韦鲁滨,孙铭阳,孟丽诚,等. 基于 CFD 的液固分选流化床数值模拟[J]. 煤炭学报,2016,41(7):1820-1826. doi:10.13225/j.cnki.jccs.2015.1776

Wei Lubin,Sun Mingyang,Meng Licheng,et al. Numerical studies of liquid-solid fluidized bed separator using CFD[J]. Journal of China Coal Society,2016,41(7):1820-1826. doi:10.13225/j.cnki.jccs.2015.1776

基于 CFD 的液固分选流化床数值模拟

韦鲁滨[1],孙铭阳[1],孟丽诚[1,2],朱学帅[1],李大虎[1]

(1. 中国矿业大学(北京) 化学与环境工程学院,北京　100083;2. 汾西矿业集团 运销管理中心,山西 介休　032000)

摘　要: 利用 RNG $k-\varepsilon$ 湍流模型、VOF(Volume of Faction)多相流模型模拟了液固分选流化床(LSFBS)内外气液两相流场。待气液两相流场稳定后,耦合离散相模型(DPM)模拟了粗煤泥颗粒在 LSFBS 内部的分选过程。模拟结果能很好地吻合实验结果,其中与试验结果相比所有密度级在重产物中分配率的均方根误差为 2.47,预测精煤产率相对误差为 2.38%。在此基础上,分析了 LSFBS 速度场的分布特点;研究了上升水流速度和不同脉动周期、脉动波形的上升水流对分选效果的影响;得到了分选密度和可能偏差与上升水流速度间的函数关系;发现脉动水流分选精度低于均匀上升水流,对于脉动上升水流,最佳脉动周期为 1.25 s,最佳波形为矩形。

关键词: 液固分选流化床; CFD; 多相流; 流场; 脉动水流

中图分类号: TD91　　**文献标志码:** A　　**文章编号:** 0253-9993(2016)07-1820-07

Numerical studies of liquid-solid fluidized bed separator using CFD

WEI Lu-Bin[1],SUN Ming-Yang[1],MENG Li-Cheng[1,2],ZHU Xue-Shuai[1],LI Da-Hu[1]

(1. *School of Resource and Safety Engineering,China University of Mining and Technology (Beijing),Beijing*　100083,*China*;2. *Marketing Management Center,Fenxi Mining Group Corporation Ltd.,Jiexiu*　032000,*China*)

Abstract: The gas-liquid flow fields of Liquid Solid Fluidized Bed Separator (LSFBS) were simulated using VOF (Volume of Faction) multiphase model with the RNG $k-\varepsilon$ Model as a turbulence closure model. After the relatively stable two-phase flow fields were reached,the separation processes in the LSFBS of multi-solid particles with different sizes and densities were simulated using the Lagrangian Discrete Phase Model (DPM). The simulation results match well with the experimental results. The root-mean-square error (RMSE) between the predicted separation results and the experimental values is 2.47 while the relative error of predicted clean coal yield is 2.38%. The distribution of LSFBS's velocity fields was discussed. The impacts on the separation performance of the upward currents' flow rate as well as the pulsating upward currents' cycles and waveforms were explored. The mathematical relationships between separation density and upward current rate,E_p value and upward current rate were set up. According to the simulation results,the separation performances of steady upward currents are better than those of pulsating upward currents. For pulsating upward currents,the optimal cycle is 1.25 s while the best waveform is rectangular.

Key words: liquid-solid fluidized bed separator; CFD; multiphase flow; flow field; pulsating upward currents

液固分选流化床(Liquid solid fluidized bed separator,LSFBS)根据颗粒在液固流化床层中干扰沉降运动差异实现粒群按密度或粒度分离,主要应用在细粒煤的分选以及金属矿的粗选、分级、脱泥和尾矿回收等作业[1-4]。由于 LSFBS 各操作因素间具有较强的交互作用,实际应用中要达到理想的分选状态,各

收稿日期:2015-11-23　修回日期:2016-02-20　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);国家自然科学基金资助项目(51574252);高等学校博士学科点专项科研基金资助项目(20120023110017)
作者简介:韦鲁滨(1962—),男,江苏扬州人,教授,博士生导师。E-mail:wlb@cumtb.edu.cn

中国煤炭期刊网 www.chinacaj.net

操作参数往往要经过多次调整,因此利用数学方法来预测不同操作条件和入料性质下的分选结果引起了越来越多的学者关注。这些预测方法主要包括干扰沉降速度法[5-6]、LSFBS 数学模型法[7-9]和基于 CFD 的数值模拟法[10]。国内外学者利用计算流体力学(CFD)方法对其内部流场以及不同密度、粒度颗粒在其内部的分选过程进行了大量研究[10-17]。这些研究中,层流(Laminar)模型、Spalart-Allmaras 模型、标准(Std) $k-\varepsilon$ 模型,以及代数应力模型等都曾被选作 LSFBS 流场的黏性流动模型。虽然 LSFBS 内部表观上升水流流速一般小于 0.1 m/s,但 LSFBS 内部的流动为工程上典型的湍流流动,湍流模型的选择对于获得符合实际的计算流场至关重要。笔者研究了各黏性流动模型用于 LSFBS 流场模拟的准确度和适应性,发现 RSM(雷诺应力模型)对 LSFBS 内多相流流场的预测准确度较高,其次为 RNG $k-\varepsilon$ 模型[18]。虽然 RNG $k-\varepsilon$ 模型预测结果的准确度略低于 RSM,但该模型的计算量比前者大大降低,因此本文选用 RNG $k-\varepsilon$ 模型作为湍流流动的数学模型。

采用拟流体模型来模拟不同粒度、密度颗粒在 LSFBS 内部的分选过程时,要设置较多的流体相,因此需要计算机具备较高的计算能力和运行内存,且拟流体模型不能再现单颗粒在流场内的迁移过程。本文采用拉格朗日-欧拉法模拟离散相颗粒在 LSFBS 内的分选过程,并按照文献[15]中操作参数设定入料中固体浓度为 514.4 g/L。此外,目前关于 LSFBS 流场模拟的文献多就模拟结果进行流场分析;而有关颗粒相的模拟研究往往就不同密度颗粒在 LSFBS 内的分布情况进行讨论。对于不同操作条件下,LSFBS 分选结果的模拟研究很少,仅有 Xia Y. K. 等[10]进行过相关工作。本文对上升水流流速以及不同周期和波形的脉动上升水流对粗煤泥颗粒分选效果的影响进行数值研究。

1　LSFBS 几何模型及其操作参数

本文的 LSFBS 模型包括 2 个,其中 Case 1 的 LSFBS 尺寸和操作条件借鉴文献[15]进行设定,以便与其试验结果进行对比。液固分选流化床横截面一般为圆形或矩形,其流场关于中心轴线具有很好的对称性,为降低计算量,取液固分选流化床纵剖面为计算域[16,19-20]。布水管(流体分布器)上升水流出口简化为图 1 所示的 1/4 圆周。几何坐标原点为锥体与柱体连接线的中点。其几何模型如图 1 所示,模型尺寸及操作参数见表 1。

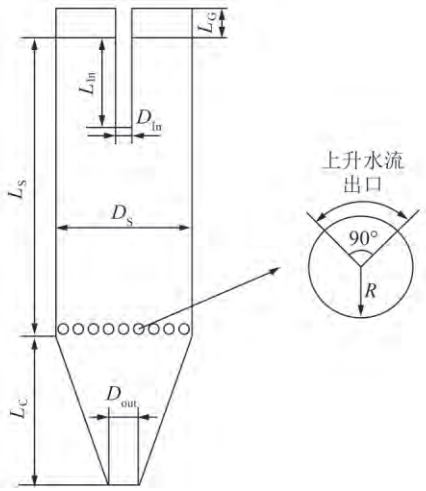


图 1　LSFBS 几何模型

Fig. 1　Geometry model of LSFBS

表 1　LSFBS 几何模型尺寸及操作参数

Table 1　Geometry models' Dimensions and operating parameters

名称	符号	尺寸/mm	
		Case 1	Case 2
柱体直径	D_S	60	450
柱体长度	L_S	1 700	1 000
底流口直径	D_{Out}	25	100
锥体长度	L_C	10.5	500
入料管直径	D_{In}	6.7	50
入料管插入深度	L_{In}	500	350
空气相高度	L_G	100	100
布水管直径	R	2.4	16
上升水流速度/(m·s^{-1})		0.035	—
给料流速度/(m·s^{-1})		0.04	0.1
入料固体浓度/(g·L^{-1})		514.4	—

2　数学方法

2.1　湍流模型

瞬时 Navier-Stokes 公式中各物理量为平均值与脉动值之和,用雷诺时均法得到时均化的动量方程中含有雷诺应力项,导致控制方程组不封闭而无法求解。可根据 Boussinesq 假设[19]来建立各 Reynolds 应力与时均速度梯度的关系。利用该假设实现控制方程组封闭的湍流模型称为涡黏模型,不同涡黏模型中湍流黏度使用不同物理量的组合表示,其中 $k-\varepsilon$ 模型的湍流黏度可表示为

$$\mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \tag{1}$$

其中,k 为湍动能;ε 为湍动能耗散率,$\varepsilon = 2\nu \overline{S'_{ij} \cdot S'_{ij}}$,$S'_{ij}$为瞬时应变速率的脉动组分,$\nu$ 为流体的运动黏度;ρ

中国煤炭期刊网 www.chinacaj.net

为流体密度; C_μ 为常数,$C_\mu=0.0845$。由于对求得的湍流黏度进行了旋度修正[20],RNG $k-\varepsilon$ 模型对旋度较大的流场区域具有较高的预测准确性。

湍动能和湍动能耗散率在流场中的传递满足对流-扩散输运方程。由于所模拟的为不可压缩流动且忽略热量传递,因此本研究中 RNG $k-\varepsilon$ 模型中 k 和 ε 输运方程具有以下形式:

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t}+\frac{\partial(\rho k u_i)}{\partial x_i}=\frac{\partial}{\partial x_j}\left(\alpha_k\mu_{\text{eff}}\frac{\partial k}{\partial x_j}\right)+G_k-\rho\varepsilon \quad (2)$$

$$\frac{\partial(\rho\varepsilon)}{\partial t}+\frac{\partial(\rho\varepsilon u_i)}{\partial x_i}=\frac{\partial}{\partial x_j}\left(\alpha_\varepsilon\mu_{\text{eff}}\frac{\partial\varepsilon}{\partial x_j}\right)+\frac{C_{1\varepsilon}\varepsilon}{k}G_k-C_{2\varepsilon}\frac{\rho\varepsilon^2}{k}-R_\varepsilon \quad (3)$$

其中,x_i,x_j为坐标参数; u_i为流体 i 方向分速度; t 为流动时间; $C_{1\varepsilon}=1.44$,$C_{2\varepsilon}=1.92$ 为常数; $\mu_{\text{eff}}=\mu_t+\mu$,$\mu$ 为流体动力学黏度; G_k为由平均速度梯度引起的湍动能 k 的产生项,$G_k=2\mu_t S_{ij}S_{ij}$,S_{ij}为瞬时应变速率的时间平均组分(与应变速率的脉动组分 S'_{ij}对应); α_k和 α_ε分别为湍动能 k 和湍动能耗散率 ε 的有效湍流普朗特数的倒数,高雷诺数下 $\alpha_k=\alpha_\varepsilon\approx1.393$。RNG $k-\varepsilon$ 模型与标准 $k-\varepsilon$ 模型间的主要区别在于前者耗散率输运方程中增加了一个与应变速率相关的函数 R_ε[20],其作用是当平均应变速率较大时,使求得的湍动能耗散率也相应增大,而湍动能耗散率的增大抵消了部分湍动能过大导致的误差。

2.2 气液两相模拟

液固分选流化床内外气液两相流场的模拟选用 Volume of Fluid(VOF)多相流模型,该模型特点以及对液固分选流化床内外气液流场的适应性已由文献[18]给出,在此不再赘述。

2.3 离散相模拟

文献[18]给出了离散相颗粒的动力学方程和运动方程,通过积分动力学方程和运动方程可分别得到颗粒不同时刻的速度和位置信息。

颗粒动力学方程中的流体阻力系数 C_D 为颗粒雷诺数(Re_p)的函数,本文对其重新定义: 当 $Re_p\leqslant1$ 时,采用 Ossen 阻力系数; 当 $1<Re_p\leqslant800$ 时,采用 Schiller-Naumann[21] 阻力系数,并对其表达式进行修正; 当 $Re_p>800$ 时,阻力系数取 0.44。因此,本文阻力系数 C_D 具体形式为

$$C_D=\begin{cases}\dfrac{24}{Re_p}\left(1+\dfrac{3}{16}\right), & Re_p\leqslant1\\ \dfrac{24}{Re_p}\left(0.64+0.10Re_p^{0.687}\right), & 1<Re_p\leqslant800\\ 0.44, & Re_p>800\end{cases} \quad (4)$$

离散相运动直接受连续相流场压强和速度分布的影响,而离散相的加入也将引起连续相流场的扰动。本文的连续相与离散相动量方程采用双向耦合的方式进行求解,其中离散相对连续相流体微元的反作用以源项的形式加入到连续相的动量方程中。

2.4 计算域和控制方程的离散

本文中 Case 1 和 Case 2 的计算域网格如图 2 所示,分别包括 14 352 和 16 424 个网格单元。由于 Case 2 径向尺寸较大,为保证边界层网格密度符合计算精度要求,对其进料管管壁和分选机壁面处网格进行加密处理; 为得到准确的上升水流出口射流流场,对布水管处的网格亦进行加密处理。本文相关输运方程中对流项的插值格式、求解速度场和压力场的算法、气液两相界面计算方法以及其他模拟参数的确定与文献[18]相同。

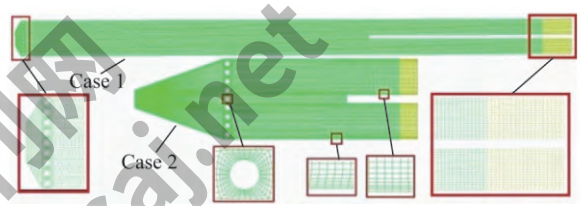


图 2 将计算域划分的结构网格

Fig. 2 Generated Structure meshes for two cases

3 结果与讨论

3.1 模拟结果验证

利用 RNG $k-\varepsilon$ 湍流模型和 VOF 多相流模型得到了稳定的 LSFBS 内外气液两相流场后,加入颗粒相,利用离散相模型,按照文献[15]中的操作和入料条件,模拟了不同密度、不同粒度颗粒在 LSFBS 中的分选过程。统计数值模拟入料(溢流和底流按产率加权平均)的密度组成,并与试验中入料的密度组成情况对比(图 3),可以看出模拟入料与试验中粗煤泥的密度组成吻合,保证了数值模拟结果具有较高的可信度。数值模拟得到各密度级粗煤泥颗粒在底流中的分配情况如图 4 所示,可以看出,模拟结果能较好的吻合试验结果,其中模拟所得精煤产率与试验值间的相对偏差为 2.38%,所有密度级的均方根误差为 2.47,表明用 RNG $k-\varepsilon$ 模型模拟连续相湍流流动,同时用 DPM 模拟颗粒运动可以得到准确度较高的模拟结果。本文将利用该方法来模拟不同操作条件下颗粒运动规律和分选结果。

3.2 LSFBS 速度场的分布

选取与 X 轴平行,且轴向位置分别为 $Y=50$,100,200,…,1 000,1 015 和 1 050 mm 共 13 条直线。每条直线设置 40 个取样点,得到轴向和径向速度在

中国煤炭期刊网 www.chinacaj.net

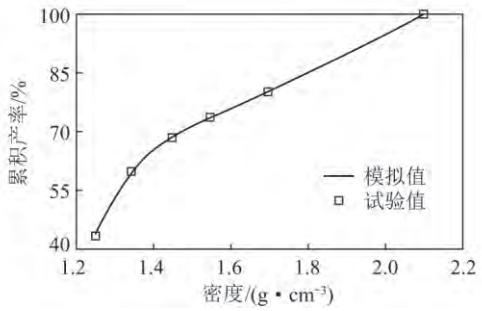


图 3　入料密度组成对比

Fig. 3　Comparison of feed between simulation and experiment

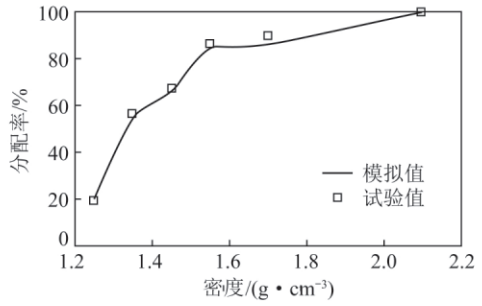


图 4　模拟分配结果与试验结果对比

Fig. 4　Comparison of partition number between simulation and experiment

各直线上的分布情况如图 5 所示。射流边界层内,流层间的剪切力较大,易于形成湍流漩涡。在漩涡形成初期(距 X 轴较近的位置上),漩涡尺度较小,从主流中吸收的能量也较少,流层间的动量交换不明显,此时由图 5 可以看出(轴向 50 mm 位置上),轴向和径向速度沿径向呈明显起伏分布,且最大轴向速度位于布水管出口正对位置,最小轴向位置位于布水管出口间隙对应处。随着漩涡的发展,流层间累积的动量交换逐渐增加,轴向和径向速度沿径向分布越来越均匀,并最终在大约轴向 400 mm 位置处,形成均匀稳定的上升水流。此时,除近壁面区域,各处轴向速度基本为设定值 0.04 m/s; 径向速度很小,当不存在颗粒扰动时,可以忽略。

进料流在 700 mm 处进入分选机,由于与上升水流之间存在较大的轴向速度差,流层间存在强烈的剪切作用,漩涡再次生成,湍流强度也随之增大。从图 5(a) 可以看出,在 LSFBS 轴向 500 ~ 700 mm 范围的中心区域,进料流向下的轴向速度以及上升水流向上的轴向速度都迅速减小,说明该区域轴向速度梯度较大。根据二维不可压缩流体运动的连续性方程:

$$\frac{\partial u}{\partial x}+\frac{\partial v}{\partial y}=0 \tag{5}$$

式中,u 为流体 x 方向速度; v 为 y 方向速度。

轴向速度梯度的增大必然导致径向速度梯度的

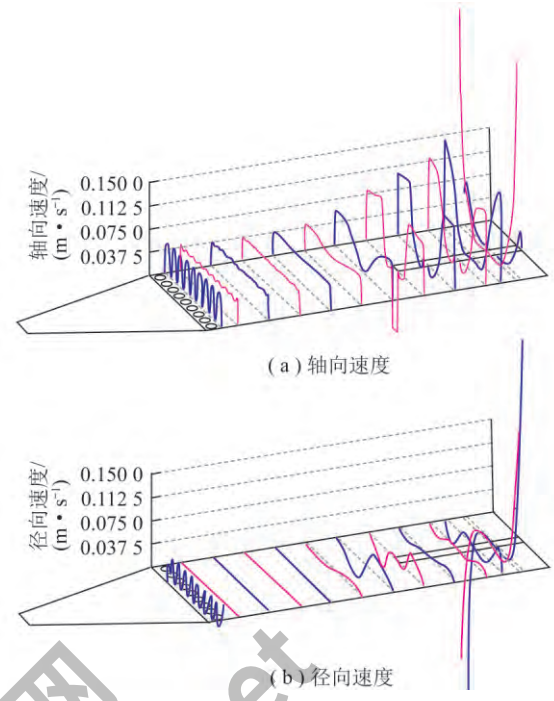


图 5　轴向和径向速度分布

Fig. 5　Distribution of axial velocity and radial velocity

增大(两者大小相等,符号相反),因此在 Y = 500 ~ 700 mm 的中心区域,径向速度开始迅速增大(图 5(b))。矿粒由进料口进入轴向 500 ~ 700 mm 范围内后,由于径向速度增大,大部分的低密度颗粒及高密度细颗粒能沿径向较快扩散。但由于该区域上升水流速度小于平均上升水流速度,颗粒在径向扩散的同时,粗而轻的颗粒将会下沉。随着矿粒向下运动,上升水流速度逐渐回升,同时悬浮液中颗粒平均密度逐渐增大,大部分轻颗粒又随上升水流向上运动,并由轴向速度较大的径向位置(由图 5(a) 看出,在进料口下部区域,周边区域的轴向速度高于平均轴向速度) 越过进料口下部区域而进入到溢流。在进料流流入分选机到其因与上升水流作用转而向上运动的过程中,进料流中大部分固体颗粒(包括部分的极细粒) 与进料流流层间将产生一定速度的滑移,发生固体颗粒由进料流流层向上升水流流层的转移。

3.3　不同上升水流分选效果的模拟

模拟入料细分为 11 个密度级,各密度级产率见表 2。

3.3.1　上升水流速度变化对分选效果的影响

保持入料特性和其它操作参数不变,分别模拟上升水流为 20,25,30,35,40,45,50,55 和 60 mm/s 时,粗煤泥颗粒在 LSFBS 内的分选过程,得到不同密度级在重产物中的分配率如图 6 所示(由左至右,各分配曲线对应的上升水流速率逐渐增大)。由图 6 可

中国矿业期刊网 www.chinacaj.net

以看出,分配曲线随上升水流速度的增大向右平移,同时逐渐变得平缓,表明随上升水流速度的增大,分选密度增大,同时 E_p 值也增大。

表 2 模拟入料密度组成

Table 2 Distribution of density fractions of the coarse coal slime in simulation

密度/(g·cm^{-3})	平均密度/(g·cm^{-3})	产率/%
<1.3	1.25	46.25
1.3~1.4	1.35	15.19
1.4~1.5	1.45	9.01
1.5~1.6	1.55	3.69
1.6~1.7	1.65	2.15
1.7~1.8	1.75	2.24
1.8~1.9	1.85	3.08
1.9~2.0	1.95	3.88
2.0~2.1	2.05	4.51
2.1~2.2	2.15	4.48
>2.2	2.25	5.62

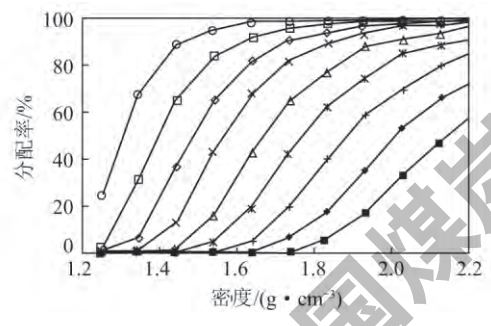


图 6 分配曲线随上升水流流速变化

Fig. 6 Partition curves at different upward current rate

对于粒径介于 0.05~5.00 mm 范围的细粒矿物,分选过程中其颗粒雷诺数主要位于阿连区[22],由此得到密度不同的两等沉颗粒的等沉比为

$$e_{0-S}=\frac{d_{P1}}{d_{P2}}=\left(\frac{\rho_{P2}-\rho_F}{\rho_{P1}-\rho_F}\right)^{2/3} \tag{6}$$

式中,d_{P1},d_{P2} 分别为颗粒 1 和颗粒 2 直径;ρ_{P1},ρ_{P2} 分别为颗粒 1 和颗粒 2 密度;ρ_F 为床层有效密度。

保持入料速率和入料浓度以及底流排放速率不变,LSFBS 内液固流化床层空隙率随上升水流速度的增大而增大,导致床层压力下降,床层有效密度 ρ_F 下降。令 $f(x)=[(\rho_{P2}-x)/(\rho_{P1}-x)]^{2/3}$,式中 x 表示分选介质密度。容易看出,函数 $f(x)$ 在 $x>0$ 区间内为增函数,所以随着床层有效密度的下降,颗粒的等沉比降低,即意味着允许的最大与最小颗粒粒径之比减小,入选颗粒按密度分选过程中,粒度效应导致不同密度颗粒间的错配率增大,进而导致 E_p 增大。

由图 6 得到分选密度和 E_p 值与表观上升水流速度的关系如图 7 所示。对图 7 中数据进行拟合,得到分选密度(δ_{50})和 E_p 值与表观上升水流速度 u' 的函数关系分别为

$$\delta_{50}=1.015e^{12.61u'} \tag{7}$$

$$E_p=0.281\exp\left[-\left(\frac{u'-0.101}{0.066}\right)^2\right] \tag{8}$$

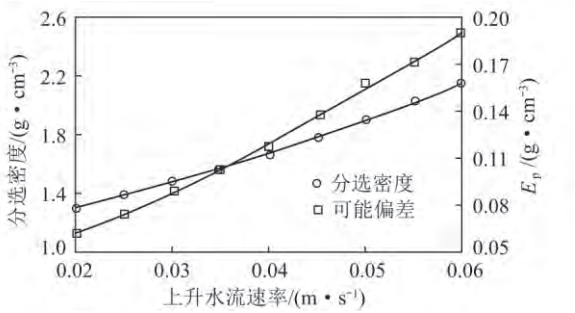


图 7 δ_{50} 和 E_p 值随上升水流变化趋势

Fig. 7 Relationship of $\delta_{50}-u$ and E_p-u

其调整的拟合优度($\mathrm{Adj}-R^2$)分别为 0.999 和 0.998。

在其他操作因素和入料特性不变前提下,根据入料的可选性曲线确定了理论分选密度后,可根据分选密度与上升水流间的函数关系,来确定上升水流流速,进而根据上升水流流速与 E_p 值间的函数关系来预测该分选密度下 LSFBS 的实际分选精度。如此,为确定合适的分选密度和表观上升水流速度提供参考。

3.3.2 脉动水流的加入对分选结果的影响

数值模拟中脉动上升水流周期分别为 0.25,0.75,1.25 和 1.75 s,其峰值和谷值分别都为 35 和 25 mm/s,4 种脉动周期的平均上升水流速度都为 30 mm/s,如图 8 所示。4 种脉动周期下,粗煤泥分选结果如图 9 所示,为便于比较脉动上升水流与均匀上升水流分选效果,将均匀上升水流速度为 25,30 以及 35 mm/s 下的分选结果也列于图 9 中。由图 9 可以看出,4 种周期的脉动水流分配曲线基本位于 25 和 35 mm/s 均匀上升水流分配曲线之间;随着脉动周期的增大,分配曲线在低密度端(<1.4 g/cm^3)逐渐下降,当周期达到 1.25 s 后,低密度端与均匀上升水流(30 mm/s)的分配曲线重合;高密度端(>1.9 g/cm^3)在此过程中基本不变;中间密度颗粒随脉动周期的增大,在重产物中的分配率基本呈现逐渐减小的趋势,即使在脉动周期达到 1.25 s 以后,中间密度颗粒的分配率也有略微减小。进一步分析可知,脉动水流下低密度颗粒在重产物中的错配率不会低于均匀上升水流下的错配率;当脉动周期减小时,低密度和中间密度颗粒在底流的分配率将增大,且增大幅度随

中国煤炭期刊网 www.chinacaj.net

密度的减小也呈现增大趋势,分配曲线随脉动周期的这种变化趋势将导致精煤产率下降的同时,灰分却可能升高。

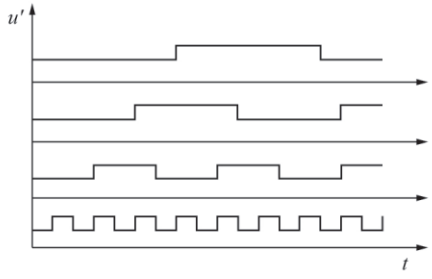


图 8　4 种脉动周期的脉动上升水流

Fig. 8　Four pulsating currents of different cycles

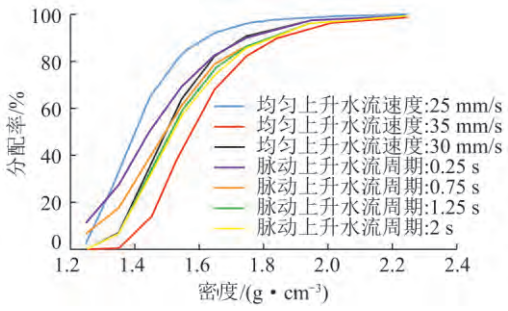


图 9　不同脉动形式的分选结果

Fig. 9　Separation results of the four pulsating currents

通过以上分析发现,脉动周期为 1.25 s 时,精煤颗粒在底流中损失最小,因此保持脉动周期为 1.25 s 不变,对脉动波形分别为矩形、锯齿形、正弦形和抛物线形的脉动水流分选效果实行进一步数值研究,各脉动波形如图 10 所示。4 种脉动水流的平均流速和最小流速分别都为 30 和 25 mm/s,其中锯齿形、抛物线形和正弦形的脉动水流流速随时间的函数关系分别为

$$u' = \begin{cases} 0.035 - 0.02\left(\dfrac{t}{C} - I\right) & \left(0 \leqslant \dfrac{t}{C} - I < 0.5\right) \\ 0.015 + 0.02\left(\dfrac{t}{C} - I\right) & \left(0.5 \leqslant \dfrac{t}{C} - I < 1\right) \end{cases} \tag{9}$$

$$u' = \begin{cases} 0.025 + 0.038\,4\left[\dfrac{0.625}{0.5}\left(\dfrac{t}{C} - I\right)\right]^2 \\ \qquad \left(0 \leqslant \dfrac{t}{C} - I < 0.5\right) \\ 0.025 + 0.038\,4\left[\dfrac{0.625}{0.5}\left(\dfrac{t}{C} - I - 1\right)\right]^2 \\ \qquad \left(0.5 \leqslant \dfrac{t}{C} - I < 1\right) \end{cases} \tag{10}$$

$$u' = 0.03 + 0.005\sin(2\pi/1.25t) \tag{11}$$

式中,t 为流动时间; C 为脉动周期,$C = 1.25$ s; I 为流动时间与周期的商,向下取整,$I = \mathrm{int}(t/C)$。

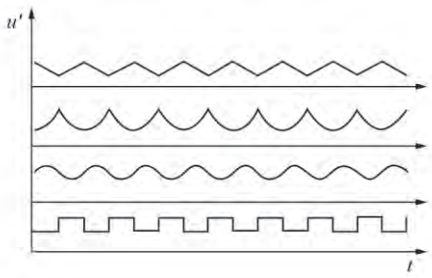


图 10　脉动水流的 4 种波形

Fig. 10　Wave shapes of the four upward currents

4 种脉动水流下,各密度级粗煤泥颗粒在底流中的分配情况如图 11 所示。可以看出,除抛物线形脉动水流,其余 3 种波形脉动水流的分选结果相差不大; 4 种波形中矩形脉动水流底流产物中低密度颗粒(<1.4 g/cm³)的错配率最小,而抛物线形脉动水流底流产物中低密度颗粒的错配率最大; 从 4 种脉动水流和均匀上升水流分配曲线形状可以看出,在脉动周期为 1.25 s 时,矩形、锯齿形和正弦形脉动水流所得精煤产率较均匀上升水流略有增加,但由于增加的这部分产率主要来自于 1.5 ~ 1.8 g/cm³ 密度级,所以精煤灰分也将相应提高; 进一步分析 4 种波形脉动水流的分配曲线形状,发现 E_p 值较均匀上升水流的偏大,说明脉动水流下分选精度存在一定程度的下降。本文得到的脉动水流对分选效果影响的结论与 Galvin K. P. 等[23] 试验研究中的结论总体一致。

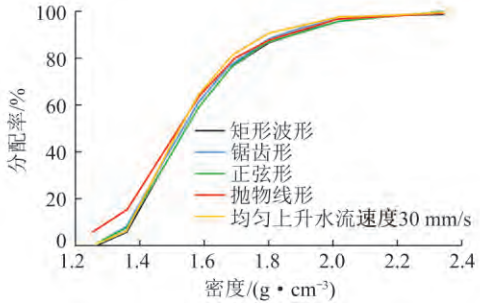


图 11　4 种波形脉动水流分选结果

Fig. 11　Partition curves of the four upward currents

4　结　　论

(1) 用 RNG k-ε 湍流模型和 VOF 多相流模型模拟了 LSFBS 内外气液两相湍流流场,并耦合 DPM 模拟了粗煤泥颗粒在 LSFBS 内的分选过程,得到的模拟结果能较好的吻合试验结果,其中预测精煤产率与试验值间的相对偏差为 2.38%,所有密度级分配率的均方根误差为 2.47。

(2) LSFBS 主要靠流体分布器射流边界层内湍流漩涡来实现上升水流沿径向的均匀分布; 由于进料流和上升水流相互作用,在进料口下方的中心区域,

中国煤炭期刊网 www.chinacaj.net

上升水流流速低于平均上升水流流速，同时该区域内，径向速度变化迅速。

(3) 随着表观上升水流速度的增大，分选密度和可能偏差呈增大趋势；通过回归分析得到了分选密度和可能偏差与上升水流间的函数关系。由产品要求和入料浮沉资料确定出理论分选密度后，可根据分选密度与上升水速间函数关系来确定表观上升水流速度，进而可根据上升水速与可能偏差间函数关系来预测 LSFBS 分选精度。

(4) 对于脉动上升水流，最佳脉动周期为1.25 s，最佳脉动波形为矩形，但无论改变脉动水流周期，还是脉动波形，都不能使其分选精度优于相应均匀上升水流的分选结果。

参考文献:

[1] Kumar C R，Bhoja S K，Tripathy S K，et al. Classification performance evaluation of floatex density separator for coal fines [J]. Fuel，2013，108(11)：303-310.

[2] Galvin K P，Zhou J，Dickinson J E，et al. Desliming of dense minerals in fluidized beds [J]. Minerals Engineering，2012，39(6)：9-18.

[3] Kiani A，Zhou J，Galvin K P. Upgrading of positively buoyant particles using an inverted reflux classifier [J]. Advanced Powder Technology，2014，26(1)：119-125.

[4] 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 & Extractive Metallurgy，2007，117：48-55.

[5] 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.

[6] Galvin K P，Doroodchi E，Callen A M，et al. Pilot plant trial of the reflux classifier [J]. Minerals Engineering，2002，15(1-2)：19-25.

[7] Kim B H. Modeling of hindered-settling column separations [D]. Pennsylvania：The Pennsylvania State University，2003.

[8] Honaker R Q，Mondal K. Dynamic modeling of fine coal separations in a hindered-bed classifier [J]. Coal Preparation，2000，21(2)：211-232.

[9] Kohmuench J N. Improving efficiencies in water-based separators using mathematical analysis tools [D]. Blacksburg：Virginia，2000.

[10] Xia Y K. CFD Simulation of Fine Particle Gravity Separation in Hindered-settling Bed Separators [J]. Chemical Product and Process Modeling，2007，2(3)：1-24.

[11] 陈友良，刘文礼，马克富，等. 粗煤泥干扰床分选机流场的数值模拟 [J]. 中国矿业大学学报，2011，40(4)：608-610.
Chen Youliang，Liu wenli，Ma kefu，et al. Numerical simulation of the flow field in the teetered bed separator [J]. Journal of China University of Mining & Technology，2011，40(4)：608-610.

[12] 沙杰. 液固流化床中颗粒分选行为和运动特性的研究 [D]. 徐州：中国矿业大学，2013.
Sha Jie. Study on separation behavior and motion characteristic of particles in liquid-solid fluidized bed separator [D]. Xuzhou：China University of Mining and Technology，2013.

[13] 张夏，章新喜，陈峰，等. 脉动液固流化床分选机流场的计算流体力学模拟 [J]. 选煤技术，2012(2)：4-8.
Zhang Xia，Zhang Xinxi，Chen Feng，et al. CFD simulation of hydrodynamics of pulsating liquid-solid fluidized bed separator [J]. Coal Preparation Technology，2012(2)：4-8.

[14] 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.

[15] 吕一波，原明科. 水介质流化床粗煤泥分选数值模拟 [J]. 黑龙江科技学院学报，2010，20(3)：180-182.
Lü Yibo，Yuan Mingke. Numerical simulation of coarse slime separation in water medium fluidized separator [J]. Journal of Heilongjiang Institute of Science and Technology，2010，20(3)：180-182.

[16] Skorokhodov V F，Khokhulya M S，Opalev A S，et al. Computational fluid dynamics methods in research and analysis of mineral separation [J]. Journal of Mining Science，2013，49(3)：507-513.

[17] Peng F F，Xia Y K. Fluid dynamic modeling of fine particle separation in hindered-settling bed separators by CFD [A]. 2004 SME Annual Meeting and Exhibition [C]. Denver，2004：1-11.

[18] 孙铭阳，韦鲁滨，朱学帅，等. 液固分选流化床三相流场模拟中各黏性流动模型的适用性 [J]. 过程工程学报，2016，16(1)：86-93.
Sun Mingyang，Wei Lubin，Zhu Xueshuai，et al. Research on performances of different viscous models in simulation of flow field in liquid-solid fluidized bed separator [J]. The Chinese Journal of Process Engineering，2016，16(1)：86-93.

[19] Fran & xE，ois G Schmitt. About Boussinesq's turbulent viscosity hypothesis：Historical remarks and a direct evaluation of its validity [J]. Comptes Rendus Mecanique，2007，335(9)：617-627.

[20] Yakhot V，Orszag S A. Renormalization group analysis of turbulence. I. Basic theory [J]. Journal of Scientific Computing，1986，1(1)：3-51.

[21] Schiller L，Naumann A. A drag coefficient correlation [J]. VDI Zeits，1933，77：318-320.

[22] 卢寿慈. 矿物颗粒分选工程 [M]. 北京：冶金工业出版社，1990.
Lu Shouci. Separation engineering of minerals particles [M]. Beijing：Metallurgical Industry Press，1990.

[23] Galvin K P，Pratten S J，Lambert N，et al. Influence of a jigging action on the gravity separation achieved in a teetered bed separator [J]. Minerals Engineering，2002，15(12)：1199-1202.

中国煤炭期刊网 www.chinacaj.net