

文章编号:0253-9993(2012)02-0295-06

浓相气固高密度流化床内的气泡动力学行为特性

贺靖峰,赵跃民,何亚群,段晨龙

(中国矿业大学 化工学院,江苏 徐州 221116)

摘要:采用试验测量与数值模拟计算相结合的方法,对干法选煤采用的浓相气固高密度流化床内的气泡动力学行为进行研究。对影响床层稳定性和密度均匀分布的气泡尺寸与上升速度进行计算分析,结果表明:以 Geldart B 类高密度磁铁矿粉作为分选介质,在表观流化气速 $1.5U_{mf} \leq U \leq 2.2U_{mf}$ 的条件下,气泡沿床高方向与床体轴向的气泡平均直径分布为 $35 \text{ mm} < D_b < 49 \text{ mm}$ 和 $40 \text{ mm} < D_b < 61 \text{ mm}$,气泡上升速度范围为 $40 \sim 65 \text{ cm/s}$,试验与模拟结果基本吻合;此时,流化床内各点的密度分布均匀稳定,密度分布标准偏差为 0.016 8。因此,调节表观流化气速 $1.5U_{mf} \leq U \leq 2.2U_{mf}$,可以使气泡尺寸和上升速度都保持在合理的范围内,流化床处于最有利于煤炭分选的准散式流态化,分选效果最好。

关键词:气固流化床;动力学行为;干法分选;数值模拟

中图分类号:TD922.4 **文献标志码:**A

Dynamic fluid bubble behaviors in the dense gas-solid fluidized bed with high densities

HE Jing-feng, ZHAO Yue-min, HE Ya-qun, DUAN Chen-long

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

Abstract: Experimental measurement and numerical simulation were combined to conduct the research of dynamic fluid bubble behaviors in the dense gas-solid fluidized bed with high densities, which is applied in the dry beneficiation. Mean diameter of the bubbles and their rising velocity were calculated and analyzed, which have a significant influence on the stable condition and uniform density distribution of the fluidized bed. The results indicate that the mean diameters among transverse and axial directions are $35 \text{ mm} < D_b < 49 \text{ mm}$ and $40 \text{ mm} < D_b < 61 \text{ mm}$ respectively, and the variation range of their rising velocity is $40 \sim 65 \text{ cm/s}$ with Geldart B magnetite powder as the separation medium. Meanwhile, the density distribution keeps uniform and steady in every location of the fluidized bed and its standard deviation is 0.016 8. Therefore, the bubble diameter and rising velocity could be maintained to vary in an optimum and reasonable scope by adjusting the superficial gas velocity in the range of $1.5U_{mf} \sim 2.2U_{mf}$. The gas-solid fluidized bed stays a sound fluidization which is favorable to coal beneficiation. The high separation efficiency of coal could be achieved on the condition. Besides, the results also indicate that the experimental and simulation approach provide an agreement in the whole calculation process.

Key words: gas-solid fluidized bed; dynamic behavior; dry beneficiation; numerical simulation

我国的煤炭资源主要分布在山西、陕西、内蒙、新疆等干旱缺水地区,采用湿法选煤的技术困难很大,因此开发和推广高效干法选煤技术迫在眉睫^[1-3]。基于气固两相流的浓相高密度流化床具有应用范围

广、分选效率高、环境污染小等优势,逐渐应用于干法选煤领域^[4-10]。该流化床主要是通过气固两相的充分接触和稳态流动形成床层内各点密度均匀稳定的准散式鼓泡流化床,为煤炭颗粒按密度分层分离提供

收稿日期:2011-10-13 责任编辑:张晓宁

基金项目:国家重点基础研究发展计划(973)资助项目(2012CB214904);国家自然科学基金创新研究群体资助项目(50921002);国家自然科学基金委—神华集团“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,博士研究生。E-mail:hejingfeng24@126.com

良好的环境。气泡动力学行为是鼓泡流化床最基本的现象和特征,对床层整体压降、床层高度、膨胀度及固相颗粒的均匀混合和分离等产生重要的影响。虽然国内外的很多学者采用多种不同的方法和手段对化工领域采用的流化床内的气泡运动行为进行了广泛深入的理论与实验研究^[11-14],但针对煤炭分选领域采用的流化床内气泡运动规律及影响的研究并不多^[15-16]。因此,对于干法选煤采用的浓相气固流化床内的气泡动力学行为进行深入的试验测量、理论计算及数值模拟研究,为煤炭分选流化床建立更加有效的密度调控机制,丰富流态化分选理论具有重要意义。

1 实验研究系统及物料特性

1.1 流化床实验系统

设计宽为 90 mm、高为 280 mm 的矩形流化床作为基本的实验模型。整个系统主要由供风系统、气流控制系统、流化床模型、除尘系统、压差测量装置及数据采集系统组成。流化床模型底部布置有微孔丝网夹双层滤布作为布风装置,保证气流的均匀稳定。整流后的压缩空气由鼓风机给入流化床,通过气阀控制气流量,根据转子流量计的读数来调节流化床的操作气速,流化床侧壁设置动态垂直标尺,测量流化床在不同操作气速下床层流化稳定后的高度,沿床高方向每间隔 2.5 cm 设置压差测量装置,流化床模型顶部连接旋风除尘装置,收集操作气速较大时逸出的细

颗粒,采用高速动态摄像机对流化床内的气泡生成及运动轨迹进行拍摄采集,通过后续数据处理系统计算获得气泡在流化床内的动力学参数。整个实验系统如图 1 所示。

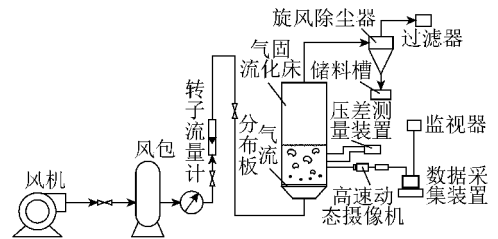


图 1 气固流化床实验系统示意

Fig. 1 Experimental system of gas-solid fluidized bed

1.2 加重质物理特性及密度测量方法

采用煤炭分选使用的 Geldart B 类宽粒级高密度磁铁矿粉作为试验测量和数值模拟计算的加重质颗粒,其真密度为 4 200 kg/m³ 堆密度为 2.47 g/cm³,粒度分布范围为 0.074 ~ 0.300 mm,磁性物含量为 99.71%,磁化强度为 77.21 emu/g。采用振筛仪对磁铁矿粉进行筛分,结果见表 1。从分析结果可以看出,该磁铁矿粉的主要粒度分布范围为 0.150 ~ 0.300, 0.125 ~ 0.150 和 0.074 ~ 0.125 mm, 3 种粒度级占总体的 96.38%, >0.300 和 <0.074 mm 的粗、细颗粒含量都很少,因此本研究主要采用主导粒级作为流化床的介质颗粒。此外, Geldart B 类磁铁矿粉的磁性物含量接近 100%,纯度较高,磁化强度也较大,有利于形成均匀稳定的流化床层。

表 1 Geldart B 类磁铁矿粉的粒度分布

Table 1 Particle size distribution of Geldart B magnetite powder

粒度级/mm	>0.300	0.150 ~ 0.300	0.125 ~ 0.150	0.074 ~ 0.125	<0.074
产率/%	2.55	37.28	35.42	23.68	1.07
堆密度/(g · cm ⁻³)		2.56	2.45	2.39	
磁性物含量/%		99.65	99.72	99.83	

浓相气固流化床内各点的密度分布是保证流态化分选效果的关键要素^[17]。因此采用静态密度测量方法对二维流化床内不同床层高度的密度进行测量,计算床层密度的平均值,并以密度分布标准方差 S_ρ 来考察床层各点密度分布的均匀稳定性,最后与数值模拟计算结果进行比较,验证测量结果及数值模型的准确度。

$$S_\rho = \sqrt{\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (\rho_i - \bar{\rho})^2} \quad (1)$$

式中, N 为密度测量点的总数; ρ_i 为第 i 个测量点的密度, g/cm³; $\bar{\rho}$ 为所有测量点的平均值, g/cm³。

2 数值计算模型

采用数值计算的方法,结合 CFD 有限元流体力学模拟软件,对浓相气固高密度流化床内的鼓泡行为及气泡运动规律进行仿真与计算研究。干法选煤采用的气固流化床属于聚式鼓泡流化床,加重质颗粒的体积分数很高,因此采用计算流体动力学中的连续介质模型作为数值计算的基本模型。

气固两相的动量方程分别为

$$\frac{\partial(\varepsilon_g \rho_g u)}{\partial t} + \nabla(\varepsilon_g \rho_g u u) - \nabla \mu_g \varepsilon_g \nabla u =$$

$$-\varepsilon_g \nabla P + \beta_{gs}(u-v) + \varepsilon_g \rho_g g + s_g \quad (2)$$

$$\frac{\partial(\varepsilon_s \rho_s v)}{\partial t} + \nabla(\varepsilon_s \rho_s vv) - \nabla \mu_s \varepsilon_s \nabla v =$$

$$-\varepsilon_s \nabla P + \beta_{gs}(u-v) + \varepsilon_s \rho_s g + s_s \quad (3)$$

式中, ε_g 和 ε_s 分别为气固两相的体积分数; ρ_g 和 ρ_s 分别为气固两相的实际密度; u 和 v 分别为气固两相的速度; μ_g 和 μ_s 分别为气固两相的剪切黏度; P 为两相压力; β_{gs} 为气固两相动量交换系数; s_g 和 s_s 分别为气固两相的源项。

3 结果与讨论

浓相气固高密度流化床内生成的气泡尺寸、气泡上升速度、气泡产生频率等均是表征流化床内气泡动力学行为的重要参数^[18]。其中, 气泡尺寸和上升速度是影响流化床内流态化稳定性、加重质颗粒运动行为及床层分选密度的重要因素, 因此确定气泡尺寸和上升速度的合理分布范围对保证稳定流态化和提供有效分选密度环境具有重要意义。

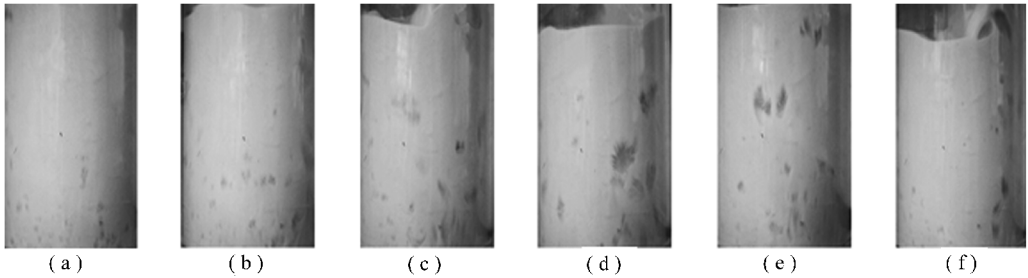


图2 试验测量中拍摄的气泡运动轨迹图像

Fig. 2 Bubble behaviors in experiment

其中, 图2(a)、(b)为初始流化阶段气泡生成的情况, 可以看出流化初期气泡产生数量较多, 并多为细长状, 在脱离床层底部之前, 垂直方向的高度不断拉长且远大于水平宽度, 这是由于在初始阶段, 流化床中的固体颗粒处于紧密堆积状态, 孔隙率较小, 上升气流需要克服较大的床层阻力才能穿越堆积颗粒的孔隙, 因此床层的整体膨胀度较小, 某些生成的气泡由于无法克服固体颗粒层较大的阻力而在上升过程中湮灭, 其余气泡则在脱离床层底部后沿床高方向继续上升。图2(c)为流化中期, 气泡脱离布风板后沿床层垂直高度方向运动的情况, 可以看出上升气泡在沿流化床垂直方向的底部、中部、顶部都有分布, 气泡尺寸无规律, 存在尺寸较大的大泡和较小的微泡, 但大部分是尺寸适中的气泡, 气泡形状趋于均匀, 相对于初始阶段气泡的高宽比明显减小, 这是由于流化状态逐渐稳定后, 上升气泡沿床层垂直高度方向的运动也趋于稳定, 流化床各个位置的气泡分布也逐渐趋于均匀, 气泡上升过程中时刻发生着分裂、兼并、聚合

3.1 气泡平均直径

通入的气流经过布风板后, 起始阶段形成大量的微泡, 随后气泡在上升过程中的不断聚合、分裂、逸出等行为使气泡尺寸随时发生着变化, 所以上升气泡的形状很不规则, 且时刻发生着变化。因此, 研究单个气泡的尺寸变得非常困难, 需要建立气泡平均直径的概念来考察气体在沿床层高度方向与床体轴向各个位置上的分布情况。干法分选采用的气固流化床要求床体内各点的分选密度尽量保持均匀稳定, 波动较小, 而上升气泡在沿床层高度方向及床体轴向上的平均直径是影响分选密度的重要因素之一, 因此采用电子图像采集与处理技术对二维流化床中的气泡运动状态进行拍摄采集和处理, 获取气泡的平均直径等参数, 同时基于上述数值计算模型, 通过两相流体动力学方程计算气泡的平均直径, 将两者的结果进行比较分析。

图2为表观流化风速 $U=18$ cm/s 时, 拍摄到的流化床内气泡从生成到分裂、聚合、兼并直到破裂逸出的完整图像。

等行为, 因此会随机出现多种形状与尺寸的气泡。图2(d)、(e)为流化中后期, 气泡上升过程中的分裂及聚合等行为的表观现象, 可以看出上升气泡同样分布在流化床的底部、中部、顶端位置, 且气泡间的聚并与单个气泡的分裂行为为更加明显。气泡在脱离底部固体颗粒层的束缚向上运动后, 会频繁地出现气泡间的合并, 微泡及小泡逐渐合并为中等尺寸的气泡, 部分气泡在上升过程中湮灭, 图中还显示出床层中部一个尺寸较大气泡的分裂过程, 由于上升气泡顶部的中间位置属于弱应力区, 因此会受到向下运动的固体颗粒群的强烈挤压应力作用而从中间分裂为2个气泡, 分裂出来的气泡在随后的上升过程中可能继续分裂, 或与其它气泡兼并结合, 直到到达床层顶部迸裂。图2(f)为流化后期, 气泡经过上升过程中的不断分裂、聚合、兼并等, 最终运动至流化床层顶部逸出破裂, 可以看出气泡在顶端破裂的同时, 分裂为2个直径较小的气泡, 说明气泡的分裂在气泡生成到逸出的整个过程中会随时发生, 这种气泡行为促使了流化床层中固体

颗粒的均匀混合和分离。

图3为通过数值模拟得到的流化状态稳定后,气泡在流化床内的运动轨迹图像,可以直观地观察到气泡在上升过程中的分裂、聚合、兼并及逸出等行为。流化床形成气泡的基本形状为“球帽”形,底部的尾涡区域属于弱应力区(图4),因此气泡间的聚并基本是下部的气泡加速运动到前方气泡处后,沿尾涡方向

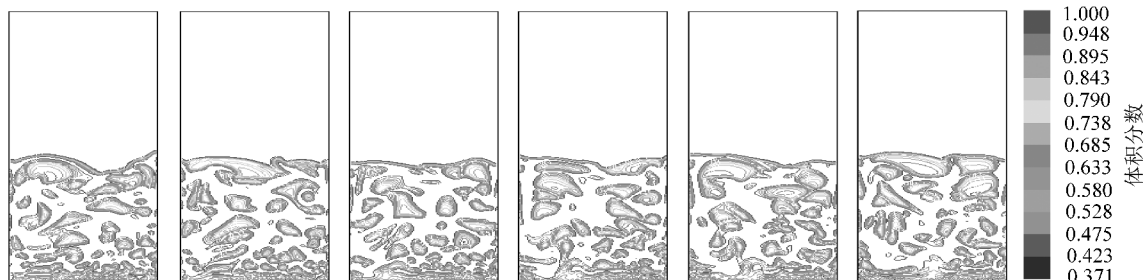


图3 数值模拟获得的气泡运动轨迹

Fig. 3 Bubble behaviors in simulation

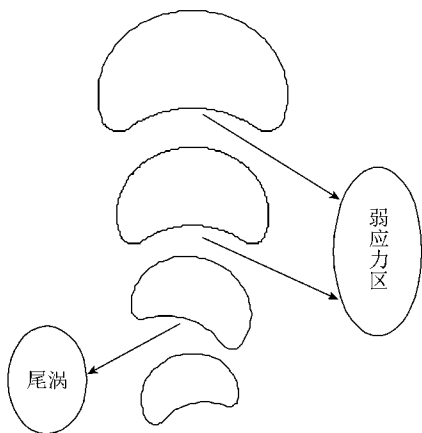


图4 气泡聚并示意

Fig. 4 Diagram of bubble coalescence

图5(a)、(b)分别为粒度范围为0.150~0.300和0.125~0.150 mm的磁铁矿粉作为加重质,在表观流化气速 $U = 1.2U_{mf}, 1.5U_{mf}, 1.8U_{mf}, 2.0U_{mf}, 2.2U_{mf}, 2.5U_{mf}$ (U_{mf} 为最小流化气速) 的条件下,上升气泡沿床层高度方向与床体轴向上的平均直径随表观流化气速增大的变化关系。可以看出,在上述2个垂直方向上,气泡的平均直径 D_b 均随表观流化气速的增大而增大,这是因为表观流化气速越大,床层的膨胀度越大,床层高度也越大,中小气泡聚并成大气泡的几率就越大,气泡数量也会增加,气体体积分数越高。同时可以看出,流化床内加重质颗粒的粒度越小,气泡平均直径越大,这是由于细颗粒在较低操作气速下更容易流化,床层膨胀性能更好,孔隙率更大造成的。当表观流化气速 $1.5U_{mf} \leq U \leq 2.2U_{mf}$ 时,以两种不同粒径范围的磁铁矿粉颗粒作为流化介质,气

与前一个气泡结合兼并,这种气泡的聚合兼进行为可以是2个气泡之间的,也可以发生在3个及多个气泡之间,但聚并的途径基本一致。气泡的分裂也可以随时发生在其上升过程中,任意尺寸的气泡都有可能发生分裂行为,并且一个气泡可能同时分裂为2个或多个气泡,因此气泡的分裂行为与气泡的尺寸大小无关,只与当时气泡周围固体颗粒的运动行为关系密切。

泡沿床层高度方向的平均直径分布分别为 $35 \text{ mm} < D_b < 45 \text{ mm}$ 和 $40 \text{ mm} < D_b < 49 \text{ mm}$,沿床体轴向上的平均直径分布为 $40 \text{ mm} < D_b < 54 \text{ mm}$ 和 $50 \text{ mm} < D_b < 61 \text{ mm}$ 。比较结果显示,试验测量和数值计算两种方法得到的气泡平均直径结果比较接近,误差很小,因此验证了试验测量手段与计算模型的准确度。

3.2 气泡上升速度

气泡上升速度也对流化床的分选效果产生重要的影响。过高或过低的上升速度都会对床层流化状态产生不利的影响,从而影响加重质颗粒的运动行为和床层密度的稳定性。气泡上升速度主要与流化床的操作气速、最小流化气速、加重质颗粒的粒度、密度、黏度等物理参数有关。同样采用试验测量与数值模拟计算相结合的方法对流化床中单个气泡的上升速度进行考察。

实验主要选取流化床中部的稳定上升气泡作为跟踪研究对象,粒度范围为0.074~0.300 mm的磁铁矿粉作为流化介质,在表观流化气速 $U = 1.8U_{mf}, 2.0U_{mf}, 2.2U_{mf}$ 的条件下,以5 ms为时间间隔,计算气泡在60 ms内连续12个瞬时的上升速度;数值模拟则是通过计算不同床层高度的气体体积分数来确定单个气泡的位置,追踪气泡轨迹的时间间隔也是5 ms,通过连续获取气泡的多个连续高度的位移值来计算气泡上升速度的平均值。计算结果如图6所示。

从图6可以看出,气泡上升速度随表观流化气速的增大而显著增大,这是由于流化气速增大使床层压力波动幅度增大,床层的膨胀度也变大,气固两相床

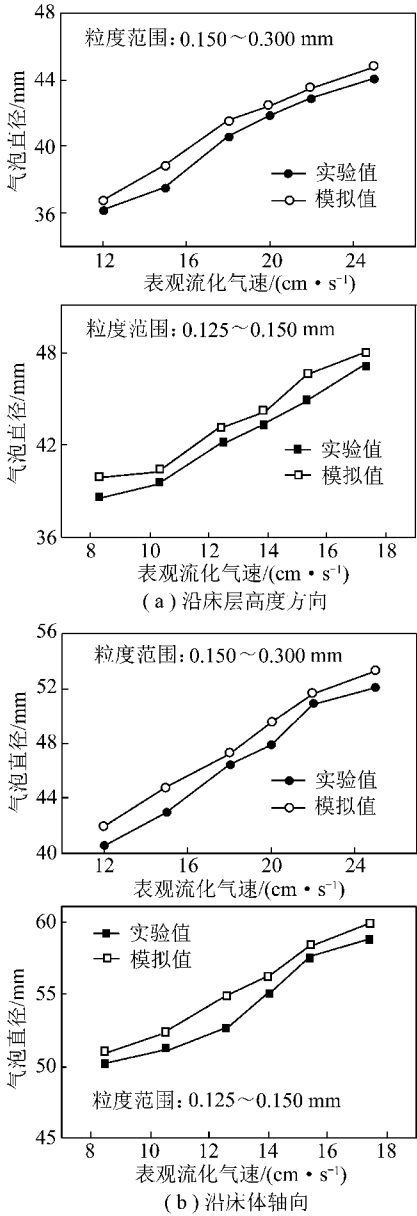


图5 气泡平均直径的试验值与数值模拟值比较

Fig. 5 Experimental and simulation comparison of mean bubble diameter

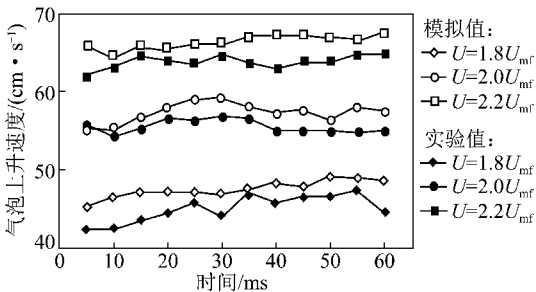


图6 气泡上升速度比较

Fig. 6 Comparison of bubble rising velocity

层主要由气相和密相两部分组成,固体颗粒主要存在于密相中,膨胀度的增大使密相体积分数减低,气相体积分数增大,部分密相区转化为稀相区,最终形成

气泡相,此时,气泡沿床层高度方向上升的阻力明显减弱,穿透能力增强,因此气泡的上升速度也显著增大。在同一表观流化风速下,气泡上升的平均速度基本保持恒定,没有出现较大的波动,这是因为在稳定流态化范围内,控制表观流化风速不变,床层的压降和膨胀度都将保持稳定,床层内气固两相的体积分数分布较均匀,颗粒相与气泡相之间的质量与热量交换也保持恒定,在保证加重质颗粒及床层静堆积高度不变的情况下,床层的最小流化风速不会发生变化,流化床的气泡生成、聚并与破裂等行为也基本保持稳定,因此气泡尺寸也保持均匀,所以流化床的操作风速决定了气泡的上升速度。试验测量计算得到的气泡上升速度值与数值模拟结果基本保持吻合。

图7为表观流化风速 $U=1.8U_{mf}$ 时,气固分选流化床内不同床层高度 H 的分选密度模拟值的计算曲线。通过监视不同床层高度位置在流化稳定后一段时间内的密度分布情况,可以计算获得不同床高的密度平均值。将数值模拟计算与试验测量结果进行比较(表2),结果表明,同一床层高度4个测量点的密度值基本一致,不同床层高度的密度值也很接近,床体内所有测量点的密度平均值约为 1.72 g/cm^3 ,数值

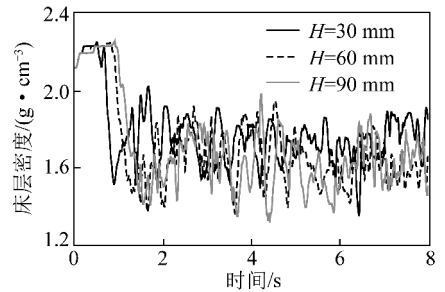


图7 床层密度模拟值计算

Fig. 7 Simulation value of bed density

表2 流化床的密度分布比较

Table 2 Distribution comparison of bed density

床层高度/mm	实验值				模拟值
	测量点1	测量点2	测量点3	测量点4	
15	1.72	1.73	1.71	1.72	1.73
30	1.69	1.72	1.71	1.74	1.75
45	1.73	1.74	1.73	1.70	1.74
60	1.74	1.68	1.74	1.72	1.76
75	1.71	1.75	1.73	1.69	1.71
90	1.73	1.69	1.72	1.75	1.73
105	1.68	1.71	1.70	1.69	1.71
$\bar{\rho}$	1.71	1.72	1.72	1.72	1.73
S_{ρ}	0.016 8				

模拟平均值为 1.73 g/cm^3 , 两者基本相同, 密度分布标准偏差为 0.0168 , 说明流化状态稳定后, 床层内各点的密度分布均匀稳定, 波动很小, 为煤炭颗粒在流化床内按密度高效分离提供了良好的分选环境。

4 结 论

(1) 当表观流化气速 $1.5U_{mf} \leq U \leq 2.2U_{mf}$ 时, 以粒度范围为 $0.125 \sim 0.300 \text{ mm}$ 的磁铁矿粉颗粒作为加重质, 气泡沿床层高度方向的平均直径分布为 $35 \text{ mm} < D_b < 49 \text{ mm}$, 沿床体轴向的平均直径分布为 $40 \text{ mm} < D_b < 61 \text{ mm}$; 当 $1.8U_{mf} \leq U \leq 2.2U_{mf}$ 时, 以粒度范围为 $0.074 \sim 0.300 \text{ mm}$ 的磁铁矿粉作为加重质, 气泡上升速度范围为 $40 \sim 65 \text{ cm/s}$, 试验测量与数值计算结果基本吻合。

(2) 浓相气固高密度流化床需要保持稳定的床层流化状态, 床层压力和膨胀度都不宜过高, 产生气泡的尺寸和上升速度都应控制在一定的范围之内, 这样才能保证床层整体密度的均匀稳定, 使流化床处于最有利于煤炭分选的准散式流化状态。当表观流化气速 $U = 1.8U_{mf}$ 时, 流化床内各点的平均密度测量值为 1.72 g/cm^3 , 数值模拟计算值为 1.73 g/cm^3 , 密度分布标准偏差为 0.0168 , 研究表明, 以粒度为 $0.074 \sim 0.300 \text{ mm}$ 的磁铁矿粉作为加重质, 在表观流化气速 $1.5U_{mf} \leq U \leq 2.2U_{mf}$ 的条件下, 流化床的分选效果最好。

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 Qingru, Luo Zhenfu, Wang Haifeng, et al. Theory and practice of dry beneficiation technology in China[A]. Proceedings of XXIV International Mineral Processing Congress[C]. Beijing, 2008: 1900-1907.
- [4] 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.
- [5] 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.
- [6] 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.
- [7] 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.
- [8] 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.
- [9] 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, 31(3-4): 149-160.
- [10] Luo Zhenfu, Zhao Yuemin, Tao Xiuxiang, et al. Progress in dry coal cleaning using air-dense medium fluidized beds[J]. Coal Preparation, 2003, 23(1/2): 13-20.
- [11] Wang Junwu, Liu Yanning. EMMS-based Eulerian simulation on the hydrodynamics of a bubbling fluidized bed with FCC particles[J]. Powder Technology, 2010, 197(3): 241-246.
- [12] Shen Laihong, Johnsson F, Leckner B. Digital image analysis of hydrodynamics two-dimensional bubbling fluidized beds[J]. Chemical Engineering Science, 2004, 59(13): 2607-2617.
- [13] Van Lare C E J, Piepers H W, Schoonderbeek J N, et al. Investigation on bubble characteristics in a gas fluidized bed[J]. Chemical Engineering Science, 1997, 52(5): 829-841.
- [14] Farshi A, Javaherzaden H, Hamzavi-Abedi M A. An investigation of the effect of bubble diameter on the performance of gas-solid fluidized bed reactor and two-phase modeling of bubbling fluidized bed reactor in melamine production[J]. Petroleum & Coal, 2008, 50(1): 11-22.
- [15] 陶秀祥, 丁玉, 骆振福. 高密度浓相流化床内气泡行为的研究[J]. 中国矿业大学学报, 2003, 32(6): 601-607.
Tao Xiuxiang, Ding Yu, Luo Zhenfu. Research on bubble behaviors in fluidized bed with dense solid-rich phase[J]. Journal of China University of Mining and Technology, 2003, 32(6): 601-607.
- [16] 陶秀祥, 赵跃民, 丁玉, 等. 高密度浓相流化床中气泡的兼并与分裂特性[J]. 化学反应工程与工艺, 2005, 21(1): 37-42.
Tao Xiuxiang, Zhao Yuemin, Ding Yu, et al. The bubble behaviors in fluidized bed with dense solid-rich phase[J]. Chemical Reaction Engineering and Technology, 2005, 21(1): 37-42.
- [17] 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.
- [18] Geldart D. The size and frequency of bubbles in two-and three-dimensional gas-fluidized beds[J]. Powder Technology, 1972, 4(1): 41-55.