

第 23 篇 气 固 分 离

主稿人 时铭显 石油大学(北京) 教授 中国工程院 院士
编写人 施从南 南京化学工业(集团)公司设计院 高级工程师

1 概述	23-2	2.5.2 旋流式分离器的设计与应用	23-30
1.1 气固分离的目的与要求	23-2	2.6 高温旋风分离器的特点与应用	23-33
1.2 颗粒捕集分离的一般机理	23-2	2.6.1 高温切流式旋风分离器的特点与进展	23-33
1.2.1 颗粒捕集分离的一般概念	23-2	2.6.2 高温多管式旋风分离器的进展	23-36
1.2.2 颗粒捕集分离的基本模型	23-3	参考文献	23-38
1.3 气固分离设备的主要性能指标	23-4	3 过滤分离	23-40
1.3.1 分离效率	23-4	3.1 过滤分离的机理	23-40
1.3.2 粒级效率	23-4	3.1.1 惯性碰撞	23-41
1.3.3 净化气内颗粒的粒度分布	23-4	3.1.2 直接拦截	23-41
1.3.4 压降	23-4	3.1.3 布朗扩散	23-41
1.4 气固分离设备的分类	23-5	3.1.4 重力沉降	23-42
1.5 气固分离设备的采样测试技术	23-5	3.1.5 静电吸引	23-42
1.5.1 采样位置及采样点	23-6	3.1.6 各种捕集机理的联合效应	23-43
1.5.2 采样的条件与设备	23-6	3.2 袋式过滤器	23-43
1.5.3 抽气采样的计算	23-8	3.2.1 袋式过滤器的性能	23-44
参考文献	23-8	3.2.2 滤料	23-46
2 机械力分离	23-8	3.2.3 袋式过滤器的结构型式与应用	23-47
2.1 重力沉降器	23-8	3.3 颗粒层过滤器	23-53
2.1.1 重力沉降器的分离效率	23-8	3.3.1 颗粒层过滤器的性能	23-53
2.1.2 重力沉降器的压降	23-9	3.3.2 颗粒层过滤器的结构型式与应用	23-54
2.2 惯性分离器	23-9	3.4 空气过滤器	23-56
2.2.1 惯性分离器的结构型式	23-9	3.4.1 空气过滤器的性能	23-56
2.2.2 惯性分离效率的计算模型	23-10	3.4.2 空气过滤器的结构型式	23-57
2.3 旋风分离的基本原理	23-11	3.5 高温过滤器的进展	23-58
2.3.1 旋风分离器内的气流运动	23-11	3.5.1 陶纤袋式过滤器	23-58
2.3.2 旋风分离器内的颗粒运动	23-13	3.5.2 陶瓷片式过滤器	23-59
2.3.3 旋风分离机理	23-14	3.5.3 陶瓷管式过滤器	23-59
2.4 切流式旋风分离器的结构与设计	23-16	3.5.4 颗粒层过滤器	23-60
2.4.1 切流式旋风分离器的典型结构与应用	23-16	参考文献	23-60
2.4.2 切流式旋风分离器的设计方法	23-19	4 湿法捕集	23-62
2.4.3 影响旋风分离器性能的因素	23-22	4.1 湿法捕集机理	23-63
2.5 其他型式旋风分离器的结构与应用	23-24	4.1.1 液滴捕集机理	23-65
2.5.1 多管式旋风分离器的设计与应用	23-24	4.1.2 气泡内颗粒的捕集机理	23-65

4.1.3	综合捕集效率	23-66
4.2	喷雾接触型洗涤器	23-66
4.2.1	液体的雾化	23-66
4.2.2	喷雾接触型洗涤器的性能与应用	23-68
4.3	文氏管洗涤器	23-71
4.3.1	文氏管洗涤器的性能与应用	23-71
4.3.2	文氏管洗涤器的类型与设计	23-73
4.4	其他型式洗涤器	23-75
4.4.1	泡沫洗涤器	23-75
4.4.2	湍球塔	23-77
4.4.3	冲击式洗涤器	23-78
4.4.4	强化型洗涤器	23-79
4.5	捕沫设备	23-81
4.5.1	惯性捕沫器	23-81
4.5.2	复挡捕沫器	23-81
4.5.3	纤维除雾器	23-82
4.5.4	旋流板除沫器	23-82
	参考文献	23-83

5	电除尘	23-84
5.1	电除尘的基本原理	23-84
5.1.1	气体的电离和导电过程	23-84
5.1.2	收尘空间尘粒的荷电	23-86
5.1.3	尘粒的驱进速度	23-87
5.1.4	收尘效率的计算	23-89
5.2	电除尘器的分类和应用	23-90
5.2.1	电除尘器的分类	23-90
5.2.2	电除尘器的应用范围与典型实例	23-91
5.2.3	新型结构的电除尘器	23-91
5.3	电除尘器的工艺设计	23-96
5.3.1	主要部件的设计	23-96
5.3.2	主要参数的确定	23-104
5.4	电除尘器的供电装置简介	23-107
5.4.1	供电装置的基本性能与选型	23-107
5.4.2	国内供电装置的研究进展	23-110
	参考文献	23-111

1 概述

1.1 气固分离的目的与要求

气固分离是一个重要的化工单元操作,在一切伴有气固两相的生产过程中,它是不可缺少的一个环节,在化工、石油、煤炭、冶金、电力、化肥、水泥、纺织、食品、轻工等工业以及环境保护工程中有着广泛的应用。

气固分离的工业应用按其目的要求可以归纳成三大类。

①回收有用的物料。如各种流化床反应器内将催化剂回收返回床层;如在化肥、农药、颜料、洗涤剂及各种聚合物等的气流干燥过程中收集粉料产品;又如在有色金属冶炼过程中回收贵重的金属粉末等。

②获得洁净的气体。如在硫酸生产中,通过硫铁矿焙烧制备的原料气必须除去砷、硒等微粒,保证后道生产工序的顺利进行。在天然气进入合成氨厂的大型离心压缩机之前必须除净其中所含的细尘,以保证压缩机的安全运转。炼油厂催化裂化再生烟气的能量回收,需将高温烟气中大于 $10\mu\text{m}$ 的颗粒除净,才能保证高温烟气轮机的长周期安全运行。

③净化废气保护环境。各国对于燃煤锅炉、炼钢炉、有色金属冶炼炉、矿烧结机、水泥窑以及炭黑生产、石灰锻烧、颜料、复合磷肥等生产中的尾气排放要求都有明确的规定。例如美国环保局规定排尘浓度的几何平均值不大于 $75\text{mg}/\text{Nm}^3$ (保证人体健康的初级标准),每年一次在24小时内的最大值不大于 $260\sim 150\text{mg}/\text{Nm}^3$ [1]。我国

目前的规定(GBJ4-73)是:工业及采暖锅炉的排尘浓度不得大于 $200\text{mg}/\text{Nm}^3$;水泥粉尘排放浓度不得大于 $150\text{mg}/\text{Nm}^3$;硫酸雾排放浓度不得高于 $260\text{mg}/\text{Nm}^3$ (排气筒高度在 $30\sim 45\text{m}$ 间)[2]。

当然,上述三类目的不是截然分开的,对于某一工业应用,可能是三者兼而有之的。

1.2 颗粒捕集分离的一般机理

1.2.1 颗粒捕集分离的一般概念

如图1-1所示,含有固粒的气体进入分离区,在某几种力的作用下,颗粒偏离气流,经过足够的时间后,移到了分界面上,附着在上面,并不断被除去,以便为新的颗粒继续附着在上面创造条件。

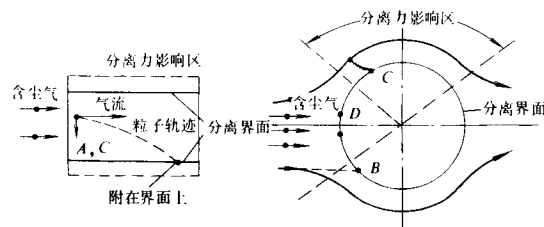


图 1-1 颗粒捕集机理示意

由此可见,要从气流中将颗粒分离出来,必备的基本条件是:

第 23 篇 气 固 分 离

主稿人 时铭显 石油大学(北京) 教授 中国工程院 院士
编写人 施从南 南京化学工业(集团)公司设计院 高级工程师

1 概述	23-2	2.5.2 旋流式分离器的设计与应用	23-30
1.1 气固分离的目的与要求	23-2	2.6 高温旋风分离器的特点与应用	23-33
1.2 颗粒捕集分离的一般机理	23-2	2.6.1 高温切流式旋风分离器的特点与进展	23-33
1.2.1 颗粒捕集分离的一般概念	23-2	2.6.2 高温多管式旋风分离器的进展	23-36
1.2.2 颗粒捕集分离的基本模型	23-3	参考文献	23-38
1.3 气固分离设备的主要性能指标	23-4	3 过滤分离	23-40
1.3.1 分离效率	23-4	3.1 过滤分离的机理	23-40
1.3.2 粒级效率	23-4	3.1.1 惯性碰撞	23-41
1.3.3 净化气内颗粒的粒度分布	23-4	3.1.2 直接拦截	23-41
1.3.4 压降	23-4	3.1.3 布朗扩散	23-41
1.4 气固分离设备的分类	23-5	3.1.4 重力沉降	23-42
1.5 气固分离设备的采样测试技术	23-5	3.1.5 静电吸引	23-42
1.5.1 采样位置及采样点	23-6	3.1.6 各种捕集机理的联合效应	23-43
1.5.2 采样的条件与设备	23-6	3.2 袋式过滤器	23-43
1.5.3 抽气采样的计算	23-8	3.2.1 袋式过滤器的性能	23-44
参考文献	23-8	3.2.2 滤料	23-46
2 机械力分离	23-8	3.2.3 袋式过滤器的结构型式与应用	23-47
2.1 重力沉降器	23-8	3.3 颗粒层过滤器	23-53
2.1.1 重力沉降器的分离效率	23-8	3.3.1 颗粒层过滤器的性能	23-53
2.1.2 重力沉降器的压降	23-9	3.3.2 颗粒层过滤器的结构型式与应用	23-54
2.2 惯性分离器	23-9	3.4 空气过滤器	23-56
2.2.1 惯性分离器的结构型式	23-9	3.4.1 空气过滤器的性能	23-56
2.2.2 惯性分离效率的计算模型	23-10	3.4.2 空气过滤器的结构型式	23-57
2.3 旋风分离的基本原理	23-11	3.5 高温过滤器的进展	23-58
2.3.1 旋风分离器内的气流运动	23-11	3.5.1 陶纤袋式过滤器	23-58
2.3.2 旋风分离器内的颗粒运动	23-13	3.5.2 陶瓷片式过滤器	23-59
2.3.3 旋风分离机理	23-14	3.5.3 陶瓷管式过滤器	23-59
2.4 切流式旋风分离器的结构与应用	23-16	3.5.4 颗粒层过滤器	23-60
2.4.1 切流式旋风分离器的典型结构与应用	23-16	参考文献	23-60
2.4.2 切流式旋风分离器的设计方法	23-19	4 湿法捕集	23-62
2.4.3 影响旋风分离器性能的因素	23-22	4.1 湿法捕集机理	23-63
2.5 其他型式旋风分离器的结构与应用	23-24	4.1.1 液滴捕集机理	23-65
2.5.1 多管式旋风分离器的设计与应用	23-24	4.1.2 气泡内颗粒的捕集机理	23-65

4.1.3	综合捕集效率	23-66
4.2	喷雾接触型洗涤器	23-66
4.2.1	液体的雾化	23-66
4.2.2	喷雾接触型洗涤器的性能与应用	23-68
4.3	文氏管洗涤器	23-71
4.3.1	文氏管洗涤器的性能与应用	23-71
4.3.2	文氏管洗涤器的类型与设计	23-73
4.4	其他型式洗涤器	23-75
4.4.1	泡沫洗涤器	23-75
4.4.2	湍球塔	23-77
4.4.3	冲击式洗涤器	23-78
4.4.4	强化型洗涤器	23-79
4.5	捕沫设备	23-81
4.5.1	惯性捕沫器	23-81
4.5.2	复挡捕沫器	23-81
4.5.3	纤维除雾器	23-82
4.5.4	旋流板除沫器	23-82
	参考文献	23-83

5	电除尘	23-84
5.1	电除尘的基本原理	23-84
5.1.1	气体的电离和导电过程	23-84
5.1.2	收尘空间尘粒的荷电	23-86
5.1.3	尘粒的驱进速度	23-87
5.1.4	收尘效率的计算	23-89
5.2	电除尘器的分类和应用	23-90
5.2.1	电除尘器的分类	23-90
5.2.2	电除尘器的应用范围与典型实例	23-91
5.2.3	新型结构的电除尘器	23-91
5.3	电除尘器的工艺设计	23-96
5.3.1	主要部件的设计	23-96
5.3.2	主要参数的确定	23-104
5.4	电除尘器的供电装置简介	23-107
5.4.1	供电装置的基本性能与选型	23-107
5.4.2	国内供电装置的研究进展	23-110
	参考文献	23-111

1 概述

1.1 气固分离的目的与要求

气固分离是一个重要的化工单元操作,在一切伴有气固两相的生产过程中,它是不可缺少的一个环节,在化工、石油、煤炭、冶金、电力、化肥、水泥、纺织、食品、轻工等工业以及环境保护工程中有着广泛的应用。

气固分离的工业应用按其目的要求可以归纳成三大类。

①回收有用的物料。如各种流化床反应器内将催化剂回收返回床层;如在化肥、农药、颜料、洗涤剂及各种聚合物等的气流干燥过程中收集粉料产品;又如在有色金属冶炼过程中回收贵重的金属粉末等。

②获得洁净的气体。如在硫酸生产中,通过硫铁矿焙烧制备的原料气必须除去砷、硒等微粒,保证后道生产工序的顺利进行。在天然气进入合成氨厂的大型离心压缩机之前必须除净其中所含的细尘,以保证压缩机的安全运转。炼油厂催化裂化再生烟气的能量回收,需将高温烟气中大于 $10\mu\text{m}$ 的颗粒除净,才能保证高温烟气轮机的长周期安全运行。

③净化废气保护环境。各国对于燃煤锅炉、炼钢炉、有色金属冶炼炉、矿烧结机、水泥窑以及炭黑生产、石灰锻烧、颜料、复合磷肥等生产中的尾气排放要求都有明确的规定。例如美国环保局规定排尘浓度的几何平均值不大于 $75\text{mg}/\text{Nm}^3$ (保证人体健康的初级标准),每年一次在24小时内的最大值不大于 $260\sim 150\text{mg}/\text{Nm}^3$ [1]。我国

目前的规定(GBJ4-73)是:工业及采暖锅炉的排尘浓度不得大于 $200\text{mg}/\text{Nm}^3$;水泥粉尘排放浓度不得大于 $150\text{mg}/\text{Nm}^3$;硫酸雾排放浓度不得高于 $260\text{mg}/\text{Nm}^3$ (排气筒高度在 $30\sim 45\text{m}$ 间)[2]。

当然,上述三类目的不是截然分开的,对于某一工业应用,可能是三者兼而有之的。

1.2 颗粒捕集分离的一般机理

1.2.1 颗粒捕集分离的一般概念

如图1-1所示,含有固粒的气体进入分离区,在某几种力的作用下,颗粒偏离气流,经过足够的时间后,移到了分界面上,附着在上面,并不断被除去,以便为新的颗粒继续附着在上面创造条件。

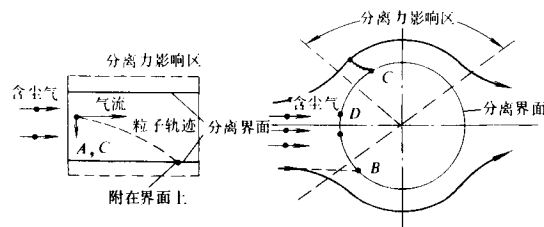


图 1-1 颗粒捕集机理示意

由此可见,要从气流中将颗粒分离出来,必备的基本条件是:

①有分离界面可让颗粒附着在上面,如容器器壁、某固体表面、大颗粒物料表面、织物或纤维表面、液滴或液膜等;

②有使颗粒运动轨迹偏离气体流线的的作用力,常见的有:重力(A)、离心力(A)、惯性力(B)、扩散(C)、静电力(A)、直接拦截(D)等,此外还有热聚力、声波和光压等;

③有足够的时间使颗粒移到分离界面上,这就要求控制含尘气流的流速;

④能使附着在界面上的颗粒不断被除去而不会重新返混入气流内,这就是排料过程,有连续式和间歇式两种。

1.2.2 颗粒捕集分离的基本模型

气固分离方法很多,但从分离机理看,它们的基本物理模型有三种^[1]:

(1) 塞流模型 (plug flow model)

如图1-2所示,颗粒完全不返混,气流带动颗粒前进的速度为 v ,捕集力推动颗粒向捕集界面移动的速度为 u_i ,则颗粒向捕集界面移动的轨迹可表示为: $\frac{dh}{dl} = \frac{u_i}{v}$ 。

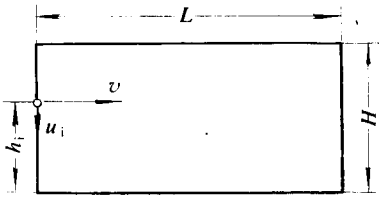


图 1-2 塞流模型

现设有一颗颗粒,原始位置在 h_i 处,沿气流方向移动了距离 l 后就被捕集下来。若 $l_i \leq L$,则其分离效率为100%。于是有一个临界原始位置 h_{ci} ,该处的颗粒沿气流方向移动的距离恰等于 L ,即:

$$\int_0^{h_{ci}} dh = h_{ci} \int_0^L \frac{u_i}{v} dl$$

设在入口处,该颗粒在 H 高度上是均匀分布的,则该颗粒分离效率便可表示为:

$$\eta_i = \frac{h_{ci}}{H} = \int_0^L \frac{u_i}{vH} dl \quad (1-1)$$

(2) 横混模型 (Lateral mixing model)

由于湍流扩散,此模型假设颗粒在捕集分离空间的横截面上是混合均匀的,沿轴向上则近于塞流。如图1-3所示,在 dt 时间内,气流带动颗粒走过距离 dl ,同时捕集力使颗粒向捕集界面移动了 $u_i dt$ 的距离。若任意瞬时的该横截面处的颗粒浓度为 n_i ,则该横截面上颗粒的浓度将发生如下变化:

$$-\frac{dn_i}{n_i} = \frac{u_i dt}{H} = \frac{u_i}{Hv} dl$$

设进入捕集分离空间的原始浓度为 n_0 ,离开捕集分离空间的浓度为 n_L ,则该颗粒的分离效率便可表示为:

$$\eta_i = 1 - \frac{n_L}{n_0} = 1 - \exp \left[- \int_0^L \frac{u_i}{Hv} dl \right] \quad (1-2)$$

若设 u_i, v 均与 L 无关,而且 u_i 正比于 d_p^n ,则上式又可表示成如下形式:

$$\eta_i = 1 - \exp(-Ad_p^n) \quad (1-3)$$

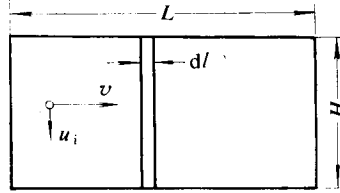


图 1-3 横混模型

(3) 全返混模型 (Back mixing model)

若假设颗粒在捕集分离空间的整个体积内是混合均匀的,即在同一时刻,空间各点的颗粒浓度都一样,经过一定时间后,由于颗粒不断向捕集面移动,浓度就会变小,如图1-4所示。现从空间切取一单元宽度的体积来分析。在单位时间内,向捕集界面移动的颗粒量为 $Lu_i n_i (db)$,而被气流带出捕集分离空间的颗粒量为 $Hv n_i (db)$,于是该颗粒的分离效率可表示为:

$$\eta_i = \frac{Lu_i n_i (db)}{Lu_i n_i (db) + Hv n_i (db)} = \frac{\frac{u_i L}{vH}}{1 + \frac{u_i L}{vH}} \quad (1-4)$$

若设 u_i 正比于 d_p^n ,则上式可表示为:

$$\eta_i = \frac{Ad_p^n}{1 + Ad_p^n} \quad (1-5)$$

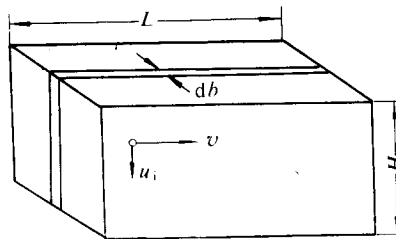


图 1-4 全返混模型

当然,在实际的分离设备中,由于各种二次涡、颗粒

的碰撞弹跳以及被二次卷扬等因素,其分离模型远比这类基本理论模型复杂得多。

1.3 气固分离设备的主要性能指标

一台气固分离设备的主要性能有:表示气固分离效果的分效率 η 及粒级效率 η_i (d_p);表示能耗指标的压降 Δp ;表示生产能力的处理气量 Q ;表示经济指标的单位处理气量的造价、操作费及寿命等。一般以前两种为最主要指标。

1.3.1 分离效率 (Collection efficiency)

对每台分离设备而言,分离效率的定义为:

$$\eta = \frac{\text{单位时间内捕集的粉料重量 } W_c \text{ (kg)}}{\text{单位时间内进入该分离器的粉料重量 } W_i \text{ (kg)}}$$

$$\text{或 } \eta = 1 - \frac{\text{出口气体内含粉料浓度 } C_e \text{ (g/Nm}^3\text{)}}{\text{入口气体内含粉料浓度 } C_i \text{ (g/Nm}^3\text{)}} \quad (1-6)$$

有时因分离效率很高,不便比较,而且主要目标是控制出口浓度 C_e ,所以也可以用另外一些指标来表示其分离效果,如有:

带出率(或透过程)(penetration):

$$P = \frac{C_e}{C_i} = 1 - \eta \quad (1-7)$$

净化指数 (Decontamination Index):

$$D. I. = \lg\left(\frac{1}{P}\right) \quad (1-8)$$

若几台分离器串联运行,处理气量都一样,则该系统的总分效率可按下式计算:

$$\eta_T = 1 - (1 - \eta_1)(1 - \eta_2)(1 - \eta_3) \cdots \\ = 1 - P_1 \cdot P_2 \cdot P_3 \cdots \quad (1-9)$$

式中 $\eta_1, \eta_2, \eta_3, \dots$ ——分别为第一级、第二级、第三级...分离器的分离效率;

P_1, P_2, P_3, \dots ——分别为第一级、第二级、第三级...分离器的带出率。

1.3.2 粒级效率 (Grade efficiency 或 Fractional efficiency)

设进入分离器的粉料中,某一粒径 d_p 的颗粒在全部粉料内所占的重量频率为 f'_i ,出口净化气中的粉料内此种颗粒所占的重量频率为 f'_e ,捕集下来的粉料内此种颗粒所占的重量频率为 f'_c ,则该种颗粒的捕集分离效率称为“粒级效率”,定义为:

$$\eta_i = 1 - \frac{C_e f'_e}{C_i f'_i} = \left(1 - \frac{C_e}{C_i}\right) \frac{f'_i}{f'_e} \quad (1-10)$$

由前可知,分离效率是对进入分离器的整个粉粒群而言的,所以它不仅随分离器的不同而变化,而且对于同一分离器,还随入口粉料的粗细而变化。为此,分离效率

不宜用来比较分离器本身性能的高低,除非所用的入口粉料完全一样。粒级效率则是对某个粒径的颗粒而言的,这就与入口粉料的粗细无关,只取决于分离器本身性能及单个颗粒的本身性质,所以用它来衡量分离器的性能就较为适宜。

两种效率的相互关系可表示为:

$$\eta_i = 1 - (1 - \eta) \frac{f'_e}{f'_i} = \eta \cdot \frac{f'_i}{f'_e} \quad (1-11)$$

$$\eta = \sum_{i=0}^{\infty} \eta_i \cdot f'_i = \int_0^{\infty} \eta_i \cdot f_i d(dP) \quad (1-12)$$

式中 f_i ——进入分离器的粉料中,某粒径 dP 的颗粒所占有的分布密度,其定义为:

$$f_i = \lim_{\Delta dP \rightarrow 0} \left(\frac{f'_i}{\Delta dP} \right)$$

在标定一台分离器的性能时,通过对进口气流中的颗粒采样,可以获得 C_i, f'_i, C_e, f'_e 等数值,便可用式(1-10)算得它的粒级效率。

在设计一台新分离器时,往往采用某种粒级效率计算公式,并对进口粉料作粒径分布的测定,然后用式(1-12)估算其分离效率。此时若不能用积分直接求出,则一般可将粒径分成许多小区段,分别计算后再累加之。

1.3.3 净化气内颗粒的粒度分布 (Particle size distribution)

对于要获得洁净气体的场合,分离器出口净化气体内颗粒的粒度分布也是一个重要的性能指标。若已知分离器的分离效率 η 、粒级效率 η_i 以及入口粉料的粒度分布频率 f'_i ,则可用下式算得出口净化气内颗粒的粒径分布频率 f'_e :

$$f'_e = \left(\frac{1 - \eta_i}{1 - \eta} \right) f'_i \quad (1-13)$$

1.3.4 压降 (Pressure drop)

分离器进口与出口的全压之差称为分离器压降 Δp ,其大小不仅取决于分离器的结构型式,还与分离器的操作条件(如气体密度、气流速度等)有密切关系。一般为方便起见,常写成如下形式:

$$\Delta p = \xi \frac{\rho_t v^2}{2} \quad (\text{Pa}) \quad (1-14)$$

式中 ρ_t ——流体密度, kg/m^3 ;

v ——流体速度, m/s ;

ξ ——阻力系数,与分离器结构型式、尺寸、表面粗糙度及雷诺数等有关。

分离器压降所需能耗为:

$$P_E = Q_i \cdot \Delta p \times 10^{-3} \quad (\text{kW}) \quad (1-15)$$

式中 Q_i ——处理气量, m^3/s (按入口状态计)。

各类分离器的能耗差别很大,一般在 $0.4\sim 20\text{kW}/(\text{m}^3/\text{s})$ 间。有些分离器还需要有另外附加的能耗,如电除尘器的电能消耗,洗涤器的液体泵的动力消耗,过滤器的反吹风能量消耗等,但一般都不大,分离器本身压降的能耗是主要的。

1.4 气固分离设备的分类

工业上实用的气固分离设备一般可归纳为四大类,见表1-1。

重力沉降器的结构最简单,造价低,但气速较低,使设备很庞大,而且一般只能分离 $100\mu\text{m}$ 以上的粗颗粒。若利用惯性效应使颗粒从气流中分离出来,就可大大提高气流速度,使设备紧凑,这便是惯性分离器,常可作为含尘量高的气体的预处理用。若再使气流作高速旋转,则颗粒可受到几千倍于重力的离心力,故可分离 $5\sim 10\mu\text{m}$ 左右的细粒,这就是各种旋风分离器。这类靠机械力将颗粒从气流中分离出来的设备,结构都较简单,能在高压高温高含尘浓度等十分苛刻的条件下工作,造价又不高,维护管理简单,所以应用最广泛。

洗涤分离一定要用某种洗涤液,所以只能在较低温度下使用,且要有液体回收及循环系统,所以应用受到了很大的限制。

过滤法可将 $0.1\sim 1\mu\text{m}$ 微粒有效地捕集下来,只是滤速不能高,设备庞大,排料清灰较困难,滤料易损坏。近年来还发展了各种颗粒层过滤器及陶瓷、金属纤维制的过滤器等,可在高温下应用。

电除尘对 $0.01\sim 1\mu\text{m}$ 微粒有很好的分离效率,但要求颗粒的比电阻值在 $10^4\sim 5\times 10^{10}\Omega\cdot\text{cm}$ 间,所含颗粒浓度一般在 $30\text{g}/\text{Nm}^3$ 以下为宜。由于设备造价高,操作管理的要求较高,所以往往是大型电站锅炉采用此类设备较为合理。

此外,还可利用声波使含尘气流获得振动,小于 $10\mu\text{m}$ 的细粒也会随之振动,而对粗颗粒则无影响,于是细粒与细粒、细粒与粗粒会互相碰撞而团聚变大,这样就可利用旋风分离器将它们除去。若向含尘气流中喷水汽,效果会更好。

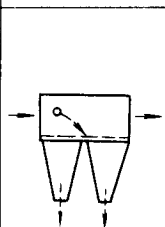

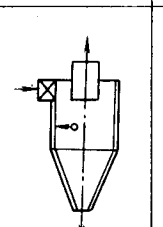
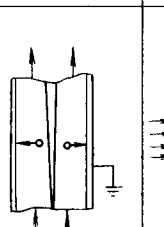
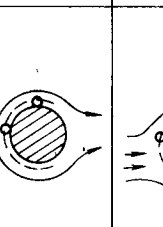
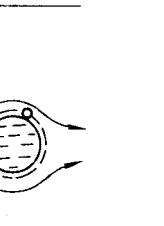
在温度梯度场内,颗粒受到热迁移力的作用,可从高温侧移向低温侧,这就是热沉降器的原理,可用在实验室内。

总之,气固分离方法及设备是很多的,要根据需要和条件进行合理的选择。

1.5 气固分离设备的采样测试技术

测定一台分离器的性能,主要就是测定其处理气量

表 1-1 气固分离方法与设备

分 类	机 械 力 分 离			电 除 尘	过 滤 分 离	洗 涤 分 离
图 例						
主要作用力	重力	惯性力	离心力	库伦力	惯性碰撞, 拦截, 扩散等	惯性碰撞, 拦截, 扩散等
分离界面	流动死区	器 壁	器 壁	沉降电极	滤料层	液滴表面
排 料	重 力	重 力	重力, 气流曳力	振 打	脉冲反吹	液体排走
气速, m/s	1.5~2	15~20	20~30	0.8~1.5	0.01~0.3	0.5~100
压 降	很 小	中 等	较 大	很 小	中 等	中等到较大
经济除净粒径, μm	≥ 100	≥ 40	$\geq 5\sim 10$	$\geq 0.01\sim 0.1$	≥ 0.1	$\geq 1\sim 0.1$
使用温度	不 限	不 限	不 限	对温度敏感	取决于滤料	常 温
造 价	低	低	低	很高	高	中 等
操作费	很 低	很 低	低	中	较高	中等到高

Q_1 (m^3/s), 入口温度与压力、压降, 进出口气体内所含颗粒的浓度 C (g/m^3) 及其粒度分布等。有关气量、温度与压力等参数的测量可参见一般热工参数测量的书籍, 本书只介绍其特有的从含尘气流中采取颗粒样品的技术。

在分离设备进出口管道内流动着的含尘气流中, 颗粒在管道横截面上的分布是很不均匀的, 而且是随机的, 所以在采样位置、采样设备、采样条件及采样方法等方面均应遵循一定的规则, 力求减小误差。各国均有这类采样测试技术规范可供参照使用, 其主要内容大同小异, 分述于后。

1.5.1 采样位置及采样点

最好是在垂直管道上采样, 因为颗粒在水平管道内会沉积在管子的下部, 为了减少气流的湍动对颗粒分布的影响, 采样口应选在距上游管件 8~10 倍管径处, 距下游管件的距离应为 3~5 倍管径。应同时在两条直径线上采样, 一条直径线应在上游弯头平面的平面内。

由于颗粒在管道截面上分布不均, 一般应采取多点采样而后取其平均值。方法是将圆形截面分成几个面积相等的同心圆环, 然后以该截面两条互相垂直的直径上各圆环的中点作为采样点, 如图 1-5。美国环保局 EPA 方法 1 规定:

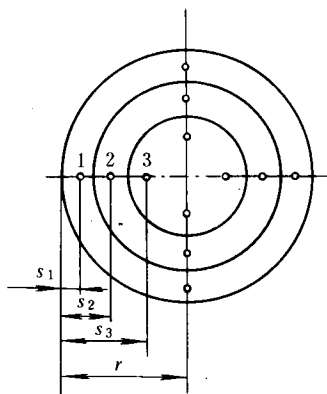


图 1-5 采样点布置

若采样位置符合上述要求, 则对于 0.3~0.6 米的管径, 可以划分成两个环; 对于大于 0.6 米的管径, 应划分成 3 个环。若采样位置不能满足上述要求, 则要增加采样点数, 见图 1-6, 图上所示为两条相互垂直的直径线上的采样点总数。

我国对烟囱取样规定: 小于 0.5 米管径取 1 环; 0.5~1 米管径取 2 环; 1~2 米管径取 3 环等。

单环采样点距管内壁为: $S_1 = 0.146D = 0.29r$, 对于完全湍流, 这大致也是管内平均流速点。

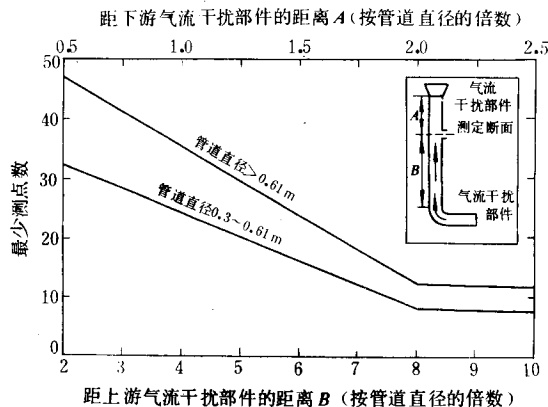


图 1-6 采样点的确定

两环采样点距管内壁分别为: $S_1 = 0.134r$; $S_2 = 0.5r$ 。

三环采样点距管内壁分别为: $S_1 = 0.087r$; $S_2 = 0.293r$; $S_3 = 0.592r$ 。

计算的通式为:

$$S_i = \left(1 - \frac{2i-1}{2n}\right)r \quad (1-16)$$

式中 i ——第 i 个圆环;

n ——共划分为 n 个圆环;

S_i ——第 i 个圆环上采样点离一侧管内壁之距;

r ——管道内半径。

若管径较小, 又是高温带压, 则采样极为困难, Stairmand 建议用单点采样^[3], 采样点设在管道中心轴线上, 但在其上游 3 倍管径处应在管道中心装一块圆形挡板, 此挡板的面积是管道截面积的一半。这样有利于使颗粒浓度分布较均匀, 但对测定粒径大小则不起作用。

1.5.2 采样的条件与设备

用采样嘴放在管道内迎着来流抽气采样时, 一般应遵循等动采样原则, 就是采样嘴内含尘气流速度应等于管道内该采样点处的含尘气流速度, 如图 1-7 所示。可见, 若采样嘴内流速小于该处管内流速, 气流就会向外绕流, 而颗粒却由于惯性而冲入采样嘴内, 结果使所采的样品内粗粒含量偏多。若采样嘴内流速大于该处管内流速, 则相反, 使所采样品内粗粒含量过少。所以只有使采样符合等动原则, 所采样品内含颗粒情况才和管内一样。当然, 对于小于 $10\mu\text{m}$ 的细粒, 它惯性小, 非等动的影响就不大。

许多学者对非等动对采样浓度的影响作了研究工作, 如 Watson H. H. (1954), Seldon M. G. Jr (1977),

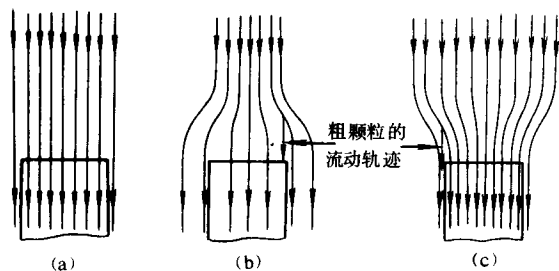


图 1-7 采样情况

(a) 等动取样, 浓度和级配都有代表性; (b) 取样速度太慢, 所取试样中粗粒过多; (c) 取样速度太快, 所取试样中粗粒不足

Zeuker p. (1971), Belyaev S.P. 和 Levin L.M. (1974), Bedzioch S. (1960) 等人, 其中以 Zeuker 公式较为确切, 它的形式为^[2,3]:

$$\frac{C}{C_0} = \frac{v_g}{v_p} + \alpha \left(1 - \frac{v_g}{v_p} \right) \quad (1-17)$$

式中 C —— 采样测得的颗粒浓度, g/m^3 ;

C_0 —— 管道内实际的颗粒浓度, g/m^3 ;

v_g —— 管道内该点处实际的气流速度, m/s ;

v_p —— 采样嘴内气流速度, m/s ;

$$\alpha = \frac{1}{1 + \exp [1.04 + 2.06 (\lg S_t)]};$$

$$S_t = \frac{v_g \cdot u_s}{gd};$$

d —— 采样嘴内径, m ;

u_s —— 颗粒的终端自由沉降速度, m/s 。

采样嘴的形状要做成渐缩锐边圆形, 以免头部钝边会使它的前方形成堤坝效应而使颗粒偏高。最简单的如图 1-8, 较好的是英国 BS3405 规定^[3], 见图 1-9。

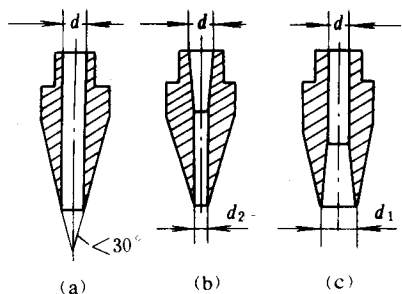


图 1-8 采样嘴

采样嘴口径不宜过小, 以免粗粒进不去; 但也不宜过大, 以免抽气动力过大而不方便。国内常用的口径是 6、

8、10、12mm 等几种。

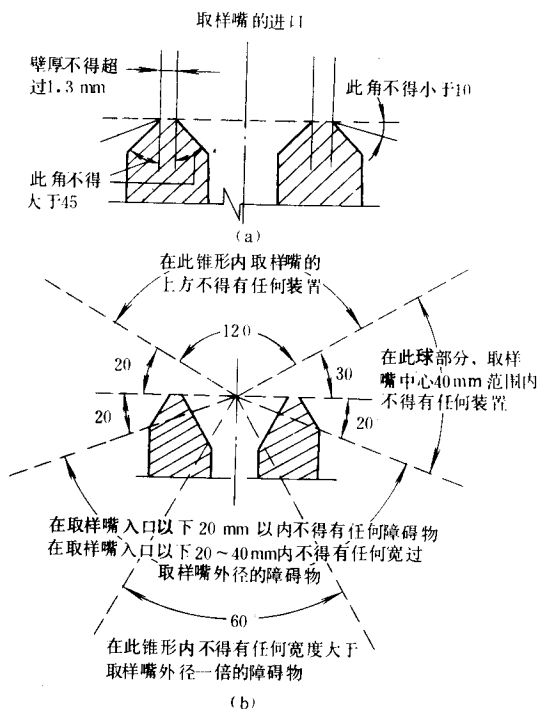


图 1-9 采样嘴头部的要求

安装时, 应使采样嘴的中心轴线与管内气体流向一致。若嘴轴与气体流向偏斜一个 θ 角, 则粗粒的进入会受影响。在 θ 角很小时, Fuchs (1975) 认为其影响可用下式表示^[3]:

$$\frac{C}{C_0} = 1 - \frac{4}{\pi} (S_t) \sin \theta \quad (1-18)$$

颗粒样品的收集有干法和湿法两种。干法主要用过滤筒或滤膜, 可将 $0.1 \sim 0.01 \mu m$ 以上的颗粒基本捕集下来, 滤速在 $0.05 \sim 0.5 m/s$ 左右, 滤材用玻璃纤维等。在温度很高的情况下, 也可用陶瓷及微孔金属滤筒等。采样气在滤筒前都应保持高温, 不能有冷凝水析出。过滤以后, 则应冷却到常温, 并除去冷凝水, 干燥后流经流量计以控制采样气量, 达到等动采样的原则, 其典型流程见图 1-10。

湿法是用冲击瓶洗涤法, 将采样气通入洗涤液内, 便可将大于 $1 \mu m$ 颗粒全部捕集下来。若含尘浓度较大, 也可先用小型旋风分离器除去大部分较粗颗粒, 再用过滤或洗涤捕集细颗粒。

对于大直径管道, 还可将滤筒直接装在采样嘴的后面, 一起放在管道内, 这样可提高测量精度, 免除了颗粒经细长的采样管产生沉降所带来的误差。

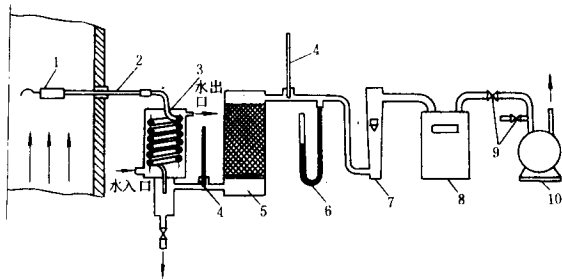


图 1-10 采样系统组成

- 1—滤筒；2—采样管；3—冷凝器；4—温度计；
5—干燥器；6—压力计；7—转子流量计；
8—累积流量计；9—螺旋夹；10—抽气泵

1.5.3 抽气采样的计算

为了达到等动采样，在管内采样处的温度与压力下，进入采样嘴的气体体积流量应为：

$$Q_g = \frac{\pi}{4} d^2 \cdot v_g \quad (\text{m}^3/\text{s}) \quad (1-19)$$

它含有水蒸气，故状态方程应为：

$$p_g Q_g = (G_g R_g + G_s R_s) T_g$$

- 式中 p_g ——管道内采样处的绝对压力，Pa；
 T_g ——管道内采样处的绝对温度，K；
 G_g ——所采气量 Q_g 中干气的质量流量，kg/s；
 G_s ——所采气量 Q_g 中水汽的质量流量，kg/s，可从称量析出的冷凝水而算得；
 R_g, R_s ——干气和水汽的气体常数，为 $\frac{8314}{M_r}$ ，J/(kg · K)， M_r 为该气体的相对分子量；
 d ——采样嘴内径，m；
 v_g ——管道内采样处气流速度，m/s。

进入流量计的气体已除去冷凝水，则它的状态方程可写为：

$$p_0 Q_0 = G_g R_g T_0$$

- 式中 p_0 ——进入流量计时的气体绝对压力，Pa；
 T_0 ——进入流量计时的气体绝对温度，K；
 Q_0 ——进入流量计的气体流量， m^3/s 。

合并上几式，便得：

$$Q_0 = \left(\frac{\pi}{4} d^2 v_g \frac{p_g}{T_g} - G_s R_s \right) \frac{T_0}{p_0} \quad (\text{m}^3/\text{s}) \quad (1-20)$$

若用的是转子流量计，则因流量计上的读数是按标准空气进行标定的，所以要按气体密度的不同进行修正，流量计上读数 Q_b 与进入流量计的气体量 Q_0 的关系为：

$$Q_b = Q_0 \sqrt{\frac{\rho_0}{\rho_b}} = Q_0 \sqrt{\frac{p_0 T_b \cdot M_g}{p_b \cdot T_0 \cdot M_s}} \quad (\text{m}^3/\text{s}) \quad (1-21)$$

式中 p_b, T_b ——流量计标定时压力与温度；

M_g, M_s ——气体及空气的相对分子量。

若已知管内采样处流速 v_g ，并测出各处 p_g, T_g, p_0, T_0, G_s 等，便可求得流量计上应有的读数，以保证等动采样。

若在 t 时间内采得的颗粒样重 G_p (g)，则可算得该处：

$$\text{湿基含尘浓度为 } C = G_p / (t Q_g) \quad (\text{g}/\text{m}^3)$$

$$\text{干基含尘浓度为 } C = G_p / (t Q_0) \quad (\text{g}/\text{m}^3)$$

若将 Q_g 或 Q_0 换算成标准状态下的体积，则还可算得 C (g/Nm^3) (湿或干基)。

参考文献

- [1] Licht W., "Air pollution Control Engineering-Basic Calculation for Particle Collection", 1980.
- [2] 谭天佑等,《工业通风除尘技术》,北京:中国建筑工业出版社,1984.
- [3] Allen T., "Particle Size Measurement" 3rd ed., 1981.

2 机械力分离

机械力分离方法主要有三种，即：重力沉降、惯性分离及旋风分离，是工业上应用最广泛的方法。

2.1 重力沉降器

重力沉降器是一种只依靠颗粒在重力场中发生的沉降作用而将颗粒从气流中分离出来的设备，它的典型结构见图 2-1。

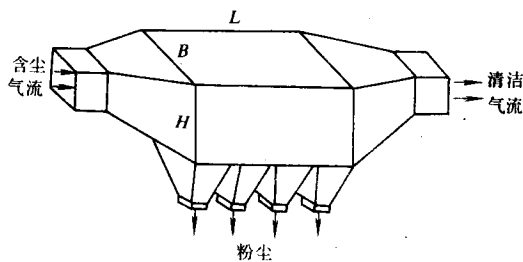


图 2-1 重力沉降器

2.1.1 重力沉降器的分离效率

在图 2-1 所示的重力沉降器内，设入口含尘气流内颗粒沿入口截面上是均匀分布的，进入沉降器后，气流变

小,一般属于层流范围,颗粒则在重力场作用下逐渐沉降下来积聚在器的下部而被除去。

在层流条件下,可假设颗粒在横截面上没有返混,应为塞流分离模型。对于某个粒径为 d_p 的颗粒而言,向器的下部移动的速度 u_i 就是该颗粒的终端沉降速度 u_{si} ,与路径无关。气流 v 也沿长度方向无变化,于是由式(1-1)可推得其粒级效率为:

$$\eta_i = \frac{u_{si}L}{vH} = \frac{L}{vH} \sqrt{\frac{4(\rho_p - \rho_g)d_p g}{3\rho_g C_D}} \quad (2-1)$$

式中 L ——沿气流方向的沉降器长度, m;

H ——沉降器高度, m;

v ——沉降器横截面上气流平均速度, m/s;

ρ_p, ρ_g ——颗粒密度及气体密度, kg/m^3 ;

d_p ——颗粒直径, m;

C_D ——气流对颗粒的阻力系数,可参见本手册第20篇。若可判定该颗粒雷诺数属于 Stokes 区,则有 $C_D = \frac{24}{Re_p}$;

Re_p ——颗粒雷诺数;

v_r ——气体与颗粒间在颗粒运动方向上的速度差值, m/s;

μ ——气体的动力粘度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$ 。

若取 $C_D = 24/Re_p$,并考虑到实际情况的复杂性,则上式可写成:

$$\eta_i = k\psi d_p^2 \quad (2-2)$$

式中 $\psi = \frac{\rho_g g B L}{18\mu Q_i}$;

B ——沉降室的宽度, m;

Q_i ——进入沉降室的气量, m^3/s ;

k ——修正系数,一般可取 0.5~0.6 左右。

由上式可知,要提高细颗粒的捕集效率,应尽量减少气流 v 和沉降器高度 H ,尽量加大沉降器宽度 B 和长度 L ,但这样所需设备就会过于庞大,并不经济。为克服这个缺点,可在沉降室内加水平隔板,做成如图 2-2 所示的多层沉降器。于是,对每一格而言,有效沉降高度便变为 $\frac{H}{n+1}$,这时粒级效率就可提高 $(n+1)$ 倍, n 为水平隔板数目。但隔板上沉降下来的粉尘很难清除,流速稍大,就会再次扬起。一般常选用流速为 0.3~3m/s,对密度小的轻颗粒应尽量选用较低的气速。

2.1.2 重力沉降器的压降

重力沉降器的压降主要由出、入口的局部阻力损失及器内沿程阻力损失等组成,可表示如下:

$$\Delta p = \left(f \frac{L}{R_h} + \xi_i + \xi_o \right) \frac{\rho_g v^2}{2} \quad (\text{Pa}) \quad (2-3)$$

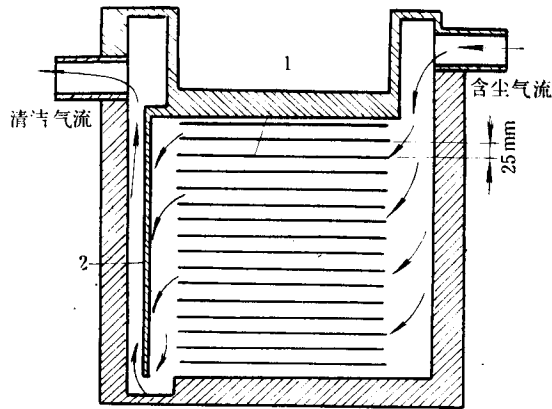


图 2-2 多层沉降器

1—隔板; 2—挡板

式中 f ——沉降器内摩擦系数,一般 $f \leq 0.01$;

ξ_i ——入口局部阻力系数, $\xi_i = \left(\frac{BH}{A_i} - 1 \right)^2$;

ξ_o ——出口局部阻力系数, $\xi_o = 0.45 \left(1 - \frac{A_o}{BH} \right)$;

A_i, A_o ——入口前及出口后的管道截面积, m^2 ;

R_h ——沉降器的水力半径, $R_h = \frac{BH}{2(B+H)}$, m。

一般重力沉降器的压降很小,在几十帕左右,而且主要损失是在入口处,所以可将入口做成喇叭形或设置气流分布板以减少涡流损失。

2.2 惯性分离器

在惯性分离器内,主要是使气流急速转向,或冲击在挡板上再急速转向,其中颗粒由于惯性效应,其运动轨迹便会偏离气流轨迹,从而使两者获得分离。气流速度高,这种惯性效应就大,所以这种分离器的体积不会太大,可捕集到 30~40 μm 的颗粒。

2.2.1 惯性分离器的结构型式

要使含尘气流急速转向,可有许多办法,但大体上有两类:

(1) 无分流式惯性分离器

如图 2-3 几种实例,入口气流作为一个整体,依靠较为急剧的转折,使颗粒在惯性效应下分离出来。结构较为简单,但分离效率不是太高。

(2) 分流式惯性分离器

为使任意一股气流都有同样的较小回转半径及较大回转角,可以采用各种挡板结构,最简单的便是图 2-4 所示的百叶窗式挡板。提高气流在急剧转折前的速度,可以有效地提高分离效率,但如果过高,又会引起已捕集颗粒的二次飞扬,故一般多选用 12~15m/s 左右。百叶挡板的尺寸对分离效率也有影响,一般采用挡板长度为

20mm左右,挡板之间距离约5~6mm,挡板与铅垂线间的夹角在30°左右,使气流回转角有150°左右。

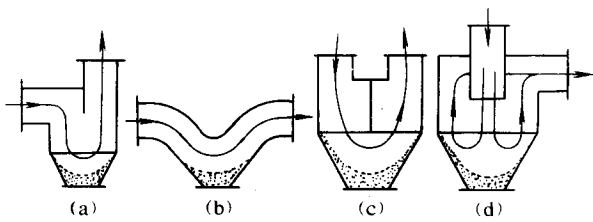


图 2-3 无分流式惯性分离器

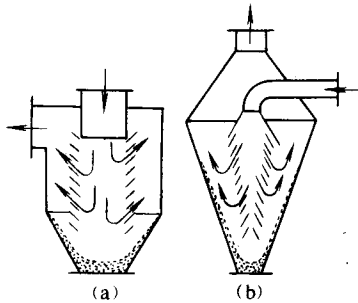


图 2-4 百叶窗式惯性分离器

从图 2-4 的结构可知,含尘气流进入后,不断从百叶板间隙中流出,颗粒也不断被分离出来。但越往下的气量越小,车速也渐变小,惯性效应也随之减小,若能在底部抽走 10% 的气量,即带有下泄气流的百叶窗式分离器,将有助于提高分离效率。图 2-5 是这种结构的一个实

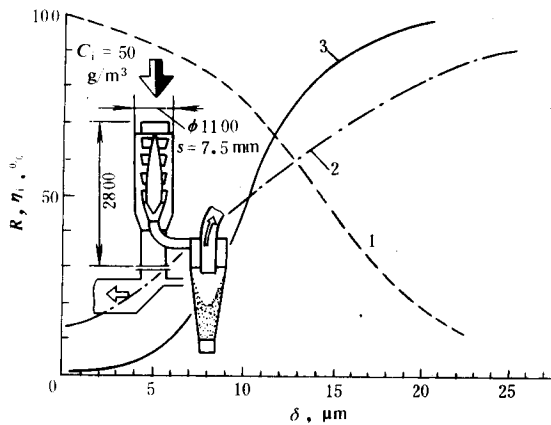


图 2-5 百叶窗式惯性分离器与旋风分离器的组合
1—入口粉尘的筛上粒度分布; 2—百叶窗式分离器的粒级效率; 3—旋风分离器的粒级效率

例,百叶窗式惯性分离器直径 $\phi 1100\text{mm}$,入口气量为 $40000\text{m}^3/\text{h}$,入口含尘浓度为 $50\text{g}/\text{m}^3$,有 10% 的下泄气流,带着已被分离出来的粉尘进入一个直径为 800mm 的旋风分离器内,可将 $20\mu\text{m}$ 以上的颗粒基本除净^[1]。

挡板还可以做成如图 2-6 的形状,可以有效地防止已被捕集的颗粒被气流冲刷而产生二次飞扬。沿气流方向上设置的挡板可有 3~6 排或更多,由于气流的路线弯弯曲曲,故称为迷宫式惯性分离器。图上所附曲线是该分离器用于锅炉飞灰除尘时的粒级效率。它的阻力很小,只有 $15\sim 100\text{Pa}$ 。将它用来处理水泥厂石灰石干燥窑气,气量为 $47600\text{m}^3/\text{h}$,温度为 130°C ,入口含尘浓度为 $20\sim 70\text{g}/\text{m}^3$,其中 38% 是小于 $10\mu\text{m}$ 颗粒,可得效率为 $80\sim 91\%$ ^[2]。

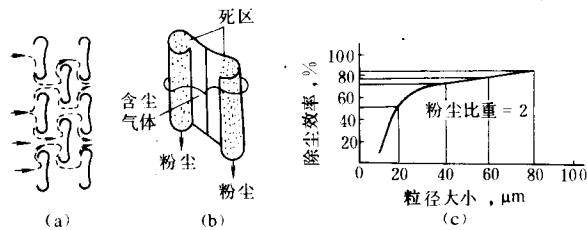


图 2-6 迷宫式惯性分离器

2.2.2 惯性分离效率的计算模型

惯性分离器内气流速度较大,有可能属于湍流范围,故可以考虑有两种基本计算模型。

(1) 横混模型的分离效率

若判定是湍流流动,则一般可采用如式 (1-2) 表示的横混模型。将图 2-3 的惯性分离器化简成图 2-7 的计算模型,并假设气流速度分布服从自由涡分布,即 $v_t r = c$; 而颗粒的径向速度 u_r 可根据半径方向上的简化的单颗粒运动方程推得为:

$$u_r = \frac{f \rho_p d_p^2}{18 \mu} \left(\frac{u_t^2}{r} \right)$$

于是可导出其粒级效率为:

$$\eta = 1 - \exp \left[- \frac{f \rho_p d_p^2 Q_i \varphi}{18 \mu r_0 (r_0 - r_i) b \ln(r_0/r_i)} \right] \quad (2-4)$$

式中 Q_i —— 进入分离器的气量, m^3/s ;

$$f = 1 + \frac{1}{6} Re_p^{2/3};$$

b —— 分离器的宽度, m ;

φ —— 分离器内气流实有的回转角;

ρ_p —— 颗粒密度, kg/m^3 ;

μ —— 气体粘度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$ 。

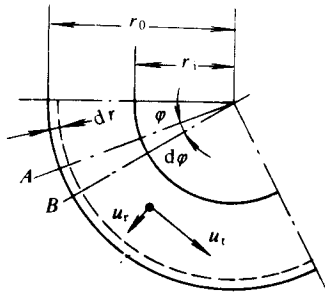


图 2-7 惯性分离的横混模型

(2) 塞流模型的分离效率

对于某些百叶窗式分离器，若按层流流动考虑，则气流及颗粒的运动轨迹可简化成如图 2-8 的模型，图上实线为气体流线，虚线为颗粒运动轨迹。若定义在入口截面上 C 处的某个颗粒的轨迹与下一挡板恰好正交于 D 点，称此条轨迹为界限线，则可假设：在此界限线右侧的颗粒将被气流带走，而在其左侧的颗粒则被分离出来；又假设该颗粒在入口截面上分布均匀，则可认为该颗粒的粒级效率为：

$$\eta_i = \frac{AC \text{ 范围内面积}}{AB \text{ 范围内面积}}$$

所以只要确定出气流的速度分布，就可从颗粒运动方程中算出其运动轨迹，从而求得其粒级效率。

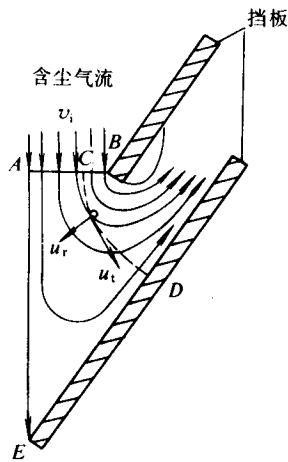


图 2-8 惯性分离器的塞流模型

2.3 旋风分离的基本原理

含有颗粒的气体在作高速旋转运动时，其中的颗粒所受到的离心力要比重力大几百倍到几千倍，所以可大

大地提高其分离效率，能分离的最小颗粒直径可到 $5\mu\text{m}$ 左右。

实现气体高速旋转的方法有两大类：一类是气体通过某种入口装置而产生旋转运动，统称为旋风分离器；另一类是依靠某种高速回转的机械，迫使其中的气体也随之作旋转运动，统称为离心机。由于后一类的结构复杂，有回转部件，所以其应用受到很大限制。在气固两相分离工程中，应用最广泛的还是旋风分离器。它的结构简单，单位处理气量所需的体积很小，造价低，维护方便，又可耐高温到 1000°C ，耐高压到 50MPa ，也可适用于含尘浓度很高的情况。但它的压降一般较高，对于小于 $5\mu\text{m}$ 细颗粒的分离效率不高。

旋风分离器的结构型式很多，最典型的结构型式示于图 2-9，它由切向入口，圆筒及圆锥体形成的分离空间、净化气排出及捕集颗粒的排出等几部分组成。各部分的结构有很多型式，从而组成了各种型式的旋风分离器，但它们的气固两相分离原理都是一样的，只是性能上有差异以适应各种不同的用途。

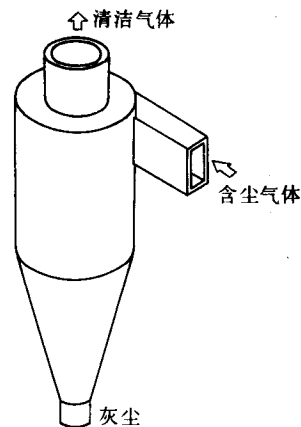


图 2-9 旋风分离器构成

2.3.1 旋风分离器内的气流运动

旋风分离器内是三维湍流的强旋流，在主流上还伴有许多局部二次涡。主流是双层旋流，如图 2-10 所示，外侧是向下旋转，中心是向上旋转，但旋转方向是相同的。近代都采用热线风速仪及激光多普勒流速仪等先进仪器测定旋风分离器内复杂的气流运动规律，典型的結果示于图 2-11^[3-9]。

(1) 切向速度 v_t

在旋风分离器内，切向速度占主导地位，由它带动颗粒作高速回转运动，在离心效应下被甩向器壁而被分离出来，所以切向速度增大，分离效率会提高。它的典型

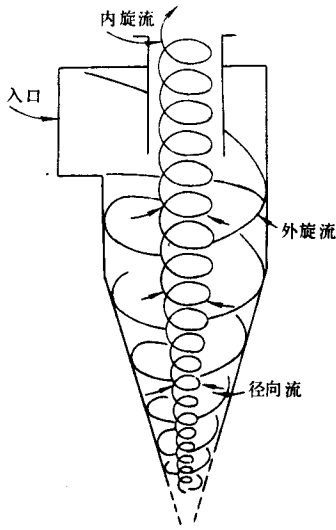


图 2-10 旋风分离器内双层旋流

分布特点见图 2-11 (a), 沿轴向的变化很小; 在任一横截面上的分布可从图 2-12 上看得更清楚, 分成内外两层旋流。外旋流是准自由涡, 内旋流是准强制涡, 一般可用

下列公式表达:

$$\text{外旋流: } v_t r^n = c_1 \quad (2-5)$$

$$\text{内旋流: } v_t = c_2 r^m \quad (2-6)$$

式中 n, m ——旋流指数, 随旋风分离器的尺寸及操作条件而变化, 一般在 $0.5 \sim 0.7$;

c_1, c_2 ——常数, 由实验定出;

r ——离中心轴线的径向距离, m。

内外旋流的分界处有最大的切向速度 v_{tm} , 分界点半径 r_t 主要取决于排气管的下口半径 r_i , 与轴向位置的关系不大, 一般为:

$$r_t = (0.65 \sim 0.8) r_i$$

(2) 轴向速度 v_z

旋风分离器内的轴向速度不仅沿径向上的分布较复杂, 而且沿轴向的变化也很大, 轴对称性不如切向速度, 见图 2-11 (b)。由图可见, 外侧是下行流, 内侧是上行流, 上、下行流的交界面形状大体与旋风分离器形状相似。外侧下行流的气体流量沿轴向向下逐渐变小, 见图 2-13 所示, 最后约有 $15 \sim 40\%$ 会进入灰斗, 把捕集的颗粒沉降于灰斗内后再从中心返回到旋风分离器内。这时总会夹带一部分细颗粒进入中心向上气流中, 对分离是

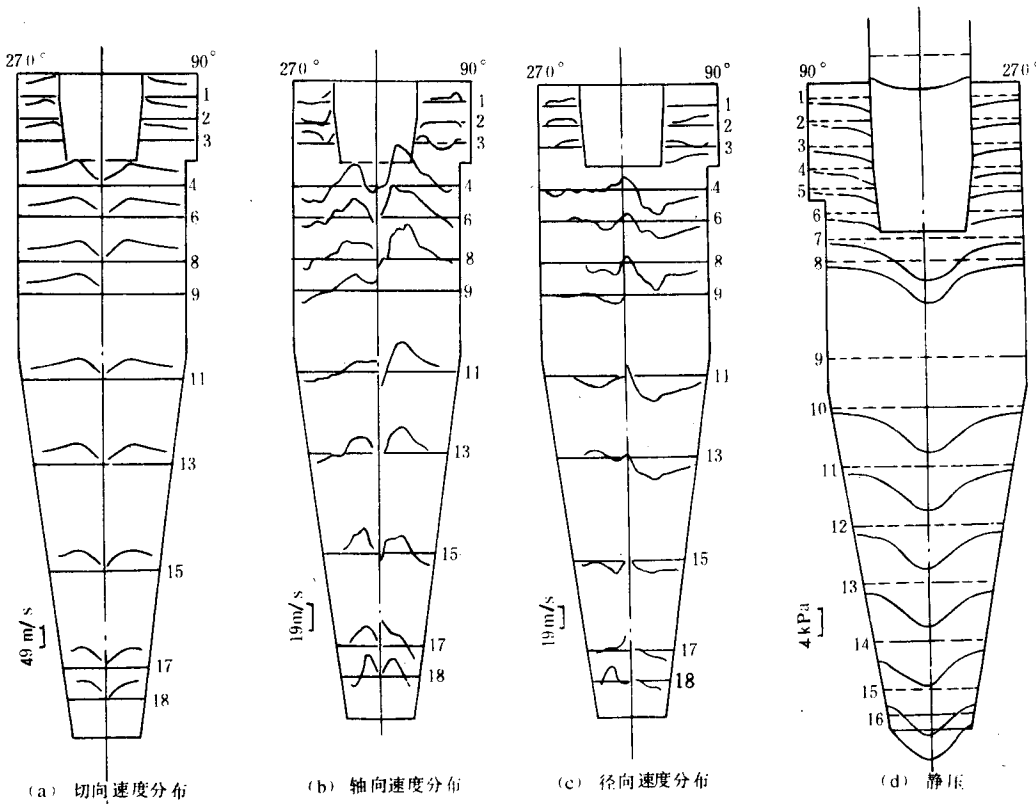


图 2-11 旋风分离器内实测流场分布

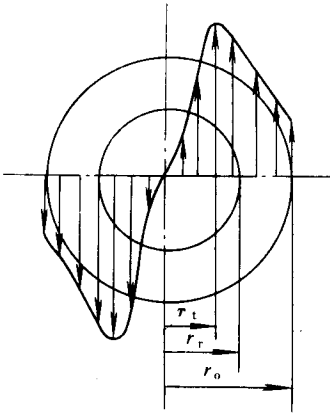


图 2-12 横截面上切向速度分布

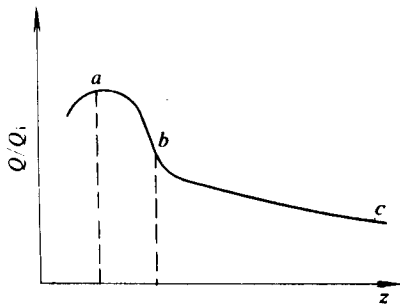


图 2-13 下行流量的轴向变化

很不利的。外侧下行流的向下轴向流速远大于颗粒的终端沉降速度，所以旋风分离器不是垂直放置也可顺利排灰。

(3) 径向速度 v_r

旋风分离器内的径向速度一般要比切向速度小一个数量级，大部分是向心的，只在中心涡核处才有小部分的向外的径向流。径向速度的分布十分复杂，很难测准，在径向上呈非轴对称性，在轴向上变化很大，见图 2-11 (c)。

(4) 静压 p

在强旋流中，一般静压主要取决于切向速度，可近似表达为： $\frac{dp}{dr} = \frac{\rho v_t^2}{r}$ 。从图 2-11 (d) 上可明显看出，静压 p 随半径的缩小而急剧降低，中心涡核处静压远低于入口处静压，而且也低于排气管内平均静压，同时也使灰斗内平均静压低于入口处静压。当旋风分离器在负压下操作时，若灰斗密封不好，将有气体漏入，增大了向上的流速，使分离效率急剧变小。

(5) 局部二次流

除上述主流外，还有几处局部二次流，主要的有：

(5.1) 环形空间的纵向环流 在旋风分离器顶板下方，由于静压分布的特点，会形成一股向上向心的环流，见图 2-14 所示。这种环流会把一部分已浓集在器壁处的颗粒向上带到顶板处而形成一层“上灰环”，并不时被带入排气管内而降低分离效率。

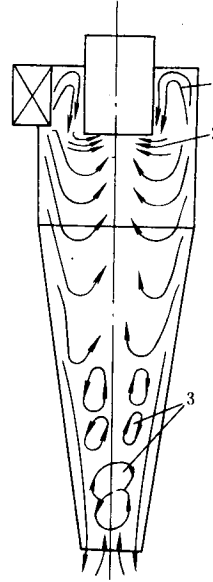


图 2-14 局部二次流

1—上部纵向环流；2—短路流；3—偏心环流

(5.2) 排气管下口附近的短路流 排气管下口附近，往往有较大的向心径向速度。从图 2-13 也可看到， ab 段的下行流量变化也很快，就是这种短路流造成的。短路流范围不大，但由于该处向心径向速度高达每秒几米，会夹带大量颗粒进入排气管，对分离效率很不利。

(5.3) 排尘口附近的偏流 进入灰斗的一部分气体在从中心部位返回旋风分离器锥体下端时，与该处高速旋转的内旋流混合，产生强烈的动量交换和湍流能量耗散，使内旋流不稳定，其下端产生“摆尾”现象，形成若干个偏心的纵向环流，容易把已浓集在器壁处的颗粒重新卷扬起来而进入向上的内旋流中，这种返混会大大降低分离效率。

此外，器壁表面的凹凸不平处及筒体的不圆度等，也会产生一些局部小旋涡，将已浓集在器壁处的颗粒重新卷扬起来，不利于分离。

2.3.2 旋风分离器内的颗粒运动

旋风分离器与气力输送不同，空间内气体中的颗粒含量不是很多，所以可假设颗粒的存在不影响气体流场，颗粒与颗粒间的相互作用也可忽略不计，并只考虑气流

对颗粒的曳力及重力，于是可写出旋风分离器内颗粒的运动方程。

在圆柱坐标内，任意时刻 t 在某个位置 (r, z, θ) 处的颗粒的瞬时速度可表示为：

$$\vec{u}_p = \left(\frac{dr}{dt}, r \frac{d\theta}{dt}, \frac{dz}{dt} \right)$$

它的动量方程为：

切向
$$\frac{d}{dt} \left(r^2 \frac{d\theta}{dt} \right) = -\frac{fr}{\tau} \left(r \frac{d\theta}{dt} - v_t \right) \quad (2-7a)$$

径向
$$\frac{d^2r}{dt^2} - r \left(\frac{d\theta}{dt} \right)^2 = -\frac{f}{\tau} \left(\frac{dr}{dt} + v_r \right) \quad (2-7b)$$

轴向
$$\frac{d^2z}{dt^2} = -g - \frac{f}{\tau} \left(\frac{dz}{dt} - v_z \right) \quad (2-7c)$$

式中
$$\tau = \frac{\rho_p d_p^2}{18\mu};$$

ρ_p ——颗粒密度， kg/m^3 ；

d_p ——颗粒的当量直径， m ；

μ ——气体粘度， $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ；

$$f = 1 + \frac{1}{6} Re_p^{2/3};$$

$$Re_p = \frac{\rho_g d_p (\Delta v)}{\mu};$$

ρ_g ——气体密度， kg/m^3 ；

Δv ——颗粒与气流间的相对速度， m/s ；

v_t, v_r, v_z ——气体的切向、径向与轴向速度， m/s 。

这是一组耦合的非线性微分方程组，迄今尚无解析解。Boysan 等人^[10]将求解湍流动量方程的代数应力模型与上述颗粒动量方程联立求解，用有限差分法在电子计算机上进行数值计算，求得了颗粒运动轨迹如图 2-15 所示。图中 (a) 表示同一位置上不同粒径 ($d_p = 0.5 \sim 4.5 \mu\text{m}$) 的颗粒的运动轨迹，有的很快就到达器壁即被捕集下来，有的则会从排气管中逃逸。图中 (b) 表示同一颗粒 ($d_p = 2 \mu\text{m}$) 在不同位置时的运动轨迹，在入口顶板处的颗粒就会从排气管中逃逸，而在入口底板处的颗粒就会被捕集。图中 (c) 表示细颗粒 ($d_p = 1 \mu\text{m}$) 受气流脉动速度的影响，是一种随机脉动轨迹，既可被粗颗粒夹带到器壁处而被捕集，又可很快被带入排气管而逃逸。从灰斗中被夹带上来的颗粒处于向上的内旋流中也有这种类似现象。

实际上，颗粒在旋风分离器内除受有气流曳力和重力处，还受到各种扩散作用及颗粒与器壁、颗粒与颗粒间的碰撞弹跳等的影响，是十分复杂的，它的运动带有很大的随机性，例如图 2-16 中，表示了入口颗粒的不同状态。颗粒 1 有可能贴壁回转而下，就全被捕集；颗粒 2 是碰撞弹跳一次后又可贴壁回转而下，也可被捕集；颗粒 3 是一次碰撞弹跳后就被气流带入排气管；颗粒 5 很细，直接被带入排气管；颗粒 4 有可能多次碰撞弹跳，其轨迹呈多边形，也是可捕集的，但也可能在强湍流脉动气流中，随机

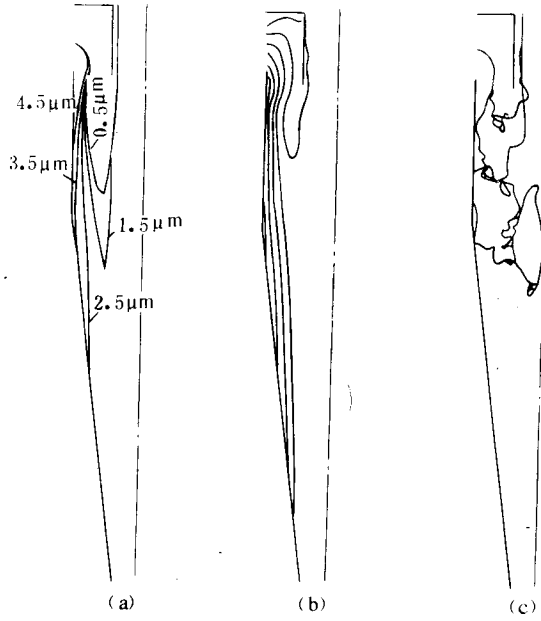


图 2-15 颗粒的运动轨迹
(a) 不同粒径；(b) 不同位置；
(c) $1 \mu\text{m}$ 细粒

地有时象颗粒 2，有时又象颗粒 3 的轨迹，就较为复杂，不好判定了。这些均说明在实际旋风分离器内，不可能截然地分出一种临界粒径，大于它的全可捕集，小于它的全被带出，所以给分离理论的建立带来了很大困难。

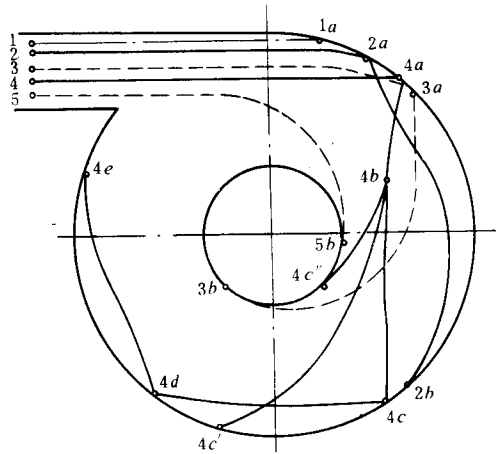


图 2-16 入口截面上颗粒运动的状态

2.3.3 旋风分离机理

由于旋风分离器内颗粒运动的复杂性与随机性，迄

今尚无准确可靠能反映各种影响因素的分离理论, 各国学者采用不同的简化假设, 提出了不同的假说, 主要有三类。

(1) 转圈假说

1932年 Rosin 等人^[11]认为颗粒进入旋风分离器内后, 就一面向下作螺旋运动, 一面在离心效应下向器壁浮游。设颗粒在器内共转 N 圈, 需时 t_N , 则可定义: 凡位于排气管外径 r_e 处的颗粒若能在时间 t_N 内恰好浮游到器壁, 就认为它的捕集效率为 100%, 此颗粒的粒径称为临界粒径 d_{100} , 可用下式表达:

$$d_{100} = \sqrt{\frac{9\mu b}{2\pi N \rho_p v_i} \left(1 + \frac{r_e}{r_o}\right)} \quad (2-8)$$

Lapple 等^[12]认为 d_{100} 不易测准, 应着重考虑位于平均半径 $\left(\frac{r_o + r_e}{2}\right)$ 处的颗粒, 它的效率就是 50%, 定义此颗粒的粒径为切割粒径 d_{c50} , 可用下式表达:

$$d_{c50} = \sqrt{\frac{9\mu b}{2\pi N \rho_p v_i}} \quad (2-9)$$

式中 b ——旋风分离器入口宽度, m;
 r_o, r_e ——旋风分离器半径及排气管半径, m;
 v_i ——旋风分离器入口风速, m/s;
 N ——颗粒所转圈数, Rosin 等认为 $N = 4$, Lapple 则取 $N = 5$ 。

由于此假设中没有考虑向心径向风速对颗粒的曳带作用, 而且 N 值也不易确定, 故现在已很少应用。

(2) 平衡轨道假说

1956年 Barth 指出^[13]: 每个颗粒都会受到向外离心力 F_c 及向内气流曳力 F_D 的作用, 当此两力平衡时, 此颗粒就没有径向位移, 而只是在一定的半径的圆形轨道上作回转, 此半径即为该颗粒的平衡轨道半径 r_b 。若此平衡轨道位于外侧下行流中, 此颗粒肯定可以被 100% 地捕集; 但若位于内侧上行流中, 则其捕集效率就不好确定。现定义位于内外旋流交界处, 即 $r_b = r_i$ 时, 此颗粒的捕集效率为 50%, 其粒径便称为切割粒径 d_{c50} 。设颗粒较细, 服从 Stokes 阻力定律, 便可推出下式:

$$d_{c50} = \frac{1}{\omega} \sqrt{\frac{9\mu F_i}{\pi \rho_p v_i H_s}} \quad (2-10)$$

式中 F_i ——旋风分离器入口面积, m^2 ;
 H_s ——排气管下端到排尘口的距离, m;
 $\omega = v_{tm}/v_i$;
 v_{tm} ——在 r_i 处的最大切向风速, m/s。

上式计算中最大困难是确定 ω 值, 它随旋风分离器的结构型式与尺寸关系而变化, 不同的学者提出了不同的计算公式, 详见有关文献资料^[2, 14, 15]。从切割粒径的大

小, 便可判断该分离器的效率高低。切割粒径越小, 表示该条件下的分离效率越高。

(3) 横混假说

1972年 Licht 与 Leith 等人^[16]认为在分离器空间内的颗粒已很细小, 湍流扩散的影响是很强烈的, 可以假设在分离器的任一横截面上, 任意瞬时的颗粒浓度分布是均匀的, 但在近壁处的边界层内是层流运动, 只要颗粒在离心效应下克服气流阻力而到达此边界层内, 就可以被捕集下来。据此推出了粒级效率的公式:

$$\eta_i = 1 - \exp \left[-2 (K\psi)^{\frac{1}{2n+2}} \right] \quad (2-11)$$

式中 $K = 10.2 K_A K_V$;

$$K_A = \frac{\pi D^2}{4 F_i};$$

$$K_V = \frac{V_1 + 0.5 V_2}{D^3};$$

V_1 ——在分离器入口高度一半以下的环形空间的体积, m^3 ;

V_2 ——分离器排气管下口以下的分离空间体积减去内旋流的体积, m^3 ;

D ——旋风分离器直径, m;

$$\psi = (1+n) St;$$

$$St \text{ ——斯托克斯数, } St = \frac{\rho_p d_p^2 V_i}{18\mu D};$$

n ——旋流指数, 由实验定, 常为 0.5~0.7。

由上式可见, 包含主要操作参数 μ, v_i, ρ_p 等的 St 数十分重要, 此值越大, 效率越高。另外, 分离器几何尺寸的影响都集中反映在 K_A, K_V 两个无量纲参数内, 前者反映入口尺寸的影响, 后者反映高径比及排气管尺寸的影响, 由此便可分析判断分离器主要几何尺寸对其效率的影响程度。对于几何相似的分离器, 由于 K_A, K_V 值都相同, 所以只要 St 数一样, 便有相同的分离效率。

一般而言, 较细的颗粒采用横混假说较为合理, 而较粗的颗粒则似乎更接近于平衡轨道假说。八十年代以来, 开始了旋风分离器内颗粒浓度分布的研究, 发现在器内整个空间内的颗粒浓度分布是很复杂的, 吴小林等人实测得的浓度分布曲线如图 2-17 所示^[17]。在顶板附近及排尘口附近有很高的浓度, 内旋流区的浓度分布近似于横混假设, 外旋流区则沿径向有较大变化, 所以应分成几个区域作不同的处理。1982年 Dietz^[18]首先将旋风分离器内分成环形空间、外旋流区及内旋流区, 每个区内仍采用横混假设, 区与区间有颗粒质量交换, 列出各区的颗粒质量守恒方程, 便可推导得新的粒级效率计算公式。1984年 Mothes 又在排尘口附近多划分出一个灰斗返混区, 引入区间的颗粒扩散及灰斗返混量, 又推导出了另一套粒级效率计算公式^[19]。目前这些方法虽仍较粗糙, 但随着旋风分离器内气固两相流研究的不断深入, 将会日趋完善。