

研究简报

旋流板除尘器

朱以勤 杜有根 谭天恩

(浙江大学化工系)

提 要

本文提出了一种新型干式除尘装置——旋流板除尘器,其特点是除尘效率较高而压降低。经对直径300mm的除尘器作试验测定,用于除去200目以上的尘灰,效率达99%以上,压降不超过10mm H₂O。同时,由于这种除尘器结构合理,用于流化床可不必在返料腿上设置密封装置。现已投入试用的除尘器最大直径为1400mm。

本文还推导了除尘器临界粒径和结构参数之间的关系式,介绍了分级效率计算式。

一、概 述

旋流板除尘器是在旋流板除雾器^[1,2]的基础上发展起来的一种新型干式除尘装置。清华大学曾在直径300mm的流化床中进行过试验^[3]。其工作原理与旋风分离器类似,但压降

要低得多,一般不超过10mmH₂O。图1是已在工业上试用的一种结构型式。

目前生产试用的除尘器最大直径为1400mm,用于6.5吨锅炉烟气的除尘,每日收下煤尘约1吨,其堆积重度为610kg/m³,筛分数据如表1所示。

杭州酒厂用于分离米糠尘,负压操作(真空度0.6atm),效果也是好的。

本文的实验工作如下:

1. 测定适宜风速范围;
2. 测定分级除尘效率;

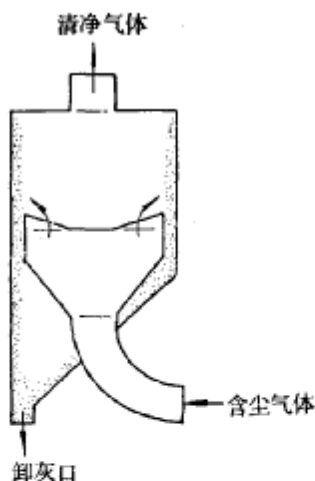


图1 除尘器型式之一

表1 $\phi 1400$ 除尘器收下煤尘的筛分数据

筛 目	+65	65/100	100/150	150/200	-200
重量百分数, %	34.4	27.0	20.9	8.96	8.82

1981年3月10日收到。1981年10月29日收到修改稿。

3. 试验返料腿的自密封性能。

二、实 验 装 置

如图2所示, 除尘旋流板安装在直径300mm流化床上部, 其开孔率 $\varphi=16.0\%$ (另又制作了一块开孔率 $\varphi=13.1\%$ 的板作对比试验)。气体流量用孔板测量。

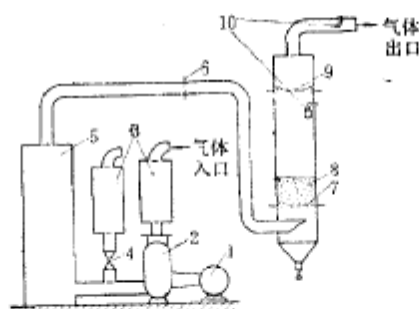


图2 试验装置示意图

1—电动机; 2—罗茨鼓风机; 3—消声器; 4—气体旁路阀; 5—缓冲罐; 6—孔板;
7—分布板; 8—流化床; 9—旋流板; 10—取样口

试验粉料为聚氯乙烯树脂、氧化铝和氧化铁。除尘效率用抽样称重法测定: 在除尘器进出口分别取得气体样品, 进口含尘量用小型旋风分离器收集, 出口含尘量用过滤器收集。收集后的粉尘用分析天平称重。为了保证样品的准确性, 采用等速取样法。

三、试 验 结 果

1. 适宜气速

以40/200目的聚氯乙烯树脂为试料, 在不同气速下, 分别测得旋流板前后 (进、出口) 气流的含尘量, 并由此算出总除尘效率。数据见表2。

表2 不同气速下的余尘含量、总效率和压降

序 号	空 速 m/s	含尘量, g/m ³		总 效 率 %	压 降 mmH ₂ O
		进 口	出 口		
1	0.453	25.04	0.090	99.6	1
2	0.720	237	0.0133	99.9	2
3	0.892	523	0.0287	99.9	2.5
4	1.07	684	0.120	99.9	3.5
5	1.35	881	0.200	99.9	6
6	1.50	282	0.630	99.8	7
7	1.79	117	1.815	98.5	9

由表可知, 在较宽的气速范围内, 除尘效率均保持在99%以上, 而压降相当低。若气速过高, 会使已沉降到器壁上的尘粒在沿壁下滑中重新被气流卷走, 造成二次夹带, 除尘效率因而下降, 故气速受到一定限制。

当换上开孔率 $\varphi=13.1\%$ 的旋流板后, 试验表明除尘效率未见提高而压降却有所上升, 如表3所示, 故开孔率不宜低于16%。

表3 开孔率13.1%时的除尘效率和压降

序 号	风速, m/s	总效率, %	压降, mmH ₂ O
1	0.766	99.7	2.5
2	1.0	99.9	6
3	1.51	97.7	9

2. 分级除尘效率

将氧化铝粉料过筛, 得到60/100、100/150、150/200三种筛分, 然后分别作前述试验, 结果列入表4。可以看出, 测得的分级效率均在99%以上。对于更细的粒子, 我们将电除尘器收下的氧化铁粉尘进行筛分, 取其中通过200目的作了测定, 表明在适当风速下仍能获得较好的除尘效果, 如表5所示。故若在电除尘器前以旋流板除尘器初步净化, 可望大大减轻电除尘的负荷, 提高其效率。

表4 不同筛分下的分级除尘效率 (氧化铝)

筛 目	风 速, m/s	含尘量, g/m ³		分级效率, %
		进 口	出 口	
60/100	0.50	2.45	0.010	99.6
	0.91	171.7	0.120	99.9
	1.30	199.1	0.227	99.9
100/150	0.50	29.9	0.0667	99.8
	0.91	715.3	0.453	99.8
	1.30	739.3	0.293	99.9
150/200	0.50	430	0.260	99.9
	0.91	448	0.133	99.9

表5 -200目筛分氧化铁的除尘效率

风速, m/s	含尘量, g/m ³		效率*, %
	进 口	出 口	
0.40	676.7	0.67	>99.9
0.50	1203	0.36	>99.9

* 有一部分很细的粉尘无法除下, 除尘效率是待这部分粉尘吹出后测定的。经称重, 吹出量占总量的2.3%。

表6 第二级除下粉尘的筛分结果

筛 目	重量, g	%
+200	0.0282	0.03
-200	86.44	>99.9

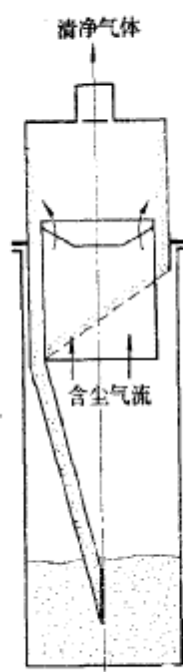


图 3 有返料腿的除尘器

为了进一步考察除尘器的效率,我们还串联二只旋流板除尘器,实现二级除尘,经过一定时间的运转,对第二级所除下的粉尘进行筛分,结果见表6。证实了经过一级除尘后确能将+200目的粉尘几乎除尽,且对-200目的粉尘也具有一定的除尘效果。

3. 返料腿自密封问题

图3所示为带料腿的除尘器,除下的尘粒沿器壁落下,经料腿返回床层下部。试验分别考察了料腿卸料口设在床层稀相和浓相的操作情况,结果见表7。可以看出,旋流板除尘器的料腿能自密封,气体不会从料腿短路。这是因为第一,旋流板本身压降只有几毫米水柱,加上旋转气流的作用还会使器壁附近压力增大,因此,料腿上下两端的负压差较小;第二,即使在未建立料封前有少量气体走料腿,夹带的粉尘仍然可以在分离段因旋转气流的作用而被除下,不会象旋风分离器那样直通排气管而逸出。

此外,试验还表明应用返料腿卸料略优于器壁卸料,有助于减少尘粒的夹带量,见表8。

表 7 除尘器返料腿自密封情况

物 料	料腿卸料口位置	静止床高, mm	空速, m/s	自密封情况
氧化铝	稀相 (距分布板355mm)	165	0—1.04	好
同上	浓相 (距分布板140mm)	192	0—1.04	好

表 8 返料腿对除尘效果的影响

卸料情况	氧化铁筛目	空速, m/s	含尘量, g/m ³		除尘效率 %
			进 口	出 口	
器壁卸料	150/200	1.04	1446.2	0.640	>99.9
料腿置稀相	150/200	1.04	718.6	0.267	>99.9

四、临界粒径与除尘器结构参数的关系

如图4所示,气流穿过旋流板叶片后螺旋上升,由顶管排出。根据旋流板上速度场的初步测定,得知气流运动甚为复杂^[4-6]。为简化推导,作如下假定:

1. 叶片为径向,且厚度可以忽略;
2. 直径 D_m 至 D 的环形通道为有效分离空间,在整个空间气流圆周速度 u_θ 为常数;
3. 粒子为球形,其运动速度(径向速度除外)与气流相同;沉降过程服从斯托克斯定律。

4. 凡沉降到器壁上的粒子都能从气流中除去。

尘粒在分离空间的最大沉降距离为 $\frac{1}{2}(D - D_m)$, 所需沉降时间为 t_s , 气流在分离空间的存留时间为 t_R , 则当 $t_s = t_R$ 时得到临界粒径 d_c 。

有效分离空间体积为:

$$V = \frac{\pi}{4} (D^2 - D_m^2) \times H \quad (1)$$

气流在其间的平均存留时间为:

$$t_R = \frac{\frac{\pi}{4} (D^2 - D_m^2) H}{\frac{\pi}{4} D^2 u} = \frac{(D^2 - D_m^2) H}{D^2 u} \quad (2)$$

为求沉降时间 t_s , 可对半径 r 处的粒子作阻力与离心力的平衡:

$$3\pi\mu d \frac{dr}{dt} = \frac{\pi}{6} d^3 \rho_s \frac{u_t^2}{r} \quad (3)$$

式中圆周速度 u_t 由图 4 得:

$$u_t = u_0 \cos \alpha \quad (4)$$

代入式 (3) 得离心沉降速度:

$$\frac{dr}{dt} = \frac{\rho_s d^2}{18\mu} \frac{u_t^2}{r} = \frac{\rho_s d^2 u_0^2 \cos^2 \alpha}{18\mu r} \quad (5)$$

取积分限 $r = \frac{1}{2} D_m$ 到 $r = \frac{1}{2} D$, 对式 (5) 积分:

$$\int_0^{t_s} dt = \int_{D_m/2}^{D/2} \frac{18\mu}{\rho_s d^2 u_0^2 \cos^2 \alpha} r dr$$

$$t_s = \frac{9\mu}{4\rho_s d^2 u_0^2 \cos^2 \alpha} (D^2 - D_m^2) \quad (6)$$

由式 (2) 和式 (6), 使 $t_s = t_R$, 则 $d = d_c$, 得:

$$\frac{9\mu}{4\rho_s d_c^2 u_0^2 \cos^2 \alpha} (D^2 - D_m^2) = \frac{(D^2 - D_m^2) H}{D^2 u}$$

$$d_c = \frac{3}{2} \frac{D}{\sqrt{H}} \frac{1}{u_0 \cos \alpha} \sqrt{\frac{\mu u}{\rho_s}} \quad (7)$$

式中 u_0 和 u 有如下关系:

$$u_0 = \frac{\frac{\pi}{4} D^2 u}{\frac{\pi}{4} (D^2 - D_m^2) \sin \alpha} \quad (8)$$

式 (8) 代入式 (7) 得:

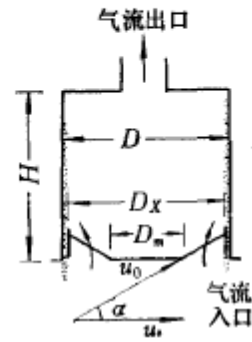


图 4 除尘器结构

$$d_c = \frac{3}{2} \frac{D_s^2 - D_m^2}{D\sqrt{H}} \operatorname{tg} \alpha \sqrt{\frac{\mu}{\rho_s u}} \quad (9)$$

式(9)是对径向叶片导得的临界粒径和除尘器结构参数的关系式,对一般用的外向叶片,粒子还具有径向惯性分速度,应对沉降有利。

对直径小于 d_c 的尘粒,可推得其分级效率 $\eta_d^{(7)}$ 为:

$$\eta_d = \frac{d^2}{d_c^2} \quad (10)$$

应该指出,由于假定与实际情况有出入,式(9)和式(10)的计算结果只能作为考查除尘器性能的参考。尽管如此,利用式(9)仍可从分析进一步提高除尘效率的方法,例如采用多层结构缩短沉降距离或者使若干个小除尘器并联等,都可有助于提高除尘效率。

[例] 已知旋流板除尘器直径 $D=1000\text{mm}$,盲板直径 $D_m=400\text{mm}$,旋流板叶片外径 $D_s=900\text{mm}$,叶片仰角 $\alpha=20^\circ$,分离空间高 $H=1500\text{mm}$,气体空速 $u=1.5\text{m/s}$,粘度 $\mu=1.96 \times 10^{-5}\text{Ns/m}^2$,求临界粒径 d_c 。设粒子密度 $\rho_s=2500\text{kg/m}^3$ 。

解:代入式(9)计算

$$d_c = \frac{3}{2} \frac{0.9^2 - 0.4^2}{1.0\sqrt{1.5}} (\operatorname{tg} 20^\circ) \sqrt{\frac{1.96 \times 10^{-5}}{2500 \times 1.5}} = 20.9 \times 10^{-6}\text{m}$$

五、结 论

1. 旋流板除尘器有较高的除尘效率和低的压降,适宜作一般除尘用;
2. 若用于流化床顶收尘,则可不必在料腿上设置任何密封装置,从而简化料腿结构。

符 号 说 明

D ——除尘器直径, m	u ——气流空速, m/s
d ——颗粒直径, m	u_c ——气流穿孔速度, m/s
d_c ——临界粒径, m	u_t ——粒子圆周速度, m/s
D_m ——盲板直径, m	V ——有效分离空间体积, m^3
D_s ——旋流板叶片外径, m	α ——叶片仰角, 度
H ——除尘器分离空间高度, m	η_d ——分级除尘效率
r ——分离空间任意半径, m	μ ——气体粘度, Ns/m^2
t_R ——粒子在分离段中的存留时间, s	ρ_s ——粒子密度, kg/m^3
t_s ——粒子所需的沉降时间, s	

参 考 文 献

- [1] 浙江大学化工原理组, 化学工程, (4—5), 79 (1972).
- [2] 浙江大学化工原理组, 化肥工业, 旋流板技术专辑 (1978).
- [3] 清华大学化学工程教研室, 化学工程, (6), 79 (1976).
- [4] 浙江大学化工原理组, 化学工程, (2), 13 (1975).
- [5] 大气污染研究全国协议会, “大气污染ハンドブック”, (1976).
- [6] Ciliberti, D. F. & Lancaster, B. W. *Chem. Eng. Sci.*, 31, 499 (1976).
- [7] 陈鸿飞, 化学工程, (2), 90 (1979).

NOTE

Gas-Rotation-Plate Dust Separator

Zhu Yiqin, Du Yougen and Tan Tianen

Chemical Engineering Department, Zhejiang University

(Abstract)

In order to apply the gas-rotation-plate (GRP) droplet separator to dust separation, the following experiments were carried out: a GRP separator was installed near the top of a 300 fluidized bed, the dust used was PVCR and Al_2O_3 powders and Fe_2O_3 dust collected from an electric precipitator. The efficiency of dust separation was higher than 99% for the dust through 200 mesh, while the pressure drop was lower than 10 mm H_2O , at air velocities ranging from 0.4 to 1.7m/s. It was also good for the separation of Fe_2O_3 dust through 200 mesh. Sealing device was unnecessary for the dipleg for dust returning to the lean phase or dense phase of the bed, owing to the low pressure drop and structural characteristics of the separator.

The GRP separator has been used for the flue gas from the furnace of a 6.5-ton boiler. About 1 ton of coal dust was recovered per day.

The relationship between the critical particle diameter and the structure parameters was derived under some assumptions.