报研究所出版

兵羊书店上海发行所发行

上海商务印刷厂印刷

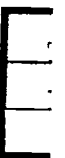
•
开本: 787×1092 1/16 印张: 2 字数: 50,000

1977年1月第1版 1977年1月第1次印刷

印数: 1—4,900

代号: 151634·328 定价: 0.30元

(限国内发行)



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。

F607/24 13

前 言

当前，我国的社会主义革命和社会主义建设处在一个重要的历史发展时期。在毛主席革命路线指引下，在毛主席为首的党中央领导下，扫除了“四害”，祖国大地热气腾腾，八亿神州意气风发。中国工人阶级、贫下中农和广大人民，有志气、有信心、有能力，加快步伐，把国民经济搞上去，为进一步巩固无产阶级专政，在本世纪内全面实现农业、工业、国防和科学技术的现代化，把我国建设成为社会主义强国而奋斗。

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

一九七六年十二月

目 录

前 言

第一章	概论·····	(1)
第二章	气流干燥的特点·····	(2)
第三章	颗粒在气流干燥管内的运动轨迹·····	(3)
第四章	颗粒在气流干燥器中的传热·····	(5)
第五章	气流干燥器的设计步骤·····	(7)
第六章	气流干燥的应用范围及使用实例·····	(12)
第七章	气流干燥器的加料形式和捕集装置·····	(26)
第八章	展望·····	(27)
参考资料		
符号		

第一章 概 论

气流干燥器的出现仅有五十年的历史。最古老的干燥设备是箱式干燥器。在箱式干燥器内，干燥面积仅限于干燥介质同物料盘面之间，即传热传质面积很小，而且静止的固定界面造成热效率很低。这种设备强度低，还表现在需要大量的人工装料、翻料和卸料，劳动强度大，操作条件差。物料在长时间的干燥过程中易氧化，影响质量。特别是热敏类物料，对其只能用较低的温度，很低的强度或附加真空设备，才能在箱式干燥器内完成干燥。十九世纪末至二十世纪三十年代，由于对煤和一些粗制化工产品(如硫酸钙)生产发展的需要，箱式干燥器已不能适应。工业上开始尝试将气流输送技术(十九世纪已用于港口谷物装卸)和固体流态化技术(已开始于焙烧炉中试验)引入干燥工艺中。

因此，由于气流输送在工业上得到应用，而且设备比较简单，气流干燥器便较早地用于工业生产。而流化床干燥，则在四十年代后期流态化技术应用于催化裂化反应器成功后，五十年代才在工业上取得成果。这两种干燥器，均使被干燥物料在运动(流化)状态中得到干燥。物料在介质中高度分散，具有很大的干燥面积。同时，物料的湍动大大提高了传热传质的强度，干燥速度有了突进，成为目前干燥器两个主要分支。物料在热气流输送干燥时，实际与介质中的接触时间很短，又是并流操作，可使用高温介质。即使对热敏物质也能应用。同时，在高温区物质处于

表面水分控制阶段，物料温度是由介质绝热饱和温度决定的。

虽然气流干燥器还有可以机械化操作等优点，但开始时很难找到所需要的各种风压、风量、高效的风机和不可避免的输送过程中粉碎微粒的捕集，因此，限制了装置的规模和广泛应用。随着气流输送技术的完善，如压气机械、微粒捕集等技术的进步，加速了气流干燥的发展和应，使许多易碎和价昂的物料也能应用这种效率较高的设备，成为干燥器的一个体系。

二次世界大战以后，粉碎与气流输送干燥联合装置的应用受到各方面的重视，气流干燥器发展很快。五十年代，气流干燥管中混相流动的机理得到了阐述^[19]，设计系统性有所加强，各种型式的气流干燥器(如脉冲、变径、旋风)发展较快，并逐渐趋于应用。

近年来，石油化工中重油燃烧炉的进步，使气流干燥器获得了高温干燥介质——高温烟道气，大大提高了设备的强度和热效率，更能发挥气流干燥急闪并流操作的特点。不仅箱式干燥器，即使流化床干燥器也比不上气流干燥器用高温烟道气带来的经济方面优点。

目前，国外气流干燥器在干燥器中所占比例较大。如国外报道塑料工业中几乎所有颗粒状原料的干燥都使用气流干燥器。国内，在医药染料工业中它也得到了广泛的应用。

第二章 气流干燥的特点

气流干燥法,是把即使呈泥状、粉粒状或块状的湿物料送入热气流中,与之并流,从而得到分散成粉粒状的干燥产品。气流干燥的特点为:

1) 由于物料在气流中呈悬浮状态,气-固二相的接触表面积大,因此传热系数较大。

2) 并流操作,可以采用高温气体。

3) 气-固二相的接触时间极短,多数物料仅0.5~2秒钟,最长也不过五秒钟。因此,

适用于热敏性或低熔点物料的干燥。

4) 设备结构简单,占地面积小,制造方便。

5) 适用性广,可使用于各种粉粒状物料,粒径最大可达10[毫米],湿含量可在10~40%之间。

6) 气体流速较高,粒子有一定磨损,因此,对晶形有一定要求的物料不宜采用。对管壁粘附性很强的物料,需干燥至临界湿含量以下的物料,也不宜采用气流干燥法。

第三章 颗粒在气流干燥管内的运动轨迹

由于气流在干燥管内的运动过程，对干燥的传热过程影响颇大，日益受到重视。颗粒最初以等于零的上升速度 u_m 进入干燥管，因其与热风相撞获得向上的速度，并被上升气流不断加速，直至热风气流与颗粒之间的相对速度等于颗粒在气流中的沉降速度 u_t 。这时，颗粒上升速度 $u_m = u_g - u_t$ ，直至出口，称为等速运动阶段。而前者称为加速运动阶段。

在等速运动阶段，由于相对速度不变，颗粒的雷诺数也不变，因此依赖于颗粒雷诺数的传热系数 h 亦不变，并且与气流的速度 u_g 关系很小，这点已为实验证实。而在气流干燥中，干燥的散粒状物料一般其粒径较细小，因此，其沉降速度很小，故其等速阶段的给热系数是不大的，且由于该段内颗粒已具有最大运动速度 $u_{m(max)}$ ，故在一定的给料量下，该段内单位干燥器体积所具有的颗粒传热面积 a 值为最小。因此，该段内的传热、传质速率必很小，即体积传热系数 h_v 为最小。

在颗粒的加速运动阶段，由于气流颗粒之间的相对速度大，而颗粒的本身运动速度 u_m 低，单位干燥器体积内颗粒的传热面积大，再加上进料处由于并流操作两者的传热温差又较高，因此，该段内有很高的传热，传质速率及很高的干燥强度，干燥过程大部分在此段进行。

颗粒的运动轨迹及传热方程如下：

1. 颗粒在等速运动阶段的基本方程

颗粒在气流中的受力如图 3-1 所示。

当颗粒作等速运动时，重力 F_g 、浮力 F_b 、阻力 F_s 之和相等：

$$F_g = F_b + F_s \quad (3-1)$$

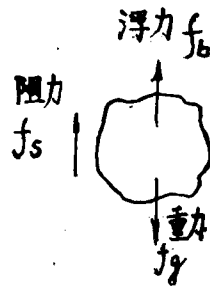


图 3-1

① 重力 F_g :

$$F_g = V r_m \quad (3-2)$$

对于球形粒子：

$$F_g = \frac{\pi}{6} d^3 r_m \quad (3-3)$$

② 浮力 F_b :

$$F_b = V r_g \quad (3-4)$$

对于球形粒子：

$$F_b = \frac{\pi}{6} d^3 r_g \quad (3-5)$$

③ 阻力 F_s : (上升气流对颗粒作用力)

$$F_s = \xi A_p r_g \frac{u_t^2}{2g} \quad (3-6)$$

A_p 受风面积对于球形颗粒：

$$A_p = \frac{\pi}{4} d^2$$

$$F_s = \xi \frac{\pi}{4} d^2 r_g \frac{u_t^2}{2g} \quad (3-7)$$

ξ 为阻力系数，是 Re 数的函数。

表 3-1 ξ 与 Re 的关系

Re	0~1	1~500	500~150000
ξ	$\frac{24}{Re}$	$\frac{70}{Re^{0.5}}$	0.44

将式(3-7)、(3-5)、(3-3)代入(3-1)。

由于 $\rho_m \gg \rho_g$ 、浮力可忽略。

$$\xi \frac{\pi}{4} d^3 r_g \frac{u_t^2}{2g} = \frac{\pi}{6} d^3 r_m \quad (3-8)$$

整理得:

$$u_t = \sqrt{\frac{4d\rho_m g}{3\rho_g \xi}} \quad (3-9)$$

根据式(3-9)和表(3-1)可试差求 ξ 。

2. 颗粒在加速运动时的基本方程式

颗粒作加速运动是因为重力小于上升气流作用力和浮力之和

$$F_g < F_b + F_s \quad (3-10)$$

F_g 、 F_b 、 F_s 均可用上节的计算式表示。

仅 F_s 中颗粒气流两者相对速度 $(u_g - u_m)$ 是变量。

颗粒物料受力:

$$F_m = F_b + F_s - F_g = \xi A_p r_g \frac{(u_g - u_m)^2}{2g} - V(r_m - r_g) \quad (3-11)$$

则颗粒加速度 $\frac{du_m}{d\tau}$ 可以计算

$$\begin{aligned} \frac{du_m}{d\tau} &= \frac{\left[\xi A_p r_g \frac{(u_g - u_m)^2}{2g} \right] - V(r_m - r_g)}{m} \\ &= \frac{\xi A_p r_g (u_g - u_m)^2}{2m} - \frac{g(\rho_m - \rho_g)}{\rho_m} \end{aligned} \quad (3-12)$$

一般 $\rho_m \gg \rho_g$:

$$\frac{du_m}{d\tau} = \frac{\xi A_p r_g (u_g - u_m)^2}{2m} - g \quad (3-13)$$

对于球形颗粒 $A_p = \frac{\pi}{4} d^2$, $m = \frac{\pi}{6} d^3 \rho_m$, 上式为:

$$\frac{du_m}{d\tau} = \frac{3\rho_g \xi (u_g - u_m)^2}{4d\rho_m} - g \quad (3-14)$$

颗粒不断增加。当 $\frac{du_m}{d\tau} = 0$ 时, 颗粒与气流的相对速度 u_t , 绝对运动速度 $u_{m(\max)} = u_g - u_t$, 可算出加速段时间。

颗粒在加速段上升的距离(即加速段所

需高度):

$$L = \int_0^\tau u_m d\tau \quad (3-15)$$

3. 颗粒群在干燥管内的运动

上述讨论均系单颗粒运动。在气流干燥管内呈群颗粒运动, 与单颗粒运动有差别, 由于颗粒之间相互有作用, 实际干燥颗粒不一定是球形的。干燥过程中颗粒的直径 d 和密度 ρ_m 会发生变化, 因素很复杂。

(1) 对形状的校正:

若粒子用代表直径(50% 重量那份物料的粒径) d 表示

$$u_t = \sqrt{\frac{\alpha_v d \rho_m g}{\pi \xi \rho_g}} \quad (3-16)$$

u_t 即: 50% 重量那份物料的粒径的沉降速度。

α_v 是体积系数(球形是 $\frac{\pi}{6}$), 一般比 $\frac{\pi}{6}$ 小, 见参考资料[10]

(2) 对颗粒群的校正:

由实验得出颗粒从 $u_m = 0$ 上升到 $u_m = (u_g - u_t)$ 的加速段高 l , 用单颗粒基本方程计算结果必大于实际操作中所需的加速段高度。这是因为, 在相同管高下, 随着加料量增加, 物料所占空间增, 气流速度也随着增加, Re 数及阻力系数也增加。

在气流干燥器内, 颗粒群在等速运动阶段的运动速度与单颗粒计算值非常吻合。

(3) 对粒径、密度的校正:

对湿含量变化很大, 非结合水湿含量为 w 时, 粒径为 d' 、密度为 ρ'_m 的物料, 绝对干时为 d 和 ρ_m , 则存在

$$\frac{\pi}{6} d^3 \rho_m (1+w) = \frac{\pi}{6} (d')^3 \rho'_m \quad (3-17)$$

在工业计算上, 干燥中因湿含量减少而引起的粒径缩小和密度变化可忽略不计。颗粒群对粒子飞行的校正影响更小。

第四章 颗粒在气流干燥器中的传热

颗粒在气流干燥器中的传热与气流通道的几何形状、直径及颗粒的形状、密度、颗粒与气流重量比、进料比等等，有关报道较多，有代表性的如单一颗粒与气流之间的给热系数。

报道较多，较为满意的是^[5]：

$$Nu = 2(1 + 0.3p_i^{1/3} Re_i^{1/2}) \quad (4-1)$$

对空气水系统：

$$Nu = 2 + 0.54 Re_i^{0.5} \quad (4-2)$$

上式与非特菲洛夫^[4]推荐的颇接近

$$Re < 150 \quad Nu = 2.0 + 0.16 Re_i^{0.67} \quad (4-3a)$$

Nu

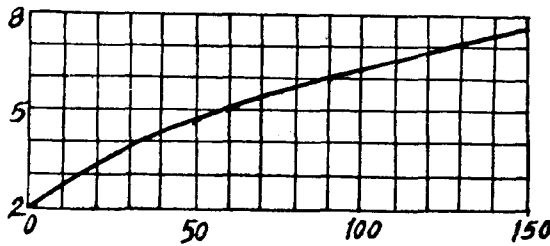


图 4-1 Nu 准数与 Re_{π} 的关系

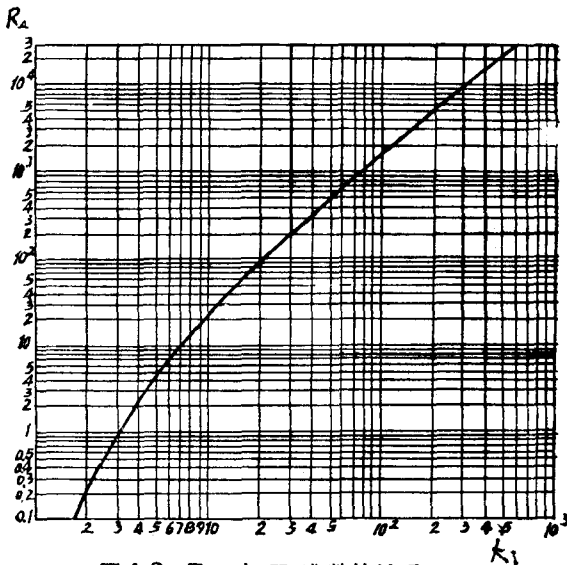


图 4-2 Re_{π} 与 K_i 准数的关系

式中： $Re = \frac{du_t \rho}{\mu}$ 也可使用 (4-1)

$$Re > 150 \quad Nu = 0.62 Re_i^{0.5} \quad (4-3b)$$

$$Re \text{ 根据 } K_i = \sqrt{\frac{4d^3 g(r_m - r_g)}{3V_g^2}} \quad (4-3c),$$

K_i 可查图(4-2)。

1. 颗粒群与气体之间的给热系数

(1) 颗粒直径在 100 微米以上的物料

该直径的颗粒在投入干燥管内后，受热气流的冲击，可分散成一粒一粒的散粒悬浮于气流中，能分别测得给热系数和传热面积。

在等速运动阶段，由于颗粒浓度稀，仍可用单一颗粒的给热系数，而在加速运动阶段，由于颗粒浓度较高，不能用上式(4-1)。

桐荣综合了送料口处的 Nu 与 Re 关系：

$$\left. \begin{aligned} 400 < Re_i < 1300 \\ Nu_{\text{最大}} = 0.95 \times 10^{-4} Re_i^{2.15} \end{aligned} \right\} (4-4a)$$

$$\left. \begin{aligned} 30 < Re < 400 \\ Nu_{\text{最大}} = 0.76 Re_i^{0.65} \end{aligned} \right\} (4-4b)$$

$$Re_r = \frac{d(u_g - u_m)\rho}{\mu}, \text{ } Re_r \text{ 为真实雷诺数。}$$

数。

从资料中得出，在进料点，肘管及旋风分离器的 Nu 为^[27]：

$$\left. \begin{aligned} Nu = 0.00076 Re_r^{1.64} p_i^{0.52} \\ Re_r \text{ 真实雷诺数。} \end{aligned} \right\} (4-5)$$

由于加料口 Nu 最大，符合式(4-4)，而加速段终端可用式(4-2)描述。在此两截面之间，Nu 与 Re 的关系在双对数坐标上近似地可看为直线，因此可建立加速段上 Nu 与 Re 的关联式。

(2) 100 微米以上颗粒与气流间的

有效传热面积 a [米²/米³干燥器体积]

对于微粒在 100 微米以上的物料, 一般可以认为, 通过热风的撞击物料被分散成单粒, 则 W 公斤物料含水 w , a 为:

$$a = \frac{W(1+W)d_s d_p^2}{\alpha_v d_p^3 r_m} \left/ \left(3600 \times \frac{\pi}{4} D^3 \times u_m \right) \right. \quad (4-6)$$

d_s 为面积系数(圆球为 π)

α_v 为体积系数, 所以对球形 $\frac{d_s}{\alpha_v} = 6$

$$a = \frac{6W(1+W)}{d_p r_m} \left/ \left(3600 \times \frac{\pi}{4} D^3 \times u_m \right) \right. \quad (4-7)$$

(3) 小粒子的体积传热系数和传热面积

100 微米以下的小粒子, 例如淀粉等, 在潮湿时粘结成几毫米大的圆粒。这种圆粒进入干燥管后受热风的冲击, 不会象大粒子那样分散为单一颗粒, 而是一方面被干燥, 一方面被分散成粉末。若以旋风分离器捕集的粒子直径(n +微米), 计算沉降速度及粒子运动轨迹, 就会造成很大误差, 由于在干燥过程中逐渐变成这种小粒子, 因此, 有效传热面积 a 也是在变化的。目前, 这种变化的 a 和 h 尚无法直接进行计算, 还停留在用实验方式求得 h_0 进行计算。

实验得出, 对于粒径差不多的小粒子, 各种物料的 h_0 值均没有很大差别, 可参考相近物料和水份粘结性的实验值, 但这种 h_0 随进料比增加而增加, 必须加以校正。

2. 气流与颗粒间的传热量

传热量

$$Q = h_0 V \Delta t_m = h_0 \frac{\pi}{4} D^2 L \Delta t_m \quad (4-8)$$

由于在加速段内, h_0 、 a 值随着 u_m 不断变化而变化, 所以

$$dQ = h_0 \frac{\pi}{4} D^2 dL \Delta t_m \quad (4-9)$$

$$dL = u_m d\tau \quad (4-10)$$

可用积分将 Q 求出, 实际运算中可根据物料平衡与热量平衡差分分段计算。

3. 物料平衡

$$W(w_1 - w_2) = G(x_2 - x_1) \quad (4-11)$$

W : 干物料重量, 公斤/小时;

w_1, w_2 : 进出口物料湿含量(干基);

G : 干空气用量, 公斤/小时;

x_1, x_2 : 空气进出口湿度, 公斤/公斤。

4. 热量平衡

可用一般干燥计算中的 I - α 图解法(参考《化工过程及设备》干燥节^[11])。由于气流干燥中热损失少, 可以忽略不计。热平衡可用下式表示:

$$\begin{aligned} Q &= GI_1 + W(c_m + w_1)t_{m1} \\ &= GI_2 + W(c_m + w_2)t_{m2} \end{aligned} \quad (4-12)$$

式中:

$I_1 I_2$: 空气进出口热焐, 千卡/公斤;

c_m : 干物料比热;

t_{m1} : 是物料在进口时的温度;

t_{m2} : 在恒速干燥阶段为热空气的湿球温度。

当进入降速阶段, 可用下式计算^[2]:

$$\begin{aligned} t_2 - t_{m2} &= (t_2 - t_{w2}) \\ &\times \left[\frac{w_F r_{w2} - c_m(t_2 - t_{w2}) \left(\frac{w_F}{w_{F0}} \right) \frac{w_{F0} r_{w2}}{c_m(t_2 - t_{w2})}}{w_{F0} r_{w2} - c_m(t_2 - t_{w2})} \right] \end{aligned} \quad (4-13)$$

式中:

t_w 为空气湿球温度;

r_w 为 t_w 时水的汽化潜热;

w_F 为自由湿含量;

w_{F0} 为临界自由湿含量。

$$w_F = w - w_0 \quad (4-14a)$$

$$w_{F0} = w_0 - w_0 \quad (4-14b)$$

w_0 为临界湿含量;

w_0 为平衡湿含量。

第五章 气流干燥器的设计步骤

1. 进口气体温度 t_1 选定

如上所述,气流干燥是并流操作,而且干燥时间短(急骤),因此可选用高温气体。入口气体温度 t_1 愈高,热效率和干燥强度愈高,对热敏性物料甚至可略高于极限温度^[6],远比其它干燥设备高。

2. 排出气体温度 t_2 选定

此温度低对热量的利用是有利的,但最低应比出口气体的绝热饱和温度高 20~25°C,以避免在旋风分离器和袋滤器上析出水珠。不少流程中,已注意将温度很高的废气再次利用^[8]以提高热效率。

3. 物料终温 t_{m2} 的计算

成品含水率高于临界含水率时,物料终温停在湿球温度。如果成品含水率低于临界含水率,则按(4-13)式计算。

4. 物料衡算与热量衡算

根据第四章的式(4-11)及式(4-12)计算。

5. 管径

管径是由气流速度决定的。

(1) 等直径管的设计

从气流输送的角度,只要超过最大颗粒的沉降速度,即能将全部物料送出干燥管。为了安全,可选出口气体速度为最大颗粒的沉降速度的两倍,或者比最大颗粒的沉降速度大 3 米/秒,但在这样的气速下,颗粒在气流中的分散性和湍动程度差,干燥强度小,所以一般都选 20[米/秒]左右作为气流平均速度 u_g 。

管径

$$D = \sqrt{\frac{V_{g(\text{平均})}}{\frac{\pi}{4} \times u_g \times 3600}} \quad (5-1)$$

$V_{g(\text{平均})}$ 为每小时所需气体的平均体积流

量,米³/小时。

(2) 变径管设计

另一种设计,根据颗粒在等速段和加速段给热系数与气速的关系不同,在等速段之后,气流与颗粒间的相对速度等于粒子的沉降速度,因此给热系数与气速的绝对值有关,而在加速段气速愈大,气流与颗粒间的相对速度愈大,平均给热系数也愈高,所以,可以将干燥管以入口气速为 30[米/秒]左右设计加速段管径,而等速段以能输送最大颗粒的原则定出出口气速,这样,整个干燥分粗细两段进行。

加速度

$$D_{\text{加}} = \sqrt{\frac{V_{g(\lambda)}}{\frac{\pi}{4} \times u_{g(\lambda)} \times 3600}} \quad (5-1a)$$

$V_{g(\lambda)}$ 、 $u_{g(\lambda)}$ 为入口气量[米³/小时]和气速[一般达 30 米/秒]。

等速段

$$D_{\text{等}} = \sqrt{\frac{V_{g(\text{出})}}{\frac{\pi}{4} \times u_{g(\text{出})} \times 3600}} \quad (5-1b)$$

$V_{g(\text{出})}$: 出口气量米³/小时

$u_{g(\text{出})}$: 出口气速,是最大颗粒沉降速度 $u_{t(\text{max})}$ 的两倍,或 $u_{g(\text{出})} = u_{t(\text{max})} + 3$

6. 管长 L 的计算

设计气流干燥管的核心问题,是管长计算,即颗粒在管内的停留时间。计算方法较多,仅介绍常用的菲德洛夫和桐荣方法,以及桐荣法的简化法。

(1) 菲德洛夫法^[4]

a. 由式(4-30)计算 Ki 准数;

b. 从图(4-2)由 Ki 查 Re 沉。

c. 从图(4-1)由 Re 查 Nu 准数,并以进出口气体的平均温度作定性温度计算 α 。

d. 计算停留时间

$$\tau = \frac{Q}{\alpha A \Delta t_m} \quad (5-2)$$

式中: 传热面积 A 对于球颗粒

$$A = \frac{6W}{\alpha r_m} \quad (5-3)$$

温差 Δt_m

$$\Delta t_m = \frac{t_1 - t_2}{\ln \frac{t_1 - Q}{t_2 - Q}} \quad (5-4)$$

Q 为物料温度, 即等于入口气体绝热饱和温度 t_w 。

传热量 Q [千卡/时] 可用 $I-x$ 图解求得,

$$Q = Q_v - Q_s - G(I_2 - I_0) \quad (5-5)$$

I_2 为空气在 x_0 和 t_2 时的热焓;

Q_v 为预热器传热量, 千卡/时。

e. 管长。

$$L = \tau(u_g - u_t) \quad (5-6)$$

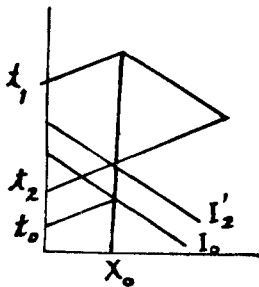


图 5-1

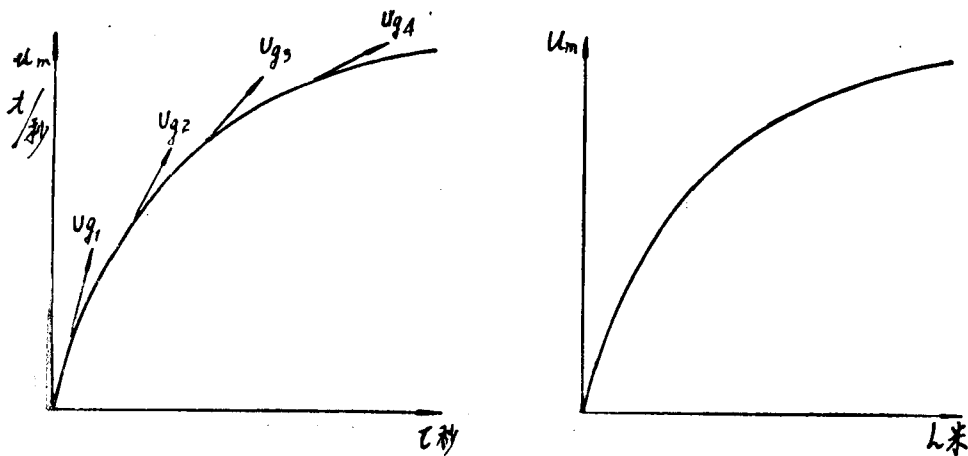


图 5-2

此法计算方便, 但在颗粒较大、热风温度较高时, 误差较大。

(2) 桐荣^[1]

根据预热、表面汽化、降速等阶段, 干燥管长可划分成几个区域, 对各个区域分别把气体速度作为定值, 即可用式(3-14)、(3-15)试差计算粒子加速的飞行轨迹。

开始时 $L=0$, 考虑物料浓度的影响, 粒子上升速度从 $u_m=3$ 米/秒开始计算。

可用表或图, 如(5-2)以 τ 对 u_m 、 L 对 u_m 作图。

加速段内的传热系数是变化的, 由于物料投入后的相对 Re 数已知, 可以根据式(4-4)求得 $Nu_{(max)}$ 称为(A)点。

其次在终速(等速)段, 沉降速度 u_t 可确定, 颗粒的 Re_t 可求。

根据式(4-2)求 Nu 称为 B 点, 在双对数纸上把这两点相连。如图(5-3), 传热系数就是按这条 AB 线而变化。也不难建立直线 AB 的方程式, 这样可以根据不同 u_m 求得各区域给热系数。

在设计时, 进入终速段的空气条件是未知的, 可以假定适当温度来求 Re_t , 比较准确的是采用试差法, 先以假设的温度进行计算, 一直到终速段使所假设的温度与计算所得的温度相同。

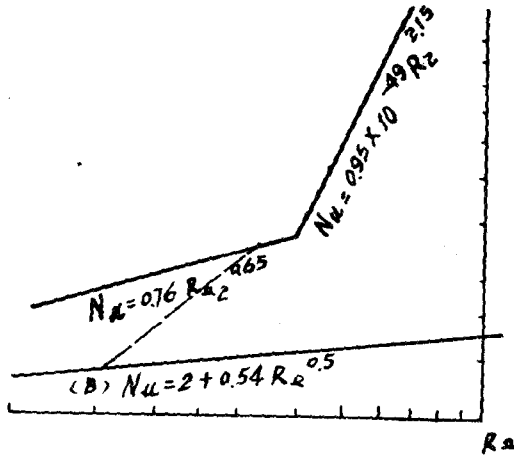


图 5-3

这种计算极其复杂，好在这个温度即使变化几十度，对 Re_g 的影响也较小，因此如果这个温度取得适当，亦不必用试差法。为了安全起见，对一般物料来说，与临界湿含量相对应的空气条件就可作为选取依据。

如果求得粒子的速度，进而求得传热系数，则在这个区域内传递的传热量 q 为：

$$q = GC_g(t_1 - t_2) = h_a \left(\frac{\pi}{4} \right) D^2 L \Delta t_m \quad (5-7)$$

q 可以从分段热量衡算得到，根据(5-7)式可以算出所需管长 L ，在整个干燥区域内可按上法依次计算。

上法有一定的实验基础，对过程分析比较透彻，所以比较可靠，但要求差分 and 试差计算过程相当繁琐，不宜使用。根据此过程的运动分析，对传热关联式及物料温度计算式，有不少工作者力图将上式简化。下面简单介绍两种我国工作者提出的方法。

(3) 南京化工学院^[9]

将式(3-14)化为

$$\frac{4\rho_m d_p^2}{3\mu_g} \frac{dRe}{d\tau} = \frac{4gd_p^3 \rho_g \rho_m}{3\mu_g^2} - \xi Re_r^2 \quad (5-8)$$

令：
$$\frac{4gd_p^3 \rho_g \rho_m}{3\mu_g^2} = Ar$$

Ar 称为阿基米德准数

将式(5-8)分离变量可积分

$$\tau = \int_0^\tau d\tau = \frac{4\rho_m d_p^2}{3\mu_g} \int_{Re_r}^{Re_s} \frac{dRe}{Ar - \rho Re^2} \quad (5-9)$$

并将 $\frac{1}{Ar - \rho Re^2}$ 进行幂级数展开，取前两项：

$$\tau = \frac{4\rho_m d_p^2}{3\mu_g} \left[\int_{Re_r}^{Re_s} \frac{dRe}{\rho Re^2} + \int_{Re_r}^{Re_s} \frac{Ar dRe}{(\rho Re^2)^2} \right] \quad (5-10)$$

此法可省去分段逐点试算，和图解积分，但计算过程仍有一定的繁复。

(4) 天津大学^[8]

认为加速段总长度不超过 2 米，因此可按等速段的给热系数计算管长，即用式(4-1)计算 Nu 准数作为全段的给热系数。

同时，因为对于大多数用作气流干燥的物料 Re_1-500 ，根据表(3-1)算 u_t 。

简化步骤

a.
$$u_t = \left(\frac{2r_m g d_p^{1.5}}{15 \sqrt{\mu_g}} \right) 1 / 1.5 \quad (5-11)$$

b.
$$Re = \frac{d_p \times u_t}{\nu_g}$$

式中： d_p 为平均直径，

ν_g 为气体动力粘度。

c.
$$Nu = 2(1 + 0.3Re^{1/2}Pr^{1/3})$$

对水， $Nu = 2 + 0.54Re^{0.5}$

d.
$$h = \frac{\lambda Nu}{d_p} \quad (5-12)$$

e. 应用式(5-7)计算总长：

$$L = \frac{q}{h \cdot a \cdot \frac{\pi}{4} D^2 \Delta t_m}$$

式中：

$$a \left(\frac{\pi}{4} \right) D^2 \approx \frac{W}{600 r_m d_p (u_p - u_t)} \quad (5-13)$$

$$\Delta t_m = \frac{(t_1 - t_{m1}) - (t_2 - t_{m2})}{\ln \frac{t_1 - t_{m1}}{t_2 - t_{m2}}} \quad (5-14)$$

t_m ：可用(4-13)表示。

本方法可以设计等直径干燥管，也可以设计变径干燥管。

a. 等直径管

管径: 按式(5-1a)决定。

管长: 根据气体的进出口温度, 校得干

燥管内平均气速 u_g , 代入(5-13)得 $a \times \frac{\pi}{4} D^2$

再由式(5-7)求得管长 L 。

b. 变径干燥管

管径: 加速段按式(5-1a)

等速段按式(5-1b)。 $u_{t(\max)}$ 可将最大颗粒直径 $d_{p(\max)}$ 和出口气体的性质代入式(5-11)得到然后由 $u_{g(\text{出})}$ 进行气体重度的温度校正得平均气速 u_g 代入式(5-13), 得 $a \times \frac{\pi}{4} \times D^2$; 再由式(5-7)决定总管长 L 米。

加速段管长: 固定取 2 米

等速段管长: $(L-2)$ 米

此方法计算简便, 有待进一步验证准确程度(偏保守)。

另外, 有川渊光雄^[7]的以湿度表示对干燥的三阶段进行计算的方法, 国内很少应用, 不作介绍。

7. 压力损失

干燥管的损失, 由下列这几部分组成: 摩擦损失, 位头, 粒子加入和加速所引起的损失, 其他损失(扩大、缩小、弯头等局部损失)则同气流输送装置。

一般认为, 管内损失同粒子与热风的混相密度 u_g^2 有关, 但这些因素在管内是变化的, 计算误差大, 在一般气流下干燥管总的压力损失大约是 100~150 毫米水柱左右, 如果把管中气体速度增加, 压力损失将成平方地增大。

根据风压力损失和风量来选择风机。

8. 旋风气流干燥器的设计^[14]

设备与气固旋风分离器相似。由于颗粒和气流运动过程较复杂, 颗粒在干燥器内的停留时间与干燥时间计算都比较困难。粗略的计算, 可以采用前述菲德洛夫法式(5-1)、(5-2), 干燥时间 τ 作为干燥器内虚拟停留时间, 根据物料平衡求得风量 $V_{\text{风}}$, 显然此设计

比用式(4-5)保守。

干燥器容积 V_0 。

$$V_0 = \frac{V_{\text{风}}}{3600} \tau \text{ 米}^3 \quad (5-11)$$

干燥器几何尺寸:

为了计算干燥器的各部分尺寸, 采用以下的经验数据:

干燥器下部断面上的假想风速 $u_{\text{断}} = 1.5 \sim 3$ [米/秒];

干燥器进口风速 $u_{\text{进}} = 18 \sim 20$ [米/秒];

干燥器中央管内风速 $u_{\text{中}} = 20 \sim 23$ [米/秒]。

$u_{\text{断}}$ 的选择, 应使物料不沉积于底部, 但也不宜太高。

下部直径 D_1 由下式计算:

$$D_1 = \sqrt{\frac{4V_{\text{风}}}{\pi u_{\text{断}} \times 3600}} \text{ [米]} \quad (5-12)$$

式中: $V_{\text{风}}$ ——风机的风量 [米³/秒];

$u_{\text{断}}$ ——干燥器下直径处断面假想风速 [米/秒]。

求出 D_1 圆整后, 计算干燥器底部面积:

$$F_1 = \frac{\pi}{4} D_1^2 \text{ [米}^2\text{]}$$

筒部高度 H :

$$H = \frac{V_0}{F_1}$$

式中: V_0 ——干燥器容积。

上直径 D :

$$D = D_1 + 0.05H \quad (5-15)$$

中央管管径 d :

$$d = \sqrt{\frac{4Q}{\pi u_{\text{中}} \times 3600}} \text{ [米]} \quad (5-16)$$

进风管面积:

$$F_{\text{进}} = \frac{Q}{u_{\text{进}} \times 3600} \text{ [米}^2\text{]} \quad (5-17)$$

在旋风干燥器的结构上, 为了使物料沿器壁加速旋转, 以强化传热传质, 干燥器设计为 V 形结构。为了使物料容易旋出, 在中央管吸风口处设计了喇叭口。

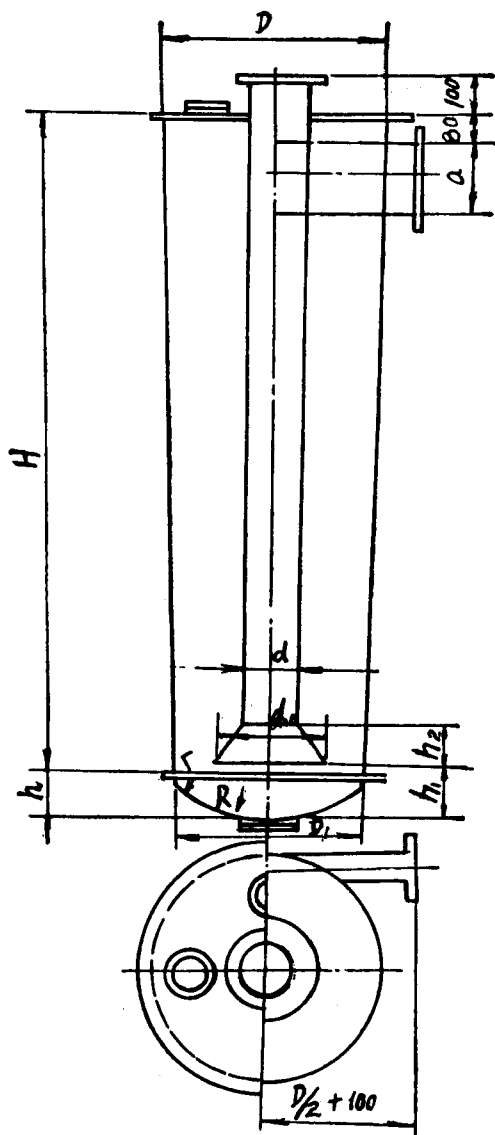


图 5-4 旋风干燥器

各部尺寸见表(5-1)及图(5-4)。

干燥器外壁的保温是必要的,有厂^[16]用夹套保温取得较好效果,但结构较复杂,夹套温度要低于物料熔点。

旋风干燥器的阻力较大,一般不宜用两级串联。

表 5-1 旋风干燥器的尺寸

符 号	尺 寸
a, b	$a=1.7 \sim 3b$
d	$\sqrt{\frac{4Q}{\sigma u_{\text{H}} 3600}}$
d_1	$2d$
D_1	$\sqrt{\frac{4Q}{\sigma u_{\text{H}} 3600}}$
H	$\frac{4V_0}{\pi D_1^2}$
D	$D_1 + 0.05H$
h_1	d
h_2	$0.65d$
h	$0.226D_1$
B	D_1
r	$0.15D_1$

第六章 气流干燥的应用范围及使用实例

1. 应用范围

现将国内气流干燥设备应用范围列表如下,供参考^[15,16]。

表 6-1

气流干燥器类别	干燥物料
	S.N, 阿司匹林, 玉米淀粉, 硫酸, 季戊四醇, 717 离子交换树脂, 保险粉, 磷酸三钠, 四环素, 微球催化剂, 促进剂 M.D.M., 乌洛托品 硼砂, 磷酸氢钙, 扑热息痛 苏打, 氯化锂, 安乃近 吡唑酮, 葡萄糖, 金霉素
脉冲气流式	A.S.O, 糠氨酸, 缩合酸 焦亚硫酸钠, 氨基吡啉
套管形气流	癸二酸
气流沸腾	聚氯乙烯, 香兰素合成香料, 铁红、葱醌磺酸铵盐 硫化黄棕, 炭黑, 泡沫玻璃原料
旋风气流	A.S.O, 四环素, 合霉素, 氯霉素, 药用淀粉, 土霉素, 安眠酮, S.N, 磺胺嘧啶 A.S.O S.G, 二乙苯胺, 磷酸镁钙, 木屑, 咖啡因
喷气气流	硬脂酸镁

2. 使用实例

(1) 直管气流干燥器

国内气流干燥中, 以使用直管气流生产为最早, 目前也使用得最多, 气流管高度在 10~20 米, 但也有短至 2~4 米的(如对氨基酚), 管径以 $\phi 300$ 毫米的较多, 也有大至 $\phi 500$ 毫米的。产量最大 8 吨/小时左右。

处理粉粒状物料时, 粒径可大至 10 毫米左右, 初水率在 10~40%, 成品含水率可达 1~0.3% 左右。设备的热效率 50% 左右。

福州抗菌素厂为了保持金霉素晶形, 采用低至 1.4 米/秒的气速干燥, 获得良好效果^[25]。这是一个颇受注意的尝试。国外气流干燥器最大处理量达 80 吨/小时, 脱水量 8 吨/小时, 管径最大达 1.5 米左右^[13]。

① 一级直管气流干燥器

现以山东新华制药厂干燥吡唑酮为例^[15], 说明其流程。其流程图见图(6-1)。含水约 15% 的吡唑酮, 经螺旋加料器 3 加入干燥管 4, 空气经鼓风机 1 鼓入翅片加热器 2, 使空气加热到 90~100°C, 热空气进入干燥管干燥物料, 干物料在旋风分离器 5 中分离出来后落入贮料斗 6, 经螺旋出料器 7 送出, 而尾气经袋滤器后放空。

操作参数及设备情况如下:

被干燥物料名称: 吡唑酮
 进出口物料含水量: 15→0.6%
 进出口气体温度: 90~110°C→55~60°C
 产量: 250~300 公斤/小时
 控制干燥管温度: 85°C
 干燥管直径×长度×材料:
 $\phi 400 \times 13, 000 \times$ 铝

风机型号、风量、风压、动力:

*12-6, 000 米³/时-353 毫米水柱-14 瓩
 翅片加热器蒸汽压力和加热面积:

2.3 公斤/厘米² $F=87.8$ 米²

螺旋加料器直径、动力: $\phi 150 \times 1.7$ 瓩

旋风分离器直径×高度: $\phi 660 \times 2750$ [毫米]

袋滤器面积: 42 米²

螺旋出料器直径、动力: $\phi 150 \times 1.7$ 瓩。

② 二级及多级气流干燥器

目前国内采用二级气流干燥器的单位, 大多用于干燥聚氯乙烯及淀粉等物料。现以天津化工厂聚氯乙烯的干燥^[15]以及上海药