

文章编号:0253-9993(2012)S1-0178-04

液固流化床分选粗煤泥的试验研究

沙 杰¹, 谢广元¹, 王 宏², 刘均章²

(1. 中国矿业大学 化工学院, 江苏 徐州 221116; 2. 中国煤炭科工集团 北京华宇工程有限公司, 河南 平顶山 467000)

摘 要: 自制了直径 300 mm 液固流化床模型机分选试验系统, 并分别设计了中心排料型和周边排料型流体分布器, 分别对 0.25 ~ 1.00 mm 粗煤泥进行了 3 个不同柱体高度的分选试验。结果表明: 随着水流速度的增加, 精煤灰分、尾煤灰分、精煤可燃体回收率都随之升高; 分选密度达到 1.5 g/cm³ 左右, 可能偏差 E 值在 0.06 ~ 0.08; 在一定的上升水流范围内, 高柱体的精煤灰分低于低柱体, 1 800 mm 柱体高度下得到的精煤灰分比 1 200 mm 的精煤灰分低 0.6% ~ 1.2%; 1 500 mm 柱体高度下的分选效果最佳, 中心排料型流体分布器的 E 值较低, 分选效果优于周边排料型流体分布器。

关键词: 液固流化床; 粗煤泥; 柱体高度; 中心排料; 周边排料

中图分类号: TD926.4 **文献标志码:** A

Experimental study on coarse coal slime separation in a liquid-solid fluidized bed separator

SHA Jie¹, XIE Guang-yuan¹, WANG Hong², LIU Jun-zhang²

(1. School of Chemical Engineering and Technology, China University of Mining and Technology, Xuzhou 221116, China; 2. Beijing Huayu Engineering Co., Ltd., China Coal Technology & Engineering Group Corp., Pingdingshan 467000, China)

Abstract: A liquid-solid fluidized bed model in 300 mm diameter was established, and two kinds of liquid distributors, a central discharge and a peripheral discharge, were designed into the hindered fluidized bed separator. The beneficiation performance of the fluidized bed was investigated using 0.25 ~ 1.00 mm coarse coal slime in three different heights of separator and in the two distributors. The experimental results show that the clean coal ash content, the tailings ash content, and the combustible material recovery all increase as the superficial water velocity increases. The probable error E ranging 0.06 ~ 0.08 was obtained at the separation density of about 1.5 g/cm³. At a certain superficial water velocity, the clean coal ash content decreases along with the increase of the height of the separator, and the clean coal ash content of 1 800 mm height is 0.6% to 1.2% lower than that of 1 200 mm height. The optimal separation effect of the height of the separator is 1 500 mm. Additionally, the probable error E of the central discharge is lower, and its separation effect is also better than that of the peripheral discharge.

Key words: liquid-solid fluidized bed; coarse coal slime; column height; central discharge; peripheral discharge

近年来, 由于我国煤炭事业的发展, 选煤工艺在不断完善。在重介旋流器已经逐步取代跳汰机的基础上, 为增大处理量和入选上限, 其直径也在不断增大, 而在这个过程中, 重选的有效分选下限也有所增加, 体现为选煤厂回收的粗煤泥灰分较高, 这部分粗煤泥掺入精煤, 会导致重选“背灰”; 若掺入中煤, 则

造成资源的浪费。目前已经广泛应用的泡沫浮选方法, 处理粗颗粒有一定的局限性, 为了避免尾煤跑粗, 可以人为地适当降低入浮上限, 以达到更高的精煤回收率, 从而导致介于重介旋流器有效分选下限和浮选有效分选上限之间的这部分粗煤泥得不到有效分选。而且近些年, 受国外选煤设计思想的影响, 预先脱泥

收稿日期: 2011-11-28 责任编辑: 张晓宁

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(50974120); 中央高校基本科研业务费资助项目(2010QNB08)

作者简介: 沙 杰(1984—), 男, 内蒙古乌兰察布人, 博士研究生。E-mail: 43002893@qq.com

工艺也逐渐出现在我国的大中型选煤厂,这样粗煤泥部分如果不经过分选,其灰分更高,资源浪费会更加严重。因此,粗煤泥的分选将是目前选煤工艺中一个必不可少的环节^[1-2]。

1997年,澳大利亚 Stratford 选煤厂应用 TBS,对螺旋分选机的精煤进行再选^[3];Galvin 研究了 TBS 的分选特性,并尝试加入脉动水流以改善分选效果,研究表明,增加床层密度可以改善分选效果,但脉动水流却没有明显的作用^[4-5];Maharaj 等研究了不同类型的流体分布器对 0.038 ~ 2.000 mm 细颗粒的分选性能^[6];印度学者研制了液固流化床设备 FDS,并对细粒矿物进行了分选研究^[7-12];Galvin 等研制了 Reflux Classifier (RC),在传统的液固流化床中加入倾斜板而增大了颗粒的沉降面积,并对 0.25 ~ 2.00 mm 的煤和矿物颗粒进行了分选,在取得良好分选效果的同时其处理量还能够达到 TBS 处理量的 3 倍^[13-15];桂夏辉等对液固流化床中颗粒的沉降特性进行了相关的试验分析^[16]。

1 液固流化床的原理

颗粒的密度、粒度不同,在同一流体中的沉降速度也不同。高密度粗粒具有较大的沉降速度,低密度细粒的沉降速度则较小。若提供一个上升流体速度,使其介于低密度细粒的沉降速度和高密度粗粒的沉降速度之间,则高密度粗粒将在该上升流体中沉降,而低密度细粒将上浮,从而实现多组分粒群按密度和粒度实行分离。若粒群的粒度相等或在等沉比范围内,则颗粒的沉降速度取决于颗粒的密度,不同密度的颗粒在一定上升水速作用下将按密度进行分选。

本研究所用设备为自制直径 120 mm 的实验室液固流化床分选系统,如图 1 所示。

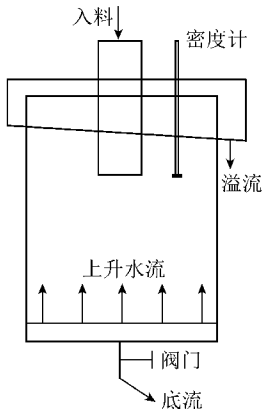


图 1 液固流化床分选机示意

Fig. 1 Schematic of the hindered fluidized bed

水由泵打入分选机底部,经流体分配器后在流化

床内形成均匀的上行水流。入料由顶部给料管进入流化床中,形成具有一定平均密度的流化床。颗粒基于干扰沉降速度分层,低密度细粒上浮,成为浮物(精煤),高密度粗粒下沉,成为沉物(尾煤)。流化床内设有 1 个在线密度计,当床层平均密度达到设定密度值时,打开底部的排料阀门,排放底流,床层密度随之下降,低于设定密度时,关闭排料阀门,此时床层密度将会继续增大,从而控制分选密度。

2 试验研究

试验采用的入料是新疆大煤沟矿出产的原煤中 0.25 ~ 1.00 mm 粒度级的部分,原煤灰分 16.55%。分别采用两种自主设计的流体分布器结构,在 3 个柱体高度下进行分选试验。两种流体分布器结构分别为中心排料型和周边排料型,分布器均采用 0.5 mm 筛孔的筛面,开孔率 38%。中心排料型分布器中心为一个直径 50 mm 的排料口,排料口底部设有排料阀门(图 2);周边排料型分布器周边为 15 mm 宽的排料出口,与下部的排料阀门相连(图 3)。3 个柱体高度为 1 200,1 500,1 800 mm,以下分别称为低柱、中柱、高柱。入料管深入到分选区柱体高度的 1/3 处,同时保持入料质量浓度 300 g/L 不变。

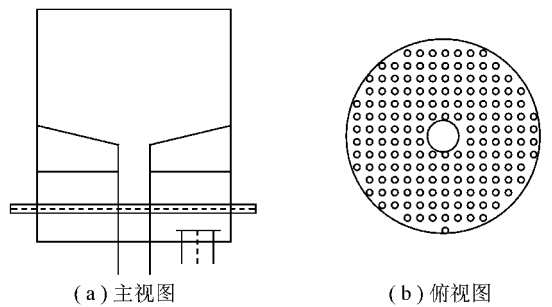


图 2 中心排料型分布器

Fig. 2 The distributor with a central discharge

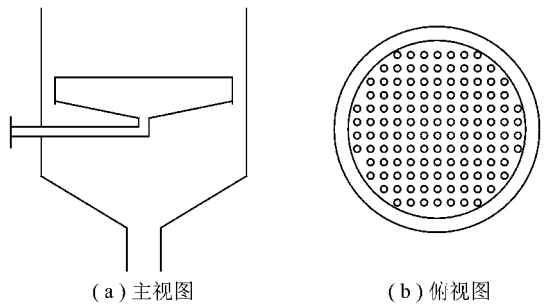


图 3 周边排料型分布器

Fig. 3 The distributor with a peripheral discharge

在两种不同的分布器结构下进行分选试验,根据分选试验的结果,绘制出在两种流体分布器结构和低柱体下的精煤灰分和尾煤灰分随上升水量的变化关

系,如图4所示。

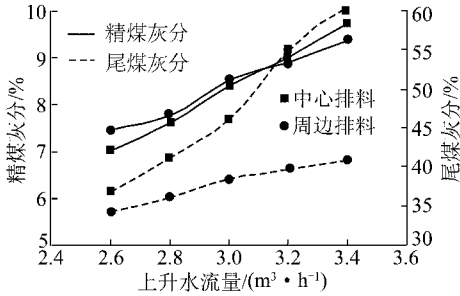


图4 不同分布器结构下分选效果随上升水流量的变化

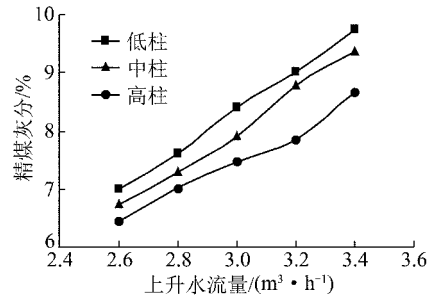
Fig. 4 The variation in beneficiation efficiency versus superficial water velocity for two different discharge styles

由图4可以看出,2个排料方式下精煤灰分的差异很小。而中心排料的尾煤灰分则明显的高于周边排料,而且随着水速增大,两者差异逐渐扩大。这是由于中心排料型流体分布器的中心处没有上升水流,减弱了中心区和边壁区的轴向速度差异,增大水速可进一步弱化这种差异。此外,部分颗粒沿边壁下落,向排料口移动过程中,低密度颗粒又会被上升水流顶起,而高密度颗粒则进入排料口。如此循环过程起到二次分选作用。对于周边排料,边壁区水流轴向速度明显小于中心区,加剧了颗粒轴向速度在径向上的不均匀性,边壁区中的下行颗粒很容易进入周边排料口,很多低密度颗粒错配入底流中,导致尾煤灰分偏低。

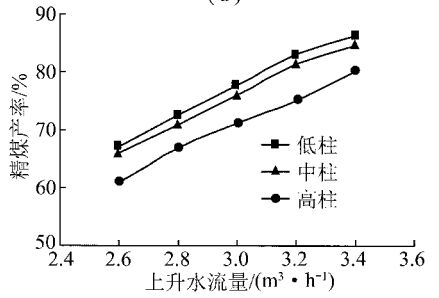
进一步可以绘制出中心排料型流体分布器、不同柱体高度时精煤灰分、精煤产率和可燃体回收率随着上升水流量变化的关系,如图5所示。

由图5可以看出,随着水速增大,精煤灰分、精煤产率和可燃体回收率3者都逐渐升高。这是因为在分选过程中,干扰沉降速度与表观水速相同的颗粒形成悬浮层,该悬浮层的密度随床层高度的增加而逐渐降低,存在密度梯度。随着水速增大,该密度梯度范围扩大,从而使精煤的粒度及密度下限均升高,从而3个指标都逐渐增大。此外,3者都随着柱体高度的增加而降低。这是由于流化床较低时,悬浮层的区域较小,其密度梯度范围较窄,颗粒在床层中的停留时间较短,分选不够充分,部分高密度颗粒来不及下沉,错配入精煤中。而增大柱体高度,使悬浮层的区域扩大,密度梯度范围也变得更宽,颗粒在床层中停留时间延长,得到充分分离,进入溢流的颗粒粒度及密度下限均降低,3个指标随之减小。

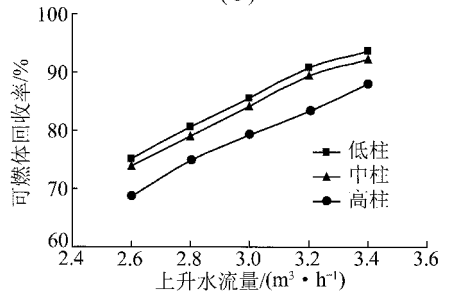
为进一步考察柱体高度对分选效果的影响,对中心排料型流体分布器,3个柱体高度的精尾两种产品分别做浮沉试验,分配曲线如图6所示。



(a)



(b)



(c)

图5 不同柱体高度下分选效果随上升水流量的变化

Fig. 5 Variation of beneficiation efficiency versus superficial water velocity for different heights of a bed having the central style discharge

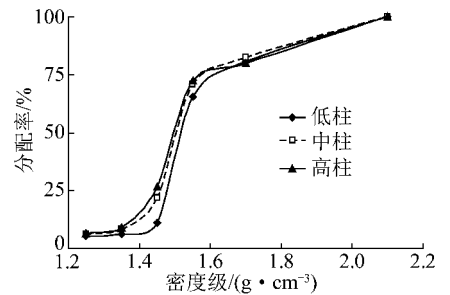


图6 中心排料型流体分布器不同柱体高度下的分配曲线
Fig. 6 Density distribution of the products for different heights of a bed with the central style discharge

通过图6的分配曲线可以看出,随着柱体高度的增加,分选密度逐渐降低,分别为1.510, 1.500和1.495 g/cm³, E值分别为0.075, 0.060和0.065,中柱体的分选效果最佳。

为进一步考察排料方式对分选效果的影响,对低柱体两种排料方式下的精尾两种产品分别做浮沉试验,分配曲线如图7所示。

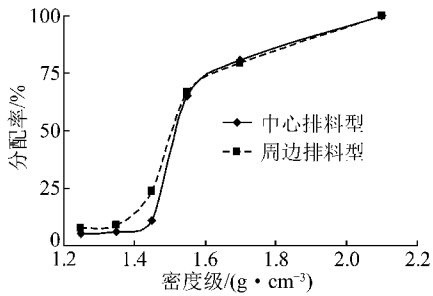


图 7 低柱体不同排料方式下的分配曲线

Fig. 7 Density distribution of the products for low bed height with different style discharge

通过图 7 可以看出,二者分选密度差距不大,中心排料型流体分布器的分选密度稍高,为 1.51 g/cm^3 ,周边排料型流体分布器的分选密度为 1.505 g/cm^3 ,二者的 E 值分别 0.075 和 0.080,中心排料型流体分布器的分选效果更好。

3 结 论

(1) 液固流化床分选机对 $0.25 \sim 1.00 \text{ mm}$ 粒度的粗煤泥具有很好的分选效果,在一定的上升水流速度范围内,分选密度可以达到 1.5 g/cm^3 左右, E 值在 $0.06 \sim 0.08$ 。

(2) 水流速度是影响液固流化床分选效果的关键因素。随着上升水速的升高,干扰床层密度增大,精煤灰分和产率都随之提高。柱体高度对分选效果影响也有一定的影响。一定水流速度下, $1\ 800 \text{ mm}$ 柱体高度下得到的精煤灰分比 $1\ 200 \text{ mm}$ 的灰分低 $0.6\% \sim 1.2\%$ 。

(3) 中心排料型流体分布器弱化了干扰流化床颗粒轴向速度的径向不均匀性,其对 $0.25 \sim 1.00 \text{ mm}$ 粗煤泥的分选效果优于周边排料型流体分布器,有利于提高其分选效果。

参考文献:

[1] 刘魁景. 粗煤泥液固流化分选技术的现状及分析[J]. 中国煤炭, 2008, 34(9): 83-84.
Liu Kuijing. Development and application of the liquid-solid fluidized bed separation fine coal[J]. China Coal, 2008, 34(9): 83-84.
[2] 李延锋. 液固流化床粗煤泥分选机理与应用研究[D]. 徐州: 中国矿业大学, 2008.
Li Yanfeng. Study on the separation mechanism and application of liquid-solid fluidized bed coarse slime separator[D]. Xuzhou: China

University of Mining and Technology, 2008.

- [3] Drummond R, Nicol S, Swanson A. Teetered bed separators—the Australian experience[J]. Journal of the South African Institute of Mining and Metallurgy, 2002, 102(7): 385-392.
[4] Galvin K P, Pratten S J, Nicol S K. Dense medium separation using a teetered bed separator[J]. Minerals Engineering, 1999, 12(9): 1059-1081.
[5] Galvin K P, Pratten S J, Lambert N, et al. Influence of a jiggling action on the gravity separation achieved in a teetered bed separator[J]. Minerals Engineering, 2002, 15(12): 1199-1202.
[6] Maharaj L, Pocock J, Loveday B K. The effect of distributor configuration on the hydrodynamics of the teetered bed separator[J]. Minerals Engineering, 2007, 20(11): 1089-1098.
[7] Sarkar B, Das A, Mehrotra S P. Study of separation features in floatex density separator for cleaning fine coal[J]. International Journal of Mineral Processing, 2008, 86(1/4): 40-49.
[8] Sarkar B, Das A, Roy S, et al. In depth analysis of alumina removal from iron ore fines using teetered bed gravity separator[J]. Mineral Processing and Extractive Metallurgy Review, 2008, 117(1): 48-55.
[9] Das A, Sarkar B, Biswas P, et al. Performance prediction of floatex density separator in processing iron ore fines: a relative velocity approach[J]. Mineral Processing and Extractive Metallurgy Review, 2009, 118(2): 78-84.
[10] Das A, Sarkar B, Mehrotra S P. Prediction of separation performance of floatex density separator for processing of fine coal particles [J]. International Journal of Mineral Processing, 2009, 91(1/2): 41-49.
[11] Mukherjee A K, Mishra B K, Kumar R V. Application of liquid/solid fluidization technique in beneficiation of fines[J]. International Journal of Mineral Processing, 2009, 92(1/2): 67-73.
[12] Sarkar B, Das A. A comparative study of slip velocity models for the prediction of performance of floatex density separator[J]. International Journal of Mineral Processing, 2010, 94(1/2): 20-27.
[13] Galvin K P, Callen A, Zhou J, et al. Performance of the reflux classifier for gravity separation at full scale[J]. Minerals Engineering, 2005, 18(1): 19-24.
[14] Galvin K P, Zhou J, Walton K. Application of closely spaced inclined channels in gravity separation of fine particles[J]. Minerals Engineering, 2010, 23(4): 326-338.
[15] Galvin K P, Callen A M, Spear S. Gravity separation of coarse particles using the reflux classifier[J]. Minerals Engineering, 2010, 23(4): 339-349.
[16] 桂夏辉, 李延锋, 刘炯天, 等. 液固流化床内颗粒沉降特性试验研究[J]. 煤炭学报, 2010, 35(8): 1374-1379.
Gui Xiahui, Li Yanfeng, Liu Jiongtian, et al. Study on settlement characteristic of the grain in fluidized bed[J]. Journal of China Coal Society, 2010, 35(8): 1374-1379.