

文章编号:0253-9993(2013)07-1277-06

基于 Euler-Euler 模型的空气重介质流化床 密度分布特性

贺靖峰,赵跃民,何亚群,骆振福,段晨龙,葛林瀚,孙启潇

(中国矿业大学 化工学院,江苏 徐州 221116)

摘要:以 Geldart B 类磁铁矿粉为主体加重质,采用试验测量与基于 Euler-Euler 多相流模型的数值计算相结合的方法,考察流化床沿床层高度方向和轴向的密度分布特性。结果表明:当操作气速控制在 $1.50U_{mf} \leq U \leq 2.20U_{mf}$ 时,床层密度沿床层高度方向与轴向位置的分布范围分别为 $1.95 \sim 2.10 \text{ g/cm}^3$ 与 $2.00 \sim 2.10 \text{ g/cm}^3$,两者的密度标准差均小于 0.20 g/cm^3 。其中,轴向密度稳定性要高于床高方向密度稳定性,因此在实际分选过程中要侧重保持沿床高方向的密度波动性最小,进而提高流化床三维空间内的密度均匀稳定性,试验测量与数值模拟结果基本吻合。

关键词:空气重介质流化床;密度分布;Euler-Euler 模型

中图分类号:TD94 **文献标志码:**A

Distribution characteristic of bed density in air dense medium fluidized bed based on the Euler-Euler model

HE Jing-feng, ZHAO Yue-min, HE Ya-qun, LUO Zhen-fu, DUAN Chen-long, GE Lin-han, SUN Qi-xiao

(School of Chemical Engineering and Technology, China University of Mining & Technology, Xuzhou 221116, China)

Abstract: With the selection of Geldart B type magnetite powder as medium solids, we investigated the density distribution characteristic of the fluidized bed along the directions of bed heights and axial positions, by combining the experimental measurement and numerical simulation based on the Euler-Euler multi-phase model. The results indicate that the distribution range of bed densities along bed heights and axial positions are $1.95 \sim 2.10 \text{ g/cm}^3$ and $2.00 \sim 2.10 \text{ g/cm}^3$ respectively with the operating gas velocity of $1.50U_{mf} \leq U \leq 2.20U_{mf}$, and the standard deviation both less than 0.20 g/cm^3 . The density stability of axial positions is better than the density stability along different bed heights. Therefore, we should pay close emphasis to maintain the density fluctuation along bed heights as least as possible, which aims to improve the density stability in the whole ADMFB. It shows good agreements of the experimental measurement and numerical simulation results.

Key words: air dense medium fluidized bed; density distribution; Euler-Euler model

煤炭分选是煤炭清洁利用的源头技术,是提高煤炭利用效率、有效减少环境污染的主要途径之一。选煤技术的发展对实现煤炭资源高效综合利用、减少环境污染、推动节能减排的实施等具有重要的意义。我国的煤炭资源主要分布在中西部干旱缺水地区,湿法分选具有很大的局限性,因此干法选煤技术具有重要的研究价值和广阔的应用前景^[1-6]。空气重介质流

化床分选技术具有分选密度调节范围广、分选精度高、简化了复杂而耗资的煤泥水处理系统、模块化推广应用潜力大等优势,在干法选煤领域占据重要地位^[7-12]。该技术是基于阿基米德定理,利用高密度磁性加重质在有限空间内形成流化状态稳定、三维空间密度分布均匀、微泡和小泡为主的准散式鼓泡流化床,实现原煤在流化床内的按密度高效分层分离及加

收稿日期:2012-07-23 责任编辑:张晓宁

基金项目:国家自然科学基金创新研究群体资助项目(51221462);国家重点基础研究发展计划(973)资助项目(2012CB214904);“煤炭联合基金”重点资助项目(51134022)

作者简介:贺靖峰(1984—),男,山西吕梁人,讲师,博士。E-mail:hejingfeng24@126.com

重质的有效循环利用。因此,空气重介质流化床内部三维空间的密度分布特性是决定煤炭分选效率的关键^[13-17]。但由于流化床内部的气固两相始终处于湍动的非稳态流动,固相加重质颗粒的运动规律很复杂,采用试验测量手段取得的床层密度分布等数据具有重要的参考价值。为进一步获取流化床三维空间内各点的瞬时密度信息与整体床层密度波动情况,基于气固多相流动的 Euler-Euler 模型,采用数值模拟结合试验测量计算的方法,对空气重介质流化床的密度分布特性进行深入研究,旨在为流化床的结构设计、布风装置的选取与床层密度调控机制提供一定的理论支持。

1 试验系统及物料性质

1.1 试验系统

试验系统主要由供风系统、气流控制装置、布风装置、流化床模型、除尘系统、压差测量装置等组成,如图 1 所示。流化床模型为直径 280 mm、高 90 mm 的圆柱体模型。压缩空气由鼓风机给入流化床的布风气室,经布风板均匀布风后给入流化床腔体,通过气阀来控制流化风速,使流化床内的磁性加重质均匀流化,产生有利于原煤分选的稳态流动和均匀密度环境。流化床外壁设置动态垂直标尺,测量流化后的床层高度,沿床高方向间隔设置压差测量点,采用 U 形管压差计测量瞬时压降值。流化床顶部连接旋风除尘装置,收集气速较大时逸出的细颗粒。

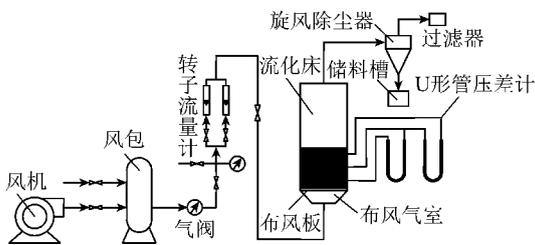


图 1 空气重介质流化床试验系统

Fig. 1 Experimental system of air dense medium fluidized bed

1.2 试验物料特性

由于 <0.074 mm 的磁铁矿粉制备难度较大,因此主要采用 0.15 ~ 0.30 mm 的 Geldart B 类粗粒级磁铁矿粉与少量 0.074 ~ 0.150 mm 的细粒级磁铁矿粉均匀混合后作为空气重介质流化床的主体加重质。两者的真密度均为 4 200 kg/m³,堆密度分别为 2.56, 2.42 g/cm³,磁性物含量分别为 99.65%, 99.78%,磁化强度分别为 77.21, 79.33 A · m²/kg,可以看出,磁铁矿粉整体的堆密度适中,磁性物含量很高,磁化强度大,是空气重介质分选宜采用的优质加重质。

1.3 密度计算方法

沿流化床床层高度方向任意两点间压降的计算公式为

$$\Delta p = \rho g h \quad (1)$$

式中, Δp 为任意两点间的压降, Pa; ρ 为床层密度, kg/m³; g 为重力加速度, m/s²; h 为任意两点间的距离, m。

流化床的平均密度表示为

$$\rho = \varepsilon \rho_g + (1 - \varepsilon) \rho_s \quad (2)$$

其中, ε 为床层空隙率; ρ_g 为气相密度, kg/m³; ρ_s 为固相加重质的密度, kg/m³。由于气相密度的数量级很小,且远小于固相加重质的密度。因此,流化床的床层密度可表示为

$$\rho = (1 - \varepsilon) \rho_s \quad (3)$$

从式(3)可以看出,床层密度主要取决于床层空隙率和固相加重质的密度,因此可通过调整流化床空隙率和加重质种类来控制流化床的密度。

流化床模型机的侧视图和俯视图如图 2 所示,在流化床模型的外壁设置 4 组对称的压降测量点,分别沿床层高度方向间隔排列,用于测量流化床在稳定流化后不同床层高度的压降值;每个床层高度截面上设置 4 个分别呈 90°排列的压降测量点,用于测量同一个床层高度、不同位置的压降值,从而得到该截面的平均压降值,提高测量精度。通过测量获得的压降值,即可计算得到任意床层高度的平均密度值。

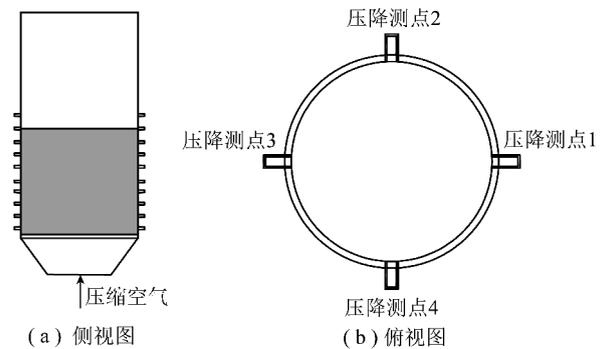


图 2 流化床模型机的侧视图与俯视图

Fig. 2 Side elevation and vertical view of fluidized bed

2 数值模拟计算模型

空气重介质流化床内部是由气相、多种加重质颗粒密相和被分选固相组成的多相混合体系。随着多相流体动力学理论的完善与高性能计算的飞速发展,采用数值模拟的计算方法对气固流化床内的复杂动力学行为进行微观尺度的研究可获得很好的效果。因此,主要采用目前主流处理似流体连续颗粒介质的

模型 Euler-Euler 模型作为数值计算的基本模型^[18-24],并对影响计算精度的主要参数进行二次修正,获得适用于空气重介质流化床多相流动体系的基本动力学模型。

气固流化床的数值计算中,控制方程是表征气相和颗粒相质量和动量守恒最基本的模型(式(4),(5))。

$$\frac{\partial(\varepsilon_i \rho_i)}{\partial t} + \nabla \cdot (\varepsilon_i \rho_i \vec{u}_i) = 0, \quad i, j = g, k, l (j \neq i) \quad (4)$$

$$\frac{\partial(\varepsilon_i \rho_i \vec{u}_i)}{\partial t} + \nabla \cdot (\varepsilon_i \rho_i \vec{u}_i \vec{u}_i) - \nabla \mu_i \varepsilon_i \nabla \vec{u}_i = -\varepsilon_i \nabla P + \beta_{ij}(\vec{u}_j - \vec{u}_i) + \varepsilon_i \rho_i g + s_i \quad (5)$$

式中, ε_i 为相体积分数; ρ_i 为相密度; t 为时间; \vec{u}_i, \vec{u}_j 为相速度; u_i 为固相之的剪切黏度, $\text{kg}/(\text{m} \cdot \text{s})$; P 为压力项, β_{ij} 为相间作用系数; s_i 为增加的源项; 下标 g, k, l 分别为气相和两种固相。

3 结果与讨论

3.1 流化床不同高度的密度分布

在同一流化气速下,考察不同床层高度的密度分布情况。设置静止床层高度为 105 mm,图 3 为 $U = 1.35U_{mf}, 1.65U_{mf}, 2.20U_{mf}, 2.35U_{mf}$ (其中, U 为流化气速, cm/s ; U_{mf} 为最小流化气速, cm/s)、流化床不同床层高度 $H_f = 35, 70, 98 \text{ mm}$ 的密度分布规律。

从图 3 可以看出,当 $U = 1.35U_{mf}$, 即 $U < 1.50U_{mf}$ 时,床层密度分布均匀稳定, $H_f = 35, 70, 98 \text{ mm}$ 的时均密度均值分别为 $2.24, 2.20, 2.07 \text{ g}/\text{cm}^3$, 标准差分别为 $0.11, 0.13, 0.19 \text{ g}/\text{cm}^3$, 密度极值分别为 $1.36 \text{ g}/\text{cm}^3$ 和 $2.36 \text{ g}/\text{cm}^3$, 只在少数流化瞬时出现,即流化床上部及以下区域的密度值基本一致,分布较均匀,密度标准差较小,说明密度波动很小,而流化床上部的密度均值则偏小,标准差较大,说明该位置密度波动明显。这是由于当流化气速较低时,流化床的空隙率较小,膨胀度较低,流化床底部产生的气泡需克服较大的床层阻力才能运动至床层顶部并迸裂,大部分气泡运动至床层中上部及以下位置即湮灭消失,所以当 $U < 1.5U_{mf}$ 时,流化床大部分区域的密度分布很均匀,但上层密度仍接近于流化床内加重质静止时的堆积密度,没有完全流化,因此流化床的操作气速不宜过低。

当 $U = 1.65U_{mf}, 2.20U_{mf}$, 即 $1.50U_{mf} \leq U \leq 2.20U_{mf}$ 时,床层密度分布更加均匀稳定,整体波动较小。当 $U = 1.65U_{mf}$ 时, $H_f = 35, 70, 98 \text{ mm}$ 的时均密

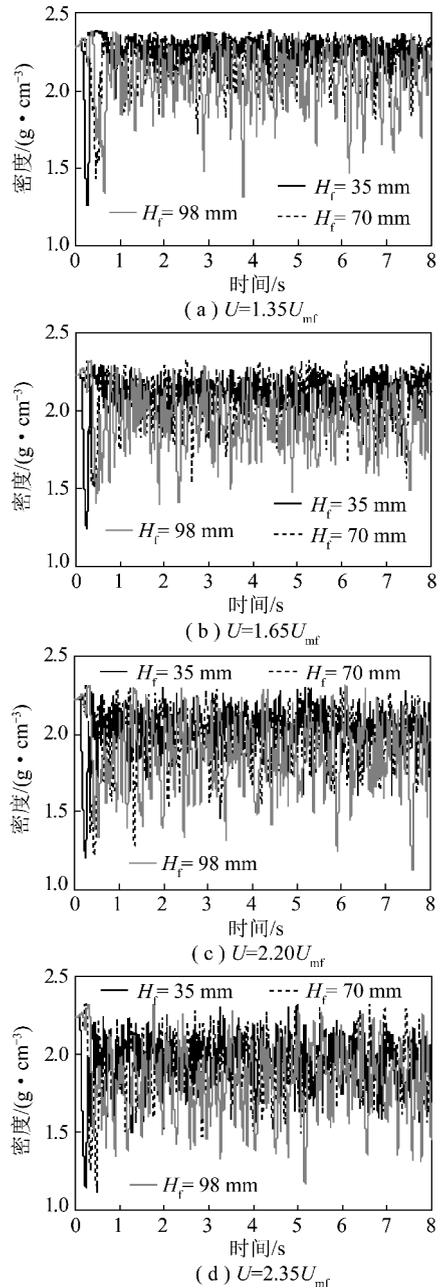


图3 流化床在不同流化气速下的密度分布(床高方向)

Fig. 3 Bed density distributions of different gas velocities (different bed heights)

度均值分别为 $2.10, 2.07, 2.05 \text{ g}/\text{cm}^3$, 标准差分别为 $0.11, 0.13, 0.14 \text{ g}/\text{cm}^3$, 密度极值分别为 $1.48, 2.29 \text{ g}/\text{cm}^3$, 说明流化床上、中、下部的时均密度差别很小,波动振幅也很小,密度极值只在少数时间出现。当 $U = 2.20U_{mf}$ 时,床层密度分布和波动趋势与前一个气速得到的结论类似。当 $U = 2.35U_{mf}$, 即 $U > 2.20U_{mf}$ 时,流化床整体稳定性减弱,床高方向密度分布均匀性也逐渐减弱,波动效应增强,出现了加重质返混和分层的现象,从而打破了气固两相的动态平衡,流化床向不利于物料分离的方向发展。

因此,以 Geldart B 类磁铁矿粉为加重质,操作气速应控制在 $1.50U_{mf} \leq U \leq 2.20U_{mf}$, 过低或过高的气速都不利于入料分选。床层高度越大,密度波动越大,越不稳定,这与流化床内气泡运动至顶部的进裂及加重质返混有关。在渐增流化气速下,流化床不同床层高度密度分布的数值模拟与试验测量比较结果如图 4 所示。结果表明,实验值与模拟值的变化趋势基本一致,说明试验测量与数值计算结果基本吻合,误差很小。从图 4 还可以看出,模拟值略小于试验值,这是因为模拟值是在理想的边界条件和参数设置下获得的,而试验中存在一定的操作误差和测量误差。 $1.50U_{mf} \leq U \leq 2.20U_{mf}$ 是床层密度分布最均匀稳定、波动幅度最小的操作气速范围。

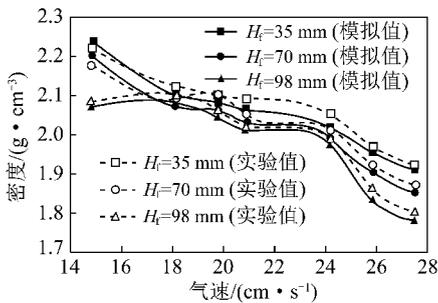


图 4 床层密度分布的实验值与模拟值比较(床高方向)

Fig. 4 Experimental and simulation results of bed density distributions (direction of bed heights)

3.2 流化床轴向的密度分布

空气重介质流化床分选要求床层三维空间的密度保持均匀稳定,因此需要对流化床的轴向密度分布进行考察。图 5 为 $U = 1.35U_{mf}$, $1.65U_{mf}$, $2.20U_{mf}$, $2.35U_{mf}$ 时, $R = -22.5, 0, 22.5$ mm (R 为与流化床中心对称轴之间的距离)的密度分布情况。

当 $U = 1.35U_{mf}$, 即 $U < 1.50U_{mf}$ 时,床层密度分布相对均匀稳定, $R = -22.5, 0$ 和 22.5 mm 位置处的时均密度均值分别为 $2.06, 2.10, 2.07$ g/cm^3 , 标准差分别为 $0.14, 0.11, 0.12$ g/cm^3 , 密度极值分别为 $1.51, 2.33$ g/cm^3 , 说明流化床在 3 个不同轴向位置的密度分布非常均匀,时均密度最大差值仅为 0.04 g/cm^3 , 密度标准差也很小,说明轴向密度的波动很小。但 $R = -22.5$ mm 的密度极值尤其是极小值出现的频率较高,而 $R = 22.5$ mm 的密度极大值出现的频率也较高,说明流化床两侧位置的密度分布波动性要高于中间位置,即流化床两侧的气固两相流动更为剧烈,气固两相及固体颗粒间的动量和能量交换更为频繁,中部位置的流化状态相对稳定。

当 $U = 1.65U_{mf}, 2.20U_{mf}$, 即 $1.50U_{mf} \leq U \leq 2.20U_{mf}$ 时,床层密度分布表现出更加均匀稳定的特

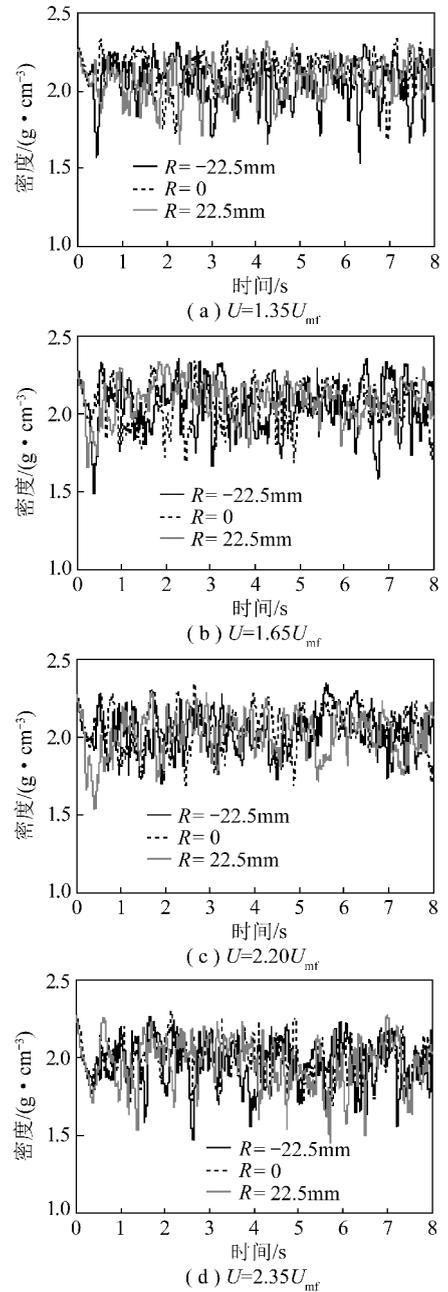


图 5 流化床在不同流速下的密度分布(轴向)

Fig. 5 Bed density distributions of different gas velocities (axial directions)

点,波动明显减弱,极值点始终具有向时均密度均值无限接近的趋势。其中,当 $U = 1.65U_{mf}$ 时, $R = -22.5, 0, 22.5$ mm 位置处的时均密度均值分别为 $2.05, 2.05, 2.08$ g/cm^3 , 标准差分别为 $0.15, 0.13, 0.12$ g/cm^3 , 密度极值分别为 $1.49, 2.32$ g/cm^3 , 说明流化床左侧、中间和右侧区域的轴向密度分布均匀稳定,波动很小,极值点出现的频率也明显降低,只在少数流化时间内出现,即当表观流化气速达到 $1.65U_{mf}$ 时,流态化更加趋于均衡稳定,床层密度分布更加均匀,更适合于入料分选。与前一个气速相比,时均密

度值基本保持稳定,床层密度波动频率与振幅更小,密度极大值和极小值的范围缩小,出现的频数显著减少,说明流化床的整体流化状态更加稳定,气密两相系统更容易达到动态平衡,压降波动和密度分布规律更加显著,系统自身调控能力更强,因此是流态化分选的理想状态。

当 $U = 2.35U_{mf}$, 即 $U > 2.20U_{mf}$ 时,流化床整体稳定性减弱,床层轴向密度分布均匀性也逐渐减弱,波动效应增强,尤其是流化床轴向两侧密度出现较大波动,这是由于气速增大后,轴向两侧的加重质颗粒运动轨迹发生较大变化造成的结果。当 $U = 2.35U_{mf}$ 时, $R = -22.5, 0, 22.5$ mm 的时均密度均值分别为 $1.96, 1.98, 1.95$ g/cm^3 , 标准差分别为 $0.19, 0.15, 0.18$ g/cm^3 , 密度极值分别为 $1.39, 2.34$ g/cm^3 。轴向时均密度计算结果也说明当操作气速超过一定范围,流化状态恶化,床层湍动效应增强,加重质颗粒运动路径更加无序化,密度分布均匀稳定性均明显减弱,尤其是轴向两侧密度波动更剧烈,极值点的振幅和频率都明显增大,无法为分选提供均匀稳定的密度环境。

从图5还可以看出,流化床轴向密度分布随流化气速的变化规律与床层高度方向的密度分布规律既有很大共同点,也有一定区别。首先,从整体分布规律来看,轴向密度和床高方向密度都随流化时间呈稳定变化趋势,基本保持在一定范围内波动,没有明显的奇异点或突变点出现,说明流化床在三维空间内的密度均衡特性,这是由于在一定操作气速范围内,流化床内的气泡运动与加重质颗粒在三维空间内的动力学行为也保持稳定,不会产生剧烈的鼓泡现象,加重质颗粒在气泡夹带作用下的运动较规则,不会出现严重的局部堆积或过分散现象,因此密度保持动态平衡。其次,床高方向密度波动的振幅和频率都高于轴向密度,轴向密度发生变化的驰豫时间明显高于床高方向密度,即床层高度方向的密度可以在很短时间内发生突变,由密度极小值(极大值)点变化到极大值(极小值)点,而轴向密度则需较长时间才能实现密度值的两极转换,说明流化床轴向密度稳定性要高于床高方向的密度,即打破流化床轴向动态平衡比打破床高方向的动态平衡需要更大的能量和外界干扰。

3.3 试验值与模拟值的比较

当 $U = 1.80U_{mf}$ 时,床层平均密度沿轴向位置和床层高度方向的分布规律如图6所示,床层平均密度沿轴向和床高方向的分布基本保持稳定,实验值和模拟值的结果基本一致,说明流化床内各点密度呈均匀分布,流化稳定后随时间的变化波动不大。

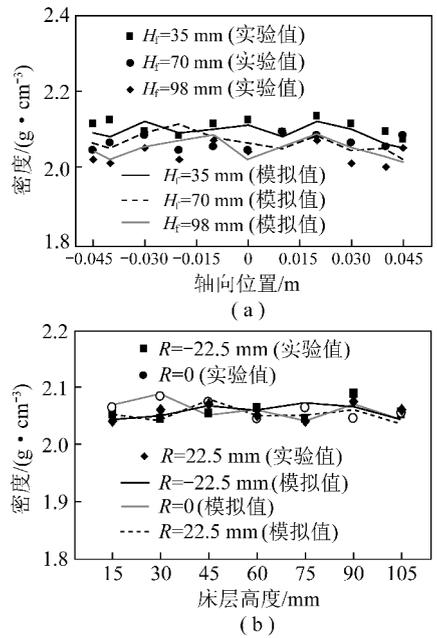


图6 $U = 1.80U_{mf}$ 时床层密度沿轴向位置和床高方向的分布
Fig. 6 Bed density distributions along the axial directions and bed heights at $U = 1.80U_{mf}$

4 结 论

(1) 以 Geldart B 类磁铁矿粉为主体分选加重质,操作气速应控制在 $1.50U_{mf} \leq U \leq 2.20U_{mf}$, 过低或过高的气速都不利于入料的分选,此时床层密度分布最为均匀稳定、波动幅度最小。床层密度沿床层高度方向与轴向位置的分布范围分别为 $1.95 \sim 2.10$ g/cm^3 与 $2.00 \sim 2.10$ g/cm^3 , 两者的密度标准差均小于 0.20 g/cm^3 。

(2) 流化床沿床高方向密度波动的振幅和频率都高于轴向密度,轴向密度发生变化的驰豫时间明显高于床高方向密度,说明流化床轴向密度稳定性要高于床高方向的密度,所以在流态化分选过程中,要侧重保证流化床沿每个床高方向的密度稳定性,进而保证流化床三维空间内的密度均匀稳定。

(3) 采用试验测量与数值模拟相结合的方法对空气重介质流化床的密度分布规律进行考察,两者的结果基本一致,为研究流化床内的微观动力学行为提供了一种新途径。

参考文献:

- [1] Zhao Y, Luo Z, Chen Q. Fundamental and practical developments of dry coal cleaning in China: A review[J]. Coal Preparation Society of America Journal, 2004, 3(3): 14-18.
- [2] 陈清如, 杨玉芬. 21 世纪高效干法选煤技术的发展[J]. 中国矿业大学学报, 2001, 30(6): 527-530.
Chen Qingru, Yang Yufen. Development of high effective dry coal

- beneficiation technology in 21st century[J]. Journal of China University of Mining and Technology, 2001, 30(6):527-530.
- [3] Chen Q R, Yang Y. Development of dry beneficiation of coal in China[J]. Coal Preparation, 2003, 23(1/2):3-12.
- [4] Luo Z F, Chen Q R, Zhao Y M. Dry beneficiation of coarse coal using an air dense medium fluidized bed (ADMFB)[J]. Coal Preparation, 2002, 22(1):57-64.
- [5] Dwari R K, Rao K H. Dry beneficiation of coal; a review[J]. Mineral Processing and Extractive Metallurgy Review, 2007, 28(3):177-234.
- [6] Sahu A K, Biswal S K, Parida A. Development of air dense medium fluidized bed technology for dry beneficiation of coal; A review[J]. International Journal of Coal Preparation and Utilization, 2009, 29(4):216-241.
- [7] Zhao Yuemin, Luo Zhenfu, Chen Qingru, et al. Development of dry cleaning with fluidized beds in china[A]. Proceedings of the 11th International Mineral Processing Symposium [C]. Belek-Antalya, Turkey, 2008:639-646.
- [8] Zhao Yuemin, Tang Ligang, Luo Zhenfu, et al. Experimental and numerical simulation studies of the fluidization characteristics of a separating gas-solid fluidized bed [J]. Fuel Processing Technology, 2010, 91(12):1819-1825.
- [9] Zhao Y M, Luo Z F, Chen Z Q, et al. The effect of feed-coal particle size on the separating characteristics of a gas-solid fluidized bed[J]. Journal of the Southern African Institute of Mining and Metallurgy, 2010, 110(5):219-224.
- [10] Zhao Yuemin, Li Gongmin, Luo Zhenfu, et al. Modularized dry coal beneficiation technique based on gas-solid fluidized bed[J]. Journal of Central South University of Technology, 2011, 18(2):374-380.
- [11] Zhao Y M, Liu X J, Liu K L, et al. Fluidization characteristics of a gas-paigeite-powder bed to be utilized for dry coal beneficiation [J]. International Journal of Coal Preparation and Utilization, 2011, 31(3/4):149-160.
- [12] 骆振福, 赵跃民. 流态化分选理论[M]. 徐州:中国矿业大学出版社, 2002.
- [13] 骆振福. 空气重介流化床密度稳定性的研究[D]. 徐州:中国矿业大学, 1990.
Luo Zhenfu. Research on density stability of air dense medium solids fluidized bed[D]. Xuzhou: China University of Mining and Technology, 1990.
- [14] 骆振福, 陈清如. 空气重介流化床选煤过程中介质动态平衡的研究[J]. 煤炭学报, 1995, 20(3):260-265.
Luo Zhenfu, Chen Qingru. Research on medium dynamic equilibrium in coal cleaning process with air dense medium fluidized bed [J]. Journal of China Coal Society, 1995, 20(3):260-265.
- [15] Luo Z F, Chen Q R. Effect of fine coal accumulation on dense phase fluidized bed performance[J]. International Journal of Mineral Processing, 2001, 63(4):217-224.
- [16] 骆振福, 陈尚龙, 赵跃民, 等. 基于马尔可夫理论的气固分选流化床密度的预测[J]. 煤炭学报, 2011, 36(1):105-109.
Luo Zhenfu, Chen Shanglong, Zhao Yuemin, et al. Density prediction of gas-solid fluidized bed for separation base on Markov theory [J]. Journal of China Coal Society, 2011, 36(1):105-109.
- [17] 贺靖峰, 赵跃民, 何亚群, 等. 浓相气固高密度流化床内的气泡动力学行为特性[J]. 煤炭学报, 2012, 37(2):295-300.
He Jingfeng, Zhao Yuemin, He Yaqun, et al. Dynamic fluid bubble behaviors in the dense gas-solid fluidized bed with high densities [J]. Journal of China Coal Society, 2012, 37(2):295-300.
- [18] Gidaspow D. Multiphase flow and fluidization; continuum and kinetic theory description[M]. Boston: Academic Press, 1994.
- [19] Van Wachem B G M, Schouten J C, Krishna R, et al. Eulerian simulations of bubbling behaviour in gas-solid fluidised beds[J]. Computers and Chemical Engineering, 1998, 22(1):299-306.
- [20] Taghipour F, Ellis N, Wong C. Experimental and computational study of gas-solid fluidized bed hydrodynamics[J]. Chemical Engineering Science, 2005, 60(24):6857-6867.
- [21] Brandani S, Zhang K. A new model for the prediction of the behaviour of fluidized beds[J]. Powder Technology, 2006, 163(1/2):80-87.
- [22] Van Wachem B G M, Schouten J C, Van den Bleek C M, et al. Comparative analysis of CFD models of dense gas-solid systems [J]. AIChE Journal, 2001, 47(5):1035-1051.
- [23] Chu K W, Wang B, Yu A B, et al. CFD-DEM modelling of multiphase flow in dense medium cyclones [J]. Powder Technology, 2009, 193(3):235-247.
- [24] Cooper S, Coronella C J. CFD simulations of particle mixing in a binary fluidized bed[J]. Powder Technology, 2005, 151(1-3):27-36.