

内循环流化床烟气脱硫装置结构及流化性能

杨柳春, 杨文奇, 童志权(湘潭大学环境工程系, 湘潭 411105, E-mail: yangliuc@21.cn.com)

摘要:提出了开发一种新型内循环流化床烟气脱硫装置的设想,通过不同型式床顶、床底结构的试验,确定了实现这一构想的最佳流化床结构型式;研究了冷态条件下该装置内床料流化的状态及固含率轴向分布情况,初步考察了其流体力学性质.实验结果表明,气速在 2.5 ~ 5 m/s 时,装置能实现大量固体颗粒的内循环,床料在床内的运动呈“环-核”结构,床内固体颗粒物浓度高于传统等径流化床,可将其用于烟气脱硫工艺.

关键词:内循环流化床;烟气脱硫;固含率

中图分类号: X701.3 文献标识码: A 文章编号: 0250-3301(2003)05-05-0039

Structure and Fluidization of an Internally Circulating Fluidized Bed for FGD Process

Yang Liuchun, Yang Wenqi, Tong Zhiquan(Dept. of Environmental Engineering, Xiangtan University, Xiangtan 411105, China E-mail: yangliuc@21.cn.com)

Abstract: A new internally circulating fluidized bed for FGD process was developed, and different types of top and bottom structures were employed in the experiment to find out the best fluidized bed structure. Fluidizing status, the axial distribution of solid hold-up and the fluid mechanics under cold conditions were investigated. The results indicate that the unit can realize internally circulating of a large number of solid particles which presents an core-annulus structure when the velocity of fluidizing gas was at the range of 2.5 to 5 m/s, and that the solid density in the bed is higher than that in traditional equal diameter fluidized bed, which provide the equipment with potential for application in FGD process.

Keywords: internally circulating fluidized bed; FGD; solid hold-up

循环流化床烟气脱硫作为一种半干法脱硫工艺,因其占地少、投资及运行费用低,并且在钙硫比较低时可以达到较高的脱硫效率,能适用于锅炉烟气脱硫特别是中小型锅炉的烟气脱硫,故越来越受到行业人士的关注,并被认为是一项适合中国国情和具推广价值的先进技术^[1, 2].从众多的研究来看,循环流化床内处于流化的固体物料量越大,流化状态越好,则传热传质效果越佳.但目前绝大多数研究乃至工业化的烟气循环流化床反应器底部均采用类似文丘里结构进气,上部则为直筒型结构.在这种结构的流化床反应器中,被气流携带出床体的固体颗粒量很大,即参与床外循环的物料量很大.一方面在系统总物料量一定时,床内颗粒浓度相对较低;另一方面也大大增加了床后除尘装置的负荷.本研究拟开发一种颗粒主要在床内进行循环的内循环流化床烟气脱硫装置,以达到强化传热传质效果、提高脱硫效率和简化后

续除尘装置的目的.本文通过对几种流化床结构形式的实验比较,确定了达到研究目的的床结构,进而考察了装置的两相流体力学性质.

1 实验部分

1.1 物料

本实验中,所采用的床料有 3 种不同粒径的河沙以及取自某炼钢厂粉煤锅炉湿法除尘而得的粉煤灰.其基本物性如表 1 所示.

1.2 实验装置及方法

图 1 所示为内循环流化床冷态实验的流程.整个系统由引风系统、循环流化床(床体上、下部结构均可拆换)、气固分离收集系统及测量系统 4 大部分组成.其中流化床主体用有机玻璃管制成,以便观察床内流化状况.图 2 和图 3 分别为可供拆换的几种上、下部结构.

作者简介:杨柳春(1978 ~),男,硕士研究生,主要从事大气污染控制技术的研究.

收稿日期:2002-09-10;修订日期:2002-12-28

表 1 粒子的基本物性

Table 1 Basic properties of the particles

床料	粒径范围/目	平均粒径 d_p / mm	颗粒密度 ρ_p / $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	最小流化速度 u_{mf} / $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$	终端速度 u_t / $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
河沙 I	20 ~ 40	0.636	2600	0.32	5.46
河沙 II	40 ~ 60	0.355	2600	0.11	2.87
河沙 III	60 ~ 80	0.224	2600	0.04	1.81
粉煤灰	< 40	0.064	1920	0.004	0.33

流化床的主要参数为：①流化床反应器：内径 190 mm，提升管高 4000 mm。②上部挡板：有 3 层，2 块挡板间距为 20 mm，挡板层间距为 20 mm，挡板由对剖开的直径 35 mm 塑料管制成。③普通流化床筛板：有直径 2 mm 的小孔 1682 个，在圆形板上呈正方形分布，开孔率为 18.6%。④文丘里：喉径为 87 mm，扩大角为 60°。⑤喷流床：向上的锥角为 60°，在锥面垂直均匀布孔 722 个，每个孔的直径为 2 mm；中心为直径 87 mm 的进气口。⑥测量系统：在进气管上安装皮托管测量风量；床体上开设 15 个静压测孔，与分布板的距离分别为 (m)：0.03, 0.18, 0.33, 0.48, 0.63, 0.93, 1.23, 1.53, 1.83, 2.23, 2.63, 3.03, 3.28, 3.53, 3.78。另外还在塔体上布置了 4 个全压测点以测量各部分的压降情况(如图 1 所示)。

1.3 实验方法

首先分别测定几种床底结构的压降和不同床顶结构下的外循环量，并观察比较相应结构下床内的流化状况，筛选出适合于烟气脱硫的床结构形式。确定之后，实验主要考察其气固两相分布状况。流化气体为室温空气。实验时，床料经称量后一次性加入流化床。回流管上装有测量管以测量固体颗粒的外循环量。床体上的静压测点通过管线与 U 型压力计相连，读取床体静压时均值后可换算出轴向的压力梯度 $\Delta p / \Delta Z$ (ΔZ 为相邻两测压点的间距, m; Δp 为相邻两测压点的压降, Pa)。相应高度截面处的平均固含率 ξ 用以下公式计算：

$$- \Delta p / \Delta Z = [\rho_g (1 - \xi) + \rho_p \xi] g \approx \rho_p \xi g$$

式中： ρ_p 为颗粒密度； ξ 为固含率； g 为重力加速度。上式忽略了气固两相的加速效应及其与床壁的摩擦效应，故计算出的是表观固含率。

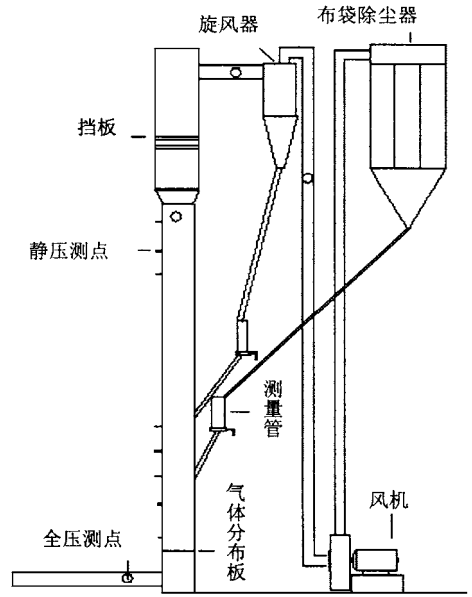


图 1 实验装置

Fig.1 Experimental set-up

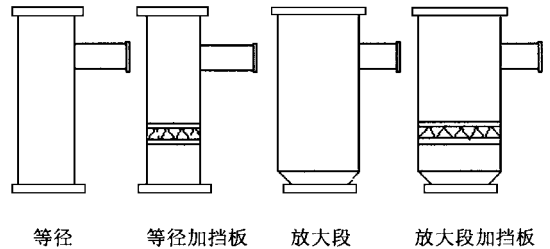


图 2 几种上部结构

Fig.2 Top structures

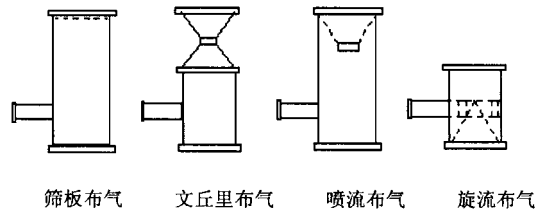


图 3 几种底部结构

Fig.3 Inlet structures

2 实验结果及讨论

2.1 不同床底结构流化效果比较

图 4 为不同床底部结构空床运行时，床体压降跟表观风速的关系。由图 4 可见，在所测定风速范围内文丘里布气结构所造成的压降最大，且随风速的增加急剧上升；而筛板和喷流结构的压降则相对较小，风速小于 5.0 m/s 时，压

降不超过 700 Pa. 加入一定量的床料后对流化现象进行仔细观察和比较发现: 旋流床内固体颗粒呈贴壁螺旋式运动, 并且固相主要集中在床体的下部, 易发生堆积, 分散不理想; 而实验采用的文丘里结构张角较大, 类似于喷动床, 运行起来床体的震动比较大, 并且除中心有一股喷射气流卷携起部分床料外, 床底环形区的固相呈移动床状态并未完全流化起来; 相比之下, 筛板布气流化床和喷流床在较宽风速范围内 (2.5 ~ 5 m/s) 能够维持较稳定的运行, 固体颗粒可实现充分流化.

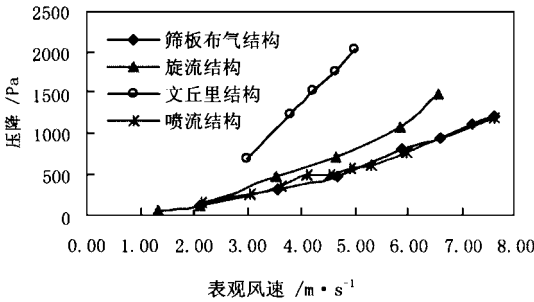


图 4 不同进气结构空床时床体压降比较
Fig. 4 Comparison of bed pressure drop in bed for various inlets

2.2 床顶部结构比较

将床底部结构固定为筛板布气, 然后更换床顶部结构, 比较了等径、等径加设挡板、放大段和放大段加设挡板等 4 种结构 (如图 2 所示) 对床流化特性的影响. 图 5 为各上部结构下外回流量 [由于布袋收尘很少 (风速 < 4.0 m/s 时, 外回流量几乎为 0), 这里主要指旋风器收下的

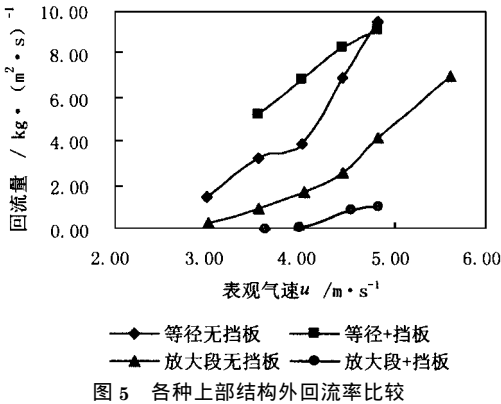


图 5 各种上部结构外回流量比较
Fig. 5 Comparison of circulating rates for different top structures

固体颗粒]随风速的变化情况. 由图 5 可见, 采用放大段加设挡板结构使得系统的外回流量大大减少, 床料基本上都在床内流化, 实现了内循环的构想. 从粒子运动状态来看, 床内两相流动呈现出典型的“环-核”结构, 即中心为快速向上的粒子流, 而边壁为回落的环状粒子流, 速度相对较慢 (见图 6); 旋风器回流的是少量较细的粉尘. 相比之下, 其它 3 种结构形式的外回流量要大得多, 并且随着风速的增大, 床外回流量剧增.

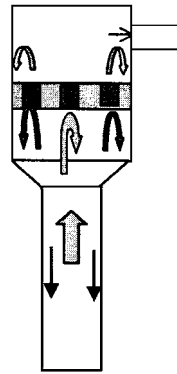


图 6 床内流动示意图
Fig. 6 Flow in the bed

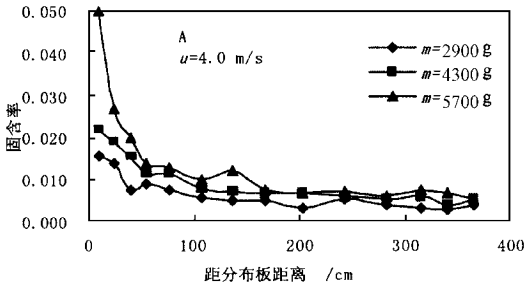
以上结果表明, 底部采用筛板或喷流布气, 上部设一放大段并安装特制挡板的流化床结构在压降不高 (实际挡板和放大段的总压降小于 200 Pa) 的情况下, 流化状态最好, 内循环最明显, 符合内循环流化床脱硫的基本设想. 国内外对循环流化床脱硫的研究已经开展了 20 几年, 但绝大多数研究乃至工业化的装置均

采用文丘里进气, 并且床体为等径圆筒结构 (无放大段), 它们的外循环量很大, 内循环量较小.

2.3 表观固含率的轴向分布

(1) 一般规律 颗粒的快速流态化现象是由于颗粒在大于自身重力的气体曳力作用下被向上裹挟作加速运动的结果. 随着风速由小逐渐增大, 床内物料依次经过固定床、鼓泡床、湍动床、快速流化及稀相输送等状态. 本实验条件下, 固体床料被气流携带入放大段后由于风速下降以及挡板的惯性碰撞及拦截作用而发生转向和回落, 沿提升管的边壁下沉直至床底部较浓相区, 并再次被裹挟向上作加速运动, 从而形成整体上的“环-核”流动结构, 实现绝大多数固体颗粒的内循环. 流化床内截面平均固含率沿床轴向高度的分布情况如图 7 及图 8 所示. 据颗粒相的连续性方程 $\rho_p \xi v_p = G_s$, 颗粒平均速率 v_p 沿床高增加时, 固含率 ξ 将不断减小, 即床内物料呈现出下浓上稀的不均匀分布^[3]. 从

能耗来看,颗粒通量 G_s 一定时,增大气速 u 或气速一定时减少 G_s ,用于加速和输送单位质量颗粒的能量将增大,颗粒加速过程缩短,所以固含率 ξ 减小,其轴向分布趋于均匀.由图 8 可见,当气速增大到 4.8 m/s 时,固含率沿床高分布相对较均匀,这一方面是因为颗粒在较短距离内已足够完成其加速过程,在床底部无浓相;另一方面则是由于床上部结构所引起的高强度回流使得床内上下固体物料剧烈湍动混合,浓度更均匀的缘故.图表所显示的固含率轴向分布曲线有一些波动,可能是由于床内气固两相的强烈搅动及强度较大的沿壁回流对压降



影响所致.

需要指出的是,床内固体物料量越大,系统

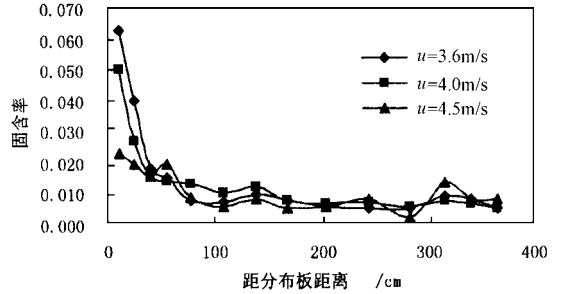


图 7 不同气速下的固含率分布 ($m = 5.7\text{kg}$, 固体颗粒:河沙 II)

Fig. 7 Solid hold-up profiles at different gas velocities ($m = 5.7\text{kg}$, solids sand II)

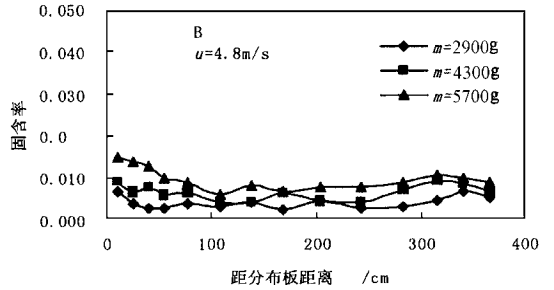


图 8 加料量对固含率的影响(河沙 II)

Fig. 8 Effect of solid mass on solid hold-up profile (sand II)

的压降也越大,实际应用时必须从性能和经济等方面综合考虑,确定较合适的固体浓度.

(2) 与等径圆筒结构的比较 关于等径圆筒结构循环流化床固含率分布的研究已有文献报道,而未见上部设放大段的流化床相关研究文献.图 9 比较了不同气速下 2 种结构床内固含率分布情况,由图 9 可见,在相同工况下等径无挡板结构较之放大段加设挡板结构床内的固含率要低得多.如前所述,放大段加设挡板结构使得固体颗粒绝大部分在床内进行循环流动,因而床内的固体颗粒浓度高;而在一般的等径圆筒结构中,被气流携带出床体的颗粒量要大得多,参与床外循环的物料量大,在系统总物料量一定时,床内颗粒浓度相对就小.所以,实验选定的流化床结构形式能够保证床内高浓度的流化,这对于提高脱硫效率以及适应烟气负荷的变化都有积极的意义.

(3) 床料物性的影响 图 10 为用不同粒径

沙子作床料时的固含率轴向分布情况.白丁荣等人^[4]曾用小密度颗粒(约 708kg/m^3)研究了颗粒尺寸对固相沿提升管高度分布的影响,得出结论为:较大颗粒将导致床层底部密度较大,上部密度较小;并且当表观气速提高或固体质量流率减小时这些差别变小.图 10 显示,床底部固相浓度分布规律跟上述结论一致,但床上部的固相分布受粒径的影响则不明显.图 11 为用沙子和用粉煤灰作床料时固含率分布的比较:在床层底部,较粗重的颗粒有沉积趋势,相对于较轻细的颗粒,固含率较大;在床层上部,与 Maria Laura Mastellone 等人^[5]结论不同的是,较轻细的颗粒浓度呈减小趋势,而较粗重的颗粒在床内则继续保持较高的浓度.通常平滑、弱约束型的出口结构所造成的气流和固体物料返混程度相当小,固体颗粒随气流的运动能比较自由地发展.本实验中,床体顶部结构则将较粗重的颗粒(如沙子)绝大部分都纳于床内循环

流动,返混剧烈,而对较轻和较细的颗粒(如粉煤灰)流化过程施加的作用相对小得多.

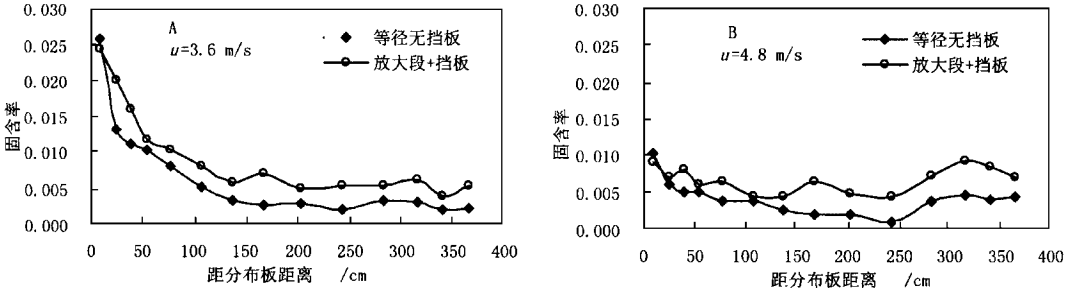


图 9 等径结构跟放大段结构固含率分布的比较(固体颗粒:河沙 II, $m = 4.3 \text{ kg}$)

Fig. 9 Comparison of solid hold up profiles between equal-sized and expanded structures(solid:sand II, $m = 4.3 \text{ kg}$)

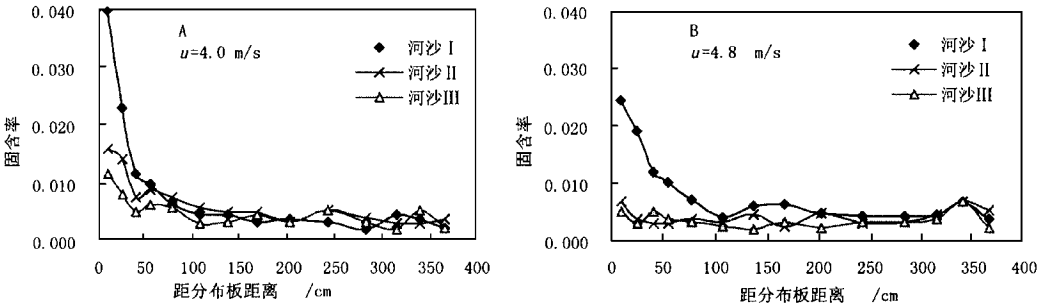


图 10 粒径对固含率的影响($m = 2.9 \text{ kg}$)

Fig. 10 Effect of particle diameter on axial distributions of solid hold up ($m = 2.9 \text{ kg}$)

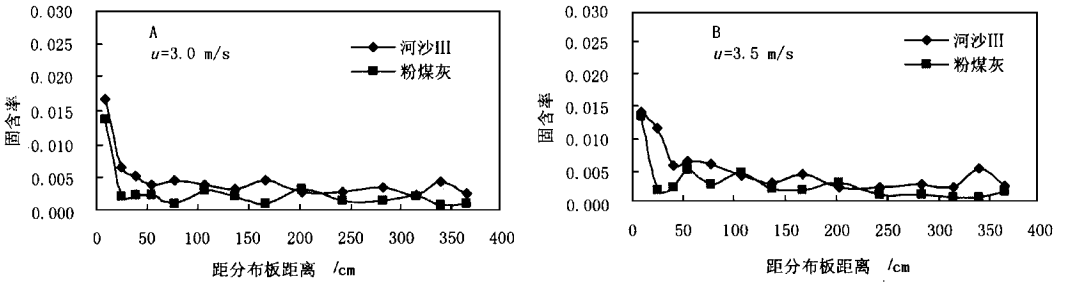


图 11 沙子和粉煤灰固含率轴向分布的比较($m = 2.9 \text{ kg}$)

Fig. 11 Comparison of axial distributions of solid hold up between sand and fly ash

3 结论

试验条件下,下部设筛板或喷流床布气、上部设放大段加挡板的流化床结构能够实现绝大部分床料的内循环,且压降不大.固含率轴向分布的研究结果表明,由于该种流化床结构在较宽气速范围内($2.5 \sim 5 \text{ m/s}$)可实现大量固体颗粒的内循环,并且流化状况良好,床内固相浓度轴向分布均匀且高于传统的等径结构流化床.该流化床用于烟气脱硫有望取得良好的效果.

参考文献:

1 谢建军等.循环流化床烟气脱硫研究进展.重庆环境科学,

2001,23(1):29~31.
 2 樊保国等.循环流化床烟气脱硫机理研究.环境科学,1998,19(3):14~17.
 3 黄卫星等.16m 高提升管中 FCC 颗粒固含率的研究.石油化工,2001,30(7):534~537.
 4 Bai Ding-rong et al. The Axial Distribution of the Cross-Sectionally Averaged Voidage in Fast Fluidized Beds. Powder Technology,1992,71:51~58.
 5 Maria Laura Mastellone et al. The Effect of Particle Size and Density on Solids Distribution along the Riser of a Circulating Fluidized Bed. Chem. Eng. Sic.,1999,54:5383~5391.