

文章编号: 0529-6579(2000)01-0018-05

烟气粉尘旋流分离性能的计算及其环保应用^{*}

郭金基¹, 陈海¹, 张应元¹, 黎明², 林志军²

(1. 中山大学应用力学与工程系, 广州 510275; 2. 广州华昌科技开发公司)

摘 要: 阐述旋流除尘塔的作用机理. 通过实验, 求得塔内准自由涡区的速度分布. 计算烟气旋转的圈数和分离粒子的最小直径及其处理的烟气体积; 讨论了影响分离性能的主要因素. 最后给出立窑除尘及脱硫(硫化物或 SO_2) 在环境治理工程的应用实例.

关键词: 烟气粉尘; 旋流除尘塔; 性能; 旋转圈数; 粒径

中图分类号: TB12 **文献标识码:** A

烟气粉尘及含 SO_2 的排放造成对大气的严重污染. 现有除尘及脱硫技术存在种种不足与弊端, 为此我们采用动态喷雾治理新技术; 在旋流除尘塔设置若干层动态旋动雾化网, 将脱硫剂经过雾化形成旋动流体与烟气旋动流体紊流混合, 捕集粉尘与含硫化物. 本文研究除尘塔的旋流分离性能, 计算相关的物理量.

1 旋流除尘塔的原理及流场测试

旋流除尘塔是一种气-固分离装置(图 1). 它与扩展式旋风分离器^[1] 结构不同. 它的主体由圆筒体、内圆管、在筒体内侧及圆管外侧上方设置可形成水膜的环形水箱和圆筒下端连接的圆锥形受尘斗组成. 烟气以速度 u_i , 与水平方向夹角为 α 双向切线方向进入, 筒体特定位置设置若干层旋流雾化网.

其工作原理是: 当含固体颗粒及 SO_2 的

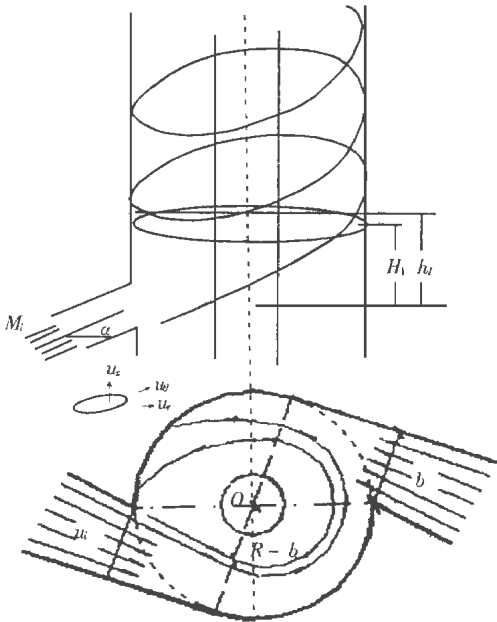


图 1 旋流除尘塔的流线示意图

Fig.1 The signal figure of the streamline of the whirl fluid lay-dust column

^{*} 基金项目: 广东省自然科学基金资助项目(980343)

收稿日期: 1999-04-14 作者简介: 郭金基(1938 ~), 男, 教授.

气-固多相流体经矩形管进入圆筒体后, 固体颗粒随同气流一起旋转, 作螺旋向上运动. 由于固体颗粒的密度远远大于气流微团的密度, 旋动流体螺旋运动过程产生的离心力不断将固体颗粒抛到壁上. 旋流继续上升, 进入含脱硫剂 ($Ca(OH)_2$, $Mg(OH)_2$ 或 $NaOH$) 的旋流雾化网, 2 股旋动流体紊流混合, 含硫部分的烟气与脱硫剂起化学反应析出微粒团, 由旋转离心力不断将微粒团推向壁上; 同时又由于 2 股流体的紊流混合加速了化学反应的过程. 推向壁面的固体微粒由内壁水膜捕集后, 流入圆锥形的受尘斗, 经过沉淀池浆渣分离再回收使用.

上述的工作过程是一种复杂的三维、湍流及多相流体的运动, 理论与实验研究都十分困难. 本文先从流场测试入手, 寻找气流运动的规律, 为分离性能的计算打下基础.

选取圆柱坐标 (γ, θ, z) 组成右手坐标系, 切向 θ 及 z 向速度分别计为 u_θ, u_z . 在直径为 2.2 m 的圆筒体, 内圆管直径为 60 cm 的旋流除尘塔, 与气流入口截面中心距离为 h_1 的位置上设置测量点, 实测 u_θ, u_z 的速度列于表 1.

表 1 $h_1=3.10\text{ m}$ 截面上速度 u_θ, u_z 的实测值

Tab. 1 Values of the velocity u_θ and u_z at the section of $h_1 = 3.10\text{ m}$

r/cm	42	54	65	68	71	75	81	97	102
$u_\theta/(m \cdot s^{-1})$	0	2.92	3.86	4.50	4.62	4.84	4.56	4.00	3.42
$u_z/(m \cdot s^{-1})$	0	0	1.97	1.26	2.19	2.19	2.53	0	0

从测试结果看出: ① 烟气切向进入圆筒体内, 由于壁面的摩擦及气流粘性的影响, 切向速度以内圆管的圆心为中心, 按半径 r 的负幂次律变化, 即:

$$u_\theta = c/r^n \tag{1}$$

式中, c, n 为由实验测定的常数, 这个区域又称为准自由涡区^[1]. 这一结果与文[1]测试的结果十分相似; ② 由于内圆管的影响加上气流作上旋运动, u_θ 在内圆管内壁附近速度为 0, 不出现文[1]得到的强制涡区; ③ u_z 分布在环形带域内.

分别选取 $h=1.8, 4.1, 6.9\text{ m}$ 不同的截面、不同的方位设置测点, 测试得到的 u_θ, u_z 值有显著的差异, 但沿着旋动流体流动方向的截面速度分布仍有上述的变化规律. 在若干特定剖面增加旋流雾化网, 2 股旋动流体作紊流混合, 但由于旋流雾化流体流量较小, 不足以改变上旋的烟气流体的方向; 并由于烟气是双向切向进入且上旋, 在除尘塔出口处仍保持 2 股旋流的烟气排入大气中.

2 旋流分离性能的计算

旋流除尘塔性能的计算必须研究气-固多相流中气流携带的固体颗粒的运动规律. 由于微细粒子相对气流速度 (u) 很小, 且粒子直径 $\ll 1\text{ mm}$, 此时相对运动的 Re_t 可以小于 1, 在此条件下, 微细粒子遇到的阻力适应于 *Stokes* 阻力定律范围, 文[1]导出分离粒子的直径

$$d_s = \frac{1}{kR^n} \sqrt{\frac{9\mu_g}{2\pi R^{2n+1}N} \frac{[R^{2(n+1)} - (R-b)^{2(n+1)}]}{(n+1)(r_s-r_a)u_i}} \tag{2}$$

式中, R 为旋流除尘塔的半径; r_s 为粉尘的密度; r_a 为烟气的密度; μ 为烟气动力的粘性

系数; b 为烟气入口矩形的长度; u_i 为烟气入口的速度; g 为重力加速度; k 为常数选取 $0.8 \sim 1.2$; N 为粒子旋动到壁面所需的圈数.

欲计算每个粒子旋动到壁面所需的圈数是困难的, 现改为计算烟气从入口作螺旋上升运动到旋流除尘塔顶的圈数, 反推算分离的粒径 d_s . 依据选取的圆柱坐标, 烟气入口的速度 u_i 沿 z , θ 方向分解的速度 (图 2) 为 $u_z = u_i \sin \alpha$, $u_\theta = \cos \alpha \sin \beta$. 式中, β 为 u_i 在水平面的投影与 r 方向夹角, 烟气作螺旋运动, 旋转一圈周期为

$$T = \frac{2\pi}{\omega} = \frac{2\pi R}{u_\theta} = \frac{2\pi R}{u_i \cos \alpha \sin \beta} \quad (3)$$

设烟气以 u_z 作匀速上升运动, 到达除尘塔顶所需的时间为 t_0 , 并设除尘塔的高为 H , 则 $H = u_z t_0$; 另一方面烟气作螺旋运动, 设经过 N 圈到达塔顶, 因而有 $t_0 = NT$. 以上 2 式消去 t_0 , 并将 (3) 式代入得

$$N = H \sin \beta / (2\pi R \tan \alpha) \quad (4)$$

由 (2) 式可看出 d_s 与 $\sqrt{N}$ 成反比, 若取 N 的最大值可推算出分离粒径 d_s 的最小值.

反映旋流分离性能的另一指标是处理的空气量. 由于旋流塔内是三维流场, 速度分布十分复杂, 要精确计算每一断面的流量较困难, 现仍按文 [1] 的近似计算公式并加以修正, 修正式为

$$Q_0 = \sqrt{\frac{1}{(1 + \xi_1 + \xi_2 + \xi_3)} \left[\frac{2(p_i + p_0)}{\rho_a} + u_i^2 \right] \frac{\pi d_0^2}{4} + Q_s} \quad (5)$$

式中, Q_0 , p_0 分别为旋流除尘塔顶的流量、压力; ρ_a 为烟气 (雾) 密度; ξ_1 为烟气入口局部阻力损失系数; ξ_2 为烟气旋动阻力损失系数; ξ_3 为若干层旋流雾化网产生的阻力系数; Q_s 为旋流雾化网带来的抽吸流量. ξ_i 由实验确定; Q_s 为旋流雾化网的流量及抽吸引起附加的流量, 另列流体力学方程计算.

3 应用实例及讨论

建材、化工、热力发电的工业炉窑、沸腾炉、煅烧炉及中小锅炉脱硫除尘装置大多数将 2 条或 3 条烟囱以一定角度切向接入旋流除尘塔, 其中以立窑收尘塔^[2] 应用居多.

例 1 立窑旋流收尘塔 (图 3) 中, 烟气的流量 $Q = 45\,000 \sim 50\,000 \text{ m}^3/\text{h}$, 颗粒密度 $r_s = 2.7 \times 10^3 \text{ kg/m}^3$, 烟气的动力粘性系数 $\mu = 1.86 \times 10^{-6} \text{ kg} \cdot \text{s} / \text{m}^2$, 空气密度 $r_a = 1.203 \times 10^3 \text{ kg/m}^3$, 旋流除尘塔半径 $R = 1.1 \text{ m}$, 入口矩形截面 $a = 1.2 \text{ m}$, $b = 0.78 \text{ m}$, 塔高 $H = 12 \text{ m}$, 烟气入口与水平夹角 $\alpha = 30^\circ$, 今欲计算烟气在塔内旋转圈数 N 及分离最小的颗粒 d_s .

已知 $\alpha = 30^\circ$, $R = 1.1 \text{ m}$, u_i 在水平投影与 r 方向夹角 β 选取 45° , 代入 (4) 式得 $N = 2.13$ (圈). 烟气入口矩形面积 $F = a \times b$, 流量为 Q , $u_i = Q/F = 6.68 \sim 7.42 \text{ (m/s)}$, 选取平均速度 $\bar{u}_i = 7 \text{ m/s}$.

参考文献 [1], 选取 $n = 0.575$, $k = 0.95$, $R - b = 0.32 \text{ m}$, 将已知 r_s , μ , r_a , $\bar{u}_i$ 及 N 一并代入 (2) 式内, 得 $d_s = 21.07 \text{ }\mu\text{m}$.

d_s 为分离的最小颗粒直径, 文 [2] 所采用的收尘塔 $\alpha = 30^\circ$, 将粉尘含量从 $5\,914 \text{ mg/m}^3$ 降至 144 mg/m^3 , 收尘效率为 97.5% , 但水泥厂粉尘颗粒直径不足 $20 \text{ }\mu\text{m}$ 占 50% 以上, 从以

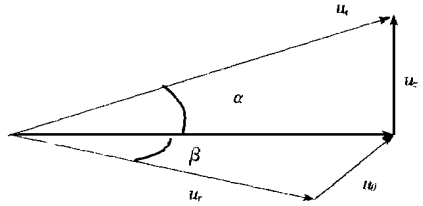


图 2 u_i 速度分解图

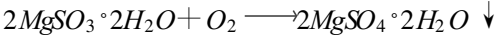
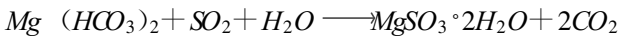
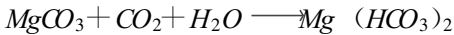
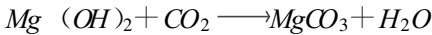
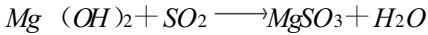
Fig. 2 The velocities analysis figure of u_i

上分析看出文[2] 结果令人难以置信; 从英德市几间水泥厂的测试结果也证实这点。

依据上述计算, 实测数据和工业炉窑实用状况及存在的问题讨论如下。

(1) 烟气粉尘(含硫化物) 螺旋向上运动及加入若干层雾化网, 属三维、紊流多相流动, 精确的数学模型另行建立。本文研究烟气主体流动简化为一维流动, 导出烟气螺旋运动至收尘塔顶的圈数 N 与速度 u_i , 入口角度 α 的关系(4) 式, 从塔顶烟气出口的关系大致能反映烟气实际运动的情况。入口角度 α 对旋转圈数 N 和最小分离粒径 d_s 影响较大, 当 α 选取 $10^\circ, 5^\circ$ 时, 仿照上例的计算旋转圈数 N 分别为 6.9 和 14 圈; 最小分离粒径 d_s 分别为 11.6 和 $8.2 \mu m$, 因而减少速度 u_i , 入口角度 α 对提高收尘效果是有利的。

(2) 将脱硫剂雾化喷入收尘塔内, 脱硫剂与烟气中 SO_2 产生化学反应。现以 MgO 的饱和溶液 $Mg(OH)_2$ 为脱硫剂, 设想与烟气(含 SO_2, CO_2) 反应过程如下



生成亚硫酸镁、硫酸镁固体物质。雾化流体喷入后改变了烟气粉尘的粘度和密度。旋流雾化流体与螺旋上升的烟气紊流混合, 充分进行动量交换, 比传统的将脱硫剂喷入大体积雾化室^[3] 更能加速其化学反应过程, 脱硫效果更为显著。

(3) 旋流雾化流体是一股带动量流体。当它的旋转方向(喷头向上倾斜一角度) 与烟气上旋方向一致时, 可将烟气粉尘或 SO_2 吸入湿化, 但加速烟气上旋速度, 并将固体颗粒推向壁面, 从烟气中分离。当雾化流体旋动方向(喷头向下倾斜一角度) 与烟气上旋方向相反时, 雾化流体将烟气粉尘或 SO_2 吸入充分湿化, 并放慢烟气上旋的速度, 有利于将固体颗粒推向壁面, 提高脱硫及收尘效果。

(4) 当烟气速度 u_i , 入口角度 α 减少, 烟气旋动阻力系数 ξ_2 增大和设置旋动雾化网使旋动阻力 ξ_3 增大时, 从(5) 式可看出, 烟气流量 Q_0 将减少, 会影响烟气的流通。为此本文在收尘塔上端设计了气体引射装置^[4] 使塔内获得一定的真空度抽吸烟气, 提高烟气的排放能力, 效果显著。

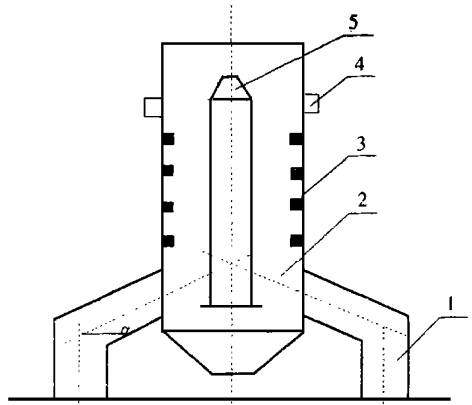


图3 立窑旋流收尘塔结构示意图

Fig.3 The structure signal figure of the whirl fluid lay - dust column in hte blast furnace

1 烟囱;2 收尘塔;3 雾化喷头;

4 水箱;5 气体喷管

本文首次分析旋流除尘塔的作用机理, 实测准自由涡区的速度分布, 计算旋转烟气的圈数和分离粒子的最小直径; 提出减小烟气入口速度与水平方向的夹角 α 和设置若干层旋流雾化网及设计气体引射器, 对脱硫及除尘效果显著. 拟在此基础上申请国家专利, 以期对环境治理工程具有广阔的应用前景.

参考文献:

- [1] 郭金基. 扩展式旋风分离器的性能计算[J]. 中山大学学报(自然科学版), 1987, 26(3): 30 ~ 35.
- [2] 赵宗炼, 王丙旭. 立窑新型湿法除尘系统的应用[J]. 水泥, 1996(3): 21 ~ 22.
- [3] 沃克 K, 沃纳 C. 空气污染来源及控制[M]. 蔡东颜等译. 北京: 中国环境科学出版社, 1989. 433 ~ 434.
- [4] 郭金基, 陈海, 黎明, 等. 烟气粉尘治理的气体引射装置的设计计算[J]. 机械开发, 1998(4): 37 ~ 39.

The Separating Characteristic Computation of the Swirl Fluid Dust and Its Application in Environmental Treatment

GUO Jin-ji^{*}, CHEN Hai, ZHANG Ying-yuan, LI Ming, LIN Zhi-jun

Abstract: This paper presents the acting principles of the swirl fluid lay-dust column. The velocity distribution of the pseudo-free vorticity region is determined by experiment in the lay-dust column. The circle number of the swirl flue, the minimum diameter of the separating pellets and the treatment flue flow are calculated. The authors discuss main factors that influence the separating characteristics. Finally, applications of the lay-dust and taking off sulphite (or SO_2) in flue gas of the blast furnace concerning environmental treatment are given.

Keywords: flue dust; whirl fluid lay-dust column; characteristic; circle number; pellets diameter

^{*} Department of Applied Mechanics and Engineering, Zhongshan University, Guangzhou 510275, China