

压力脉动法探究 U 型还原室内床层流化特性

唐志东, 韩跃新, 高 鹏, 李二垒

(东北大学 资源与土木工程学院, 辽宁 沈阳 110819)

摘 要: U 型还原室是铁矿悬浮磁化焙烧炉的核心装置, 其内部物料流化特性尚不明确. 为此, 搭建冷态试验系统, 采用压力脉动法探讨了初始床层高度、松动风速及物料粒度对流化室内物料流化特性的影响, 通过功率谱密度分析了流化机理. 结果表明: 松动风速和物料粒度是影响初始流化速度的主要因素, 而初始床层高度影响不大; 流化室内压力脉动随初始床层高度和松动风速增大而减小, 随物料粒度增大而增大; 功率谱分析揭示了气泡形成、聚并及破碎是导致压力脉动的根本原因. 研究结果为悬浮磁化焙烧试验过程中操作参数的设计及优化提供了理论和数据支持.

关 键 词: 流态化; 颗粒物料; 初始流化速度; 压力脉动; 两相流; 气泡

中图分类号: TD 925.7

文献标志码: A

文章编号: 1005-3026(2019)08-1160-06

Fluidization Characteristics of U-Typed Reduction Chamber with Pressure Fluctuation Method

TANG Zhi-dong, HAN Yue-xin, GAO Peng, LI Er-lei

(School of Resources & Civil Engineering, Northeastern University, Shenyang 110819, China. Corresponding author: HAN Yue-xin, E-mail: dongdafulong@mail.neu.edu.cn)

Abstract: The U-typed reduction chamber is the core reaction device of the iron suspension roaster. In order to study the fluidization characteristics, a cold experiment system of U-typed reduction chamber was established. Based on the experimental data collected by pressure fluctuation method, the following conclusions were drawn. Aeration velocity and particle size were the main factors affecting the initial fluidization velocity, while the initial bed height had little effect. With the increasing of initial bed height and aeration velocity, the pressure fluctuation in fluidization chamber became lower, but opposite result was obtained for particle size. Besides, power spectrum analysis revealed that the formation, coalescence and fragmentation of bubbles were the fundamental reasons for pressure fluctuation. The results would provide theoretical support for the design and optimization of the operating parameters during suspension magnetization roasting experiments.

Key words: fluidization; granular materials; initial fluidization velocity; pressure fluctuation; two-phase flow; bubble

悬浮磁化焙烧技术是近几年发展起来的铁矿分选行业的节能新技术, 具有流态化传质传热效率高、气固接触面积大、焙烧能耗低等突出优点, 在复杂难选铁矿资源高效开发方面得到很好的应用^[1]. U 型还原室是悬浮磁化焙烧炉的核心反应结构, 是典型的流化床装置, 具有还原室和密封阀的双重功能, 可防止还原气体反窜进入旋风分离

器, 以免造成压力失衡、系统堵塞. 所以, 矿石颗粒在还原室内能否正常流化对整个系统的顺行及物料的还原效果起决定作用, 但目前对于 U 型还原室内矿石颗粒流动特性的研究未见报道.

初始流化速度是决定还原室内物料能否正常流化的主要参数, 也是表现 U 型还原室流化性能的重要指标, 更是流化床设计的关键变量^[2]. 理

论上,对于常规的固定流化床,当流化床层内的流体达到流化点(床层压力损失等于单位面积床层上的固体颗粒重力)时,这时的气体流速称为临界流化速度(v_{mf}). v_{mf} 通常由降速法测定床层压降与气体速度的关系曲线得到^[3],然而由于存在固定床到流化床转变的过渡区,这种方法很难获得准确的临界值,并且这种方法因受环境条件的干扰不能直接应用于工业流化床^[4].Puncochar 等发现压力脉动的标准偏差与气体速度符合线性函数关系,当标准偏差为 0 时对应的气体速度即为临界流化速度^[5];Hong 等用该方法分别测得了循环流化床和二维矩形床的 v_{mf} ,并认为压力信号的采集结果与压力探头的位置密切相关,压力探头的最佳位置应在轴向较高处,且满足 $L/D \geq 1.0$ ^[4], L 为轴向高度, D 为流化床直径.

除此之外,很多学者提出了预测临界流化速度的经验计算公式^[6].虽然计算临界流化速度的经验或半经验公式较多,但往往计算值与试验值存在较大偏差,最大相对误差在 30% 以上^[6].这是因为这些公式均假设孔隙率和球形度等参数为固定值,而这种设定只适用于窄筛分物料,且只满足于常规流化床装置.对于不同的物料及流化床装置,流化特性具有很大差异.U 型还原室的独特之处在于其底部存在流化风和松动风,只有在两路气体共同作用下才能正常工作.本文将流化室内物料由固定床转变为流化床时所对应的流化风表观气速定义为初始流化速度,针对新型 U 型还原室结构,进行相关流化特性试验研究.

本文为了清晰地观察物料流动状态,采用 Geldart B 类的白色氧化铝粉颗粒作为床料,在有机玻璃制成的 U 型还原室冷态试验系统中,采用压力脉动法探讨了初始床层高度、松动风速及物料粒度对流化室内初始流化速度和脉动特性的影响规律,并通过功率谱密度分析了物料在还原室中的流化机理,以期后续悬浮磁化焙烧试验过程中操作参数的设计及优化提供理论和数据支持.

1 试验材料和方法

1.1 试验装置

图 1 是 U 型还原室冷态试验系统的示意图,包括气体供给系统、给料系统、U 型还原室主体系统和压力采集及处理系统四部分组成.如图 2 所示,U 型还原炉腔主体结构分为流化室(左)和松动室(右)两部分,两室由底部的水平通道连通.

流化室底部截面为 0.10 m×0.05 m,高 0.8 m;松动室底部截面为 0.05 m×0.05 m,高 1 m;水平孔口高 0.07 m.试验使用的流化气体为压缩空气,通过浮子流量计控制气量,布风板开孔率为 5.6%.在还原室壁面,设置 6 个测压孔(测压孔分布情况见图 2),压力传感器与测压孔以螺纹方式相连(本文试验数据取自 4 号测压点).试验采用 WH-131-PM 型压力传感器测量还原室内压力,最大量程为 0~200 kPa,精度为满量程的 0.1%.待测压力通过压力传感器,将压力信号转换为与输入压力成线性对应关系的 4~20 mA 标准电流输出信号,然后通过 24 位 A/D 板将电流信号转化为数字信号,最后由 LabVIEW 软件完成数据的检测、存储与分析.压力采集系统的采样频率为 80 Hz,采样长度 4 800 点,试验测得的压力信号采用数字滤波器进行滤波处理,以消除高频(>20 Hz)噪音.

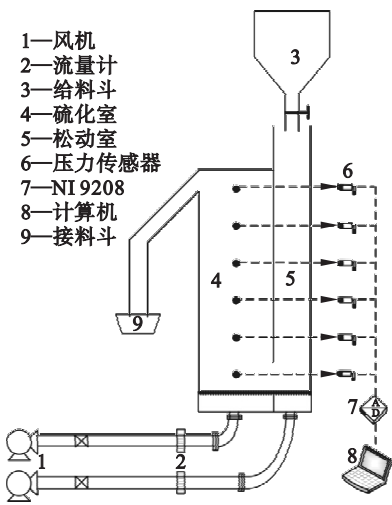


图 1 冷态试验系统结构示意图
Fig. 1 Schematic diagram of the test rig

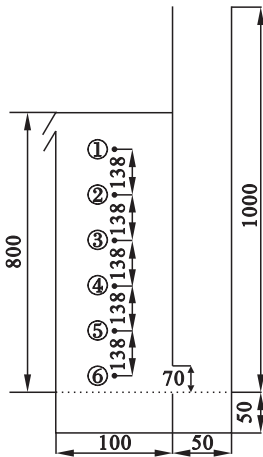


图 2 测压点分布图(单位:mm)
Fig. 2 Distribution of pressure taps(unit:mm)

1.2 试验物料

所用固体物料为氧化铝粉,为了系统研究不同粒度的物料流化特性,用标准筛将其分为 3 个粒度,具体分组及其物理性质见表 1.

表 1 试验物料物理性质				
Table 1 Physical properties of the test material				
氧化铝 颗粒组别	粒级 μm	平均粒径 μm	真密度 kg·m ⁻³	堆密度 kg·m ⁻³
组 1	− 74	70. 77	2 398. 89	1 200. 18
组 2	+ 74 ~ 106	101. 09	2 398. 89	1 205. 98
组 3	+ 106 ~ 150	146. 66	2 398. 89	1 242. 49

1.3 试验方法

1.3.1 操作方法

首先在空床条件下打开气体供给系统、压力采集系统,检查整个系统是否漏气并标定压力传感器,确认无误后全部关闭;将床层中充填一定初始高度的氧化铝颗粒,按照降速法进行测量,通过浮子流量计调节气速,达到预定工况后保持 2 min,待系统稳定后运行压力信号采集系统,实时记录床层压力脉动信号 1 min;关闭压力信号采集系统,清空 U 型还原室内物料,将所得压力信号数据进行分析处理.

1.3.2 数据分析方法

流化床内压力是平稳的随机信号,Bendat 和 Piersol 给出了随机信号的统计分析方法^[7]. 压力信号脉动的标准偏差为

$$SD=\sqrt{\frac{1}{N-1}\sum_{i=1}^N(P_i-\bar{P})^2},i=1,2,3,\cdots;$$

(1)

$$\bar{P}=\frac{1}{N}\sum_{i=1}^NP_i.$$

(2)

式中: P_i 为采集压强,Pa; \bar{P} 为平均压强,Pa; N 为采样点数. Puncocar 等发现压力脉动标准偏差 SD 与流化室内表观气速 v_f 的关系^[4]为

$$SD=A+Bv_f.$$

(3)

自相关函数能清楚地反映随机信号中决定性的数据,并能给出其中潜在的正弦波周期^[7],它的数学定义为

$$R_x(t,\tau)=E\left[x\left(t+\frac{\tau}{2}\right)x^*\left(t-\frac{\tau}{2}\right)\right].$$

(4)

式中: $E[\cdot]$ 表示统计平均; t 表示时间; τ 表示延迟; $x^*(\cdot)$ 表示取共轭.

随机信号的功率谱密度可以表示为自相关函数的傅里叶变换:

$$S_x(t,f)=\int_{-\infty}^{\infty}R_x(t,\tau)e^{-j2\pi f\tau}d\tau.$$

(5)

式中 f 表示频率.

2 试验结果与讨论

2.1 初始床层高度对初始流化速度的影响

本试验采用物料粒度为 146. 66 μm、堆密度为 1 242. 49 kg·m⁻³ 的氧化铝粉作为床料. 在松动风速为 0、初始床层高度分别为 0. 40,0. 45,0. 50,0. 55 m 的条件下,压力脉动标准偏差 SD 与流化室内表观气速 v_f 的关系曲线见图 3.

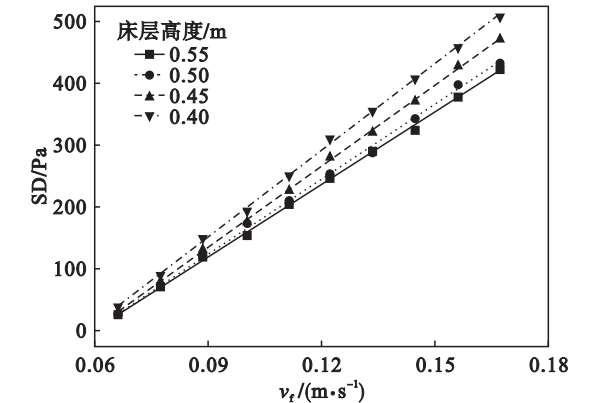


图 3 不同初始床层高度下 SD 与 v_f 的关系
Fig. 3 Plot of SD against v_f for different initial bed heights

根据图 3 中压力脉动的标准偏差 SD 与表观气速 v_f 呈线性相关这一结果,可由式(3)拟合得到 SD - v_f 直线,结果见表 2. 令 SD = 0,此时所对应的表观气速 v_{if} 为该试验条件下流化室内物料的初始流化速度值. 由表 2 可知,二者线性拟合度极高,与 Puncocar 得到的结论相一致,证实了该方法测量初始流化速度的可靠性. 在不同初始床层高度条件下,所得初始流化速度值相差不大,在 0. 059 m·s⁻¹ 左右,表明初始床层高度对初始流化速度影响不大.

表 2 不同初始床层高度下 SD 与 v_f 线性拟合结果
Table 2 Fitting results of SD against v_f with different initial bed heights

初始高度 m	拟合方程	拟合度	v_{if} m·s ⁻¹
0. 40	SD = 4 696. 11 v_f - 272. 73	0. 999 6	0. 058
0. 45	SD = 4 383. 34 v_f - 259. 51	0. 999 8	0. 059
0. 50	SD = 4 035. 50 v_f - 238. 94	0. 999 0	0. 059
0. 55	SD = 3 941. 14 v_f - 235. 48	0. 999 1	0. 059

2.2 松动风速对初始流化速度的影响

在初始床层高度为 0.45 m、物料粒度 d_p 分别为 70.77, 101.09 和 146.66 μm 的条件下, 讨论了松动风速 v_a 对初始流化速度的影响, 不同粒度物料的压力脉动标准偏差 SD 与流化室内表观气速 v_f 的关系曲线见图 4, 不同工况下初始流化速度测量结果见表 3.

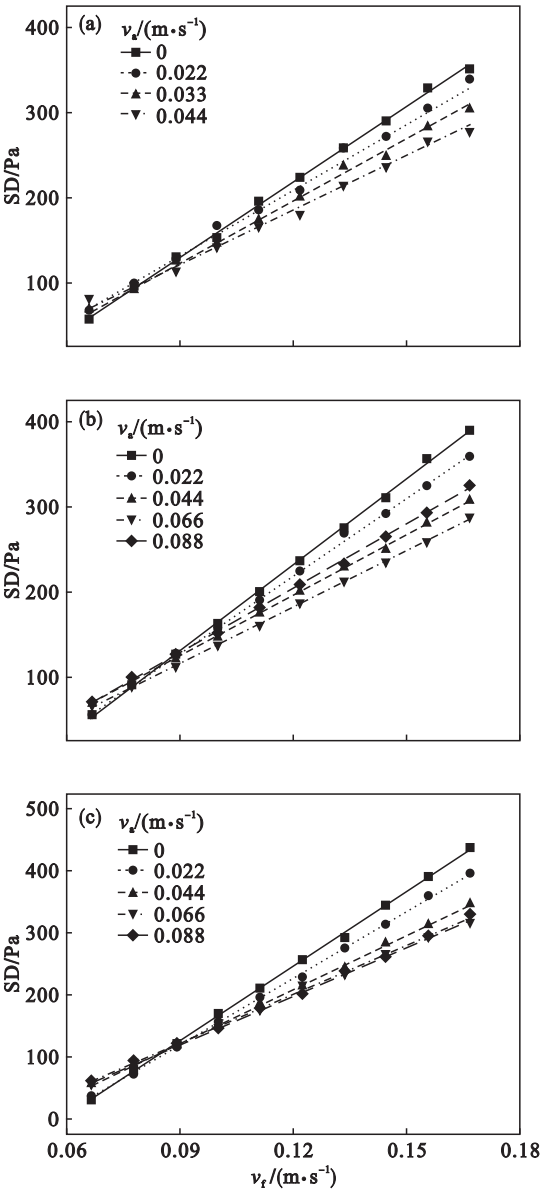


图 4 不同松动风速下 SD 与 v_f 的关系
Fig. 4 Plot of SD against v_f for different aeration gas velocities
(a)— $d_p = 70.77 \mu\text{m}$; (b)— $d_p = 101.09 \mu\text{m}$;
(c)— $d_p = 146.66 \mu\text{m}$.

由表 3 可知, 当物料粒度为 70.77 μm 时, 在松动风速为 0 ~ 0.044 $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ 范围内, 随着松动风速的增加, 流化室初始流化速度呈逐渐下降的趋势; 这是因为此时松动室内物料为固定床状态, 固体颗粒形成料封, 气体不能从松动室溢出, 使得部

分气体通过底部水平通道进入流化室内, 相当于增大了流化室的表观气速, 所以流化室内物料需要相对较低的表观气速便可达到流化状态.

表 3 不同工况下初始流化速度测量结果 Table 3 Results of initial fluidization velocity under different working conditions		
$d_p/\mu\text{m}$	$v_a/(\text{m}\cdot\text{s}^{-1})$	$v_{if}/(\text{m}\cdot\text{s}^{-1})$
70.77	0	0.043
	0.022	0.036
	0.033	0.036
	0.044	0.032
101.09	0	0.050
	0.022	0.048
	0.044	0.038
	0.066	0.037
146.66	0	0.058
	0.022	0.057
	0.044	0.048
	0.066	0.045
	0.088	0.044

由图 4 可知, 随着流化风速的增加, 压力脉动的标准偏差逐渐增大, 即流化室内压力波动越来越剧烈, 这是因为床内气泡破碎与聚并的频率加剧, 气泡的尺寸随着风速的增大而增大, 故压力脉动逐渐增大; 在同一流化风速的条件下, 压力波动随松动风速的增大而减小. 从 D. Bai 等提出的经典流型图(图 5)中可以看出, 从鼓泡流化到气力输送的区域内, 床层压力脉动的标准偏差主要取决于颗粒浓度, 而与操作气速、颗粒循环速率及测定位置等因素几乎无关. 在鼓泡流化状态, 随着颗粒浓度的增大, 脉动方差逐渐减小^[8]. 当表观气速增大时, 流化室内空隙率变大, 颗粒浓度逐渐减小, 则脉动标准偏差随之增大; 当松动风速增大时, 松动室底部物料松散程度增加, 物料通过水平孔口的阻力减小, 使其更易于由松动室流入流化室, 流化室内颗粒浓度增大, 则压力脉动的标准偏差减小.

2.3 物料粒度对初始流化速度的影响

在松动风速为 0, 0.022, 0.044 $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$, 初始床层高度为 0.45 m 条件下, 考察物料粒度分别为 70.77, 101.09 和 146.66 μm 的初始流化速度, 压力脉动标准偏差 SD 与表观气速 v_f 的关系曲线见图 6. 不同工况下初始流化速度测量结果见表 4.

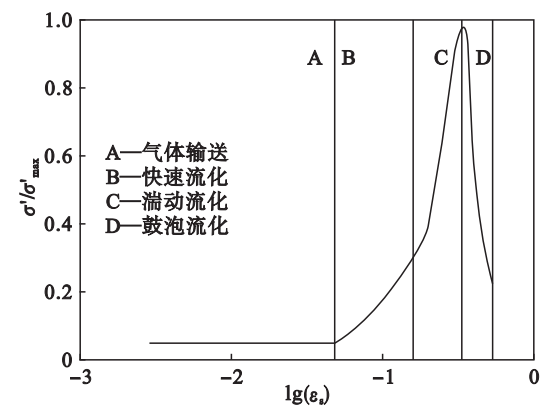


图 5 经典流型图(白丁荣)^[8]
Fig. 5 Flow regime map of D. Bai^[8]

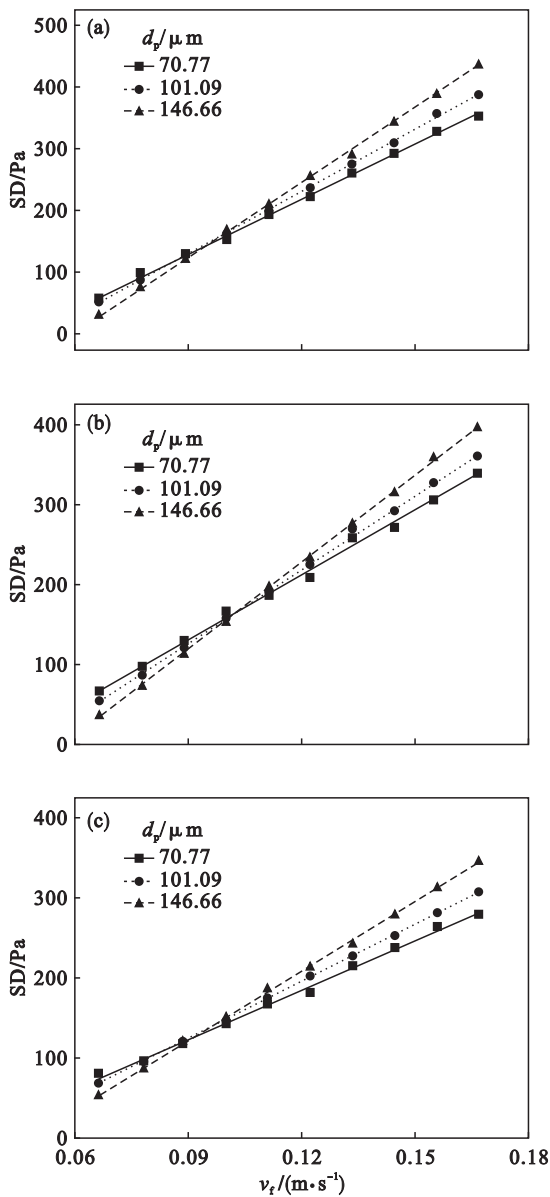


图 6 不同物料粒度下 SD 与 v_f 关系曲线
Fig. 6 Plot of SD against v_f for different particle sizes
(a)— $v_a = 0$; (b)— $v_a = 0.022 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$;
(c)— $v_a = 0.044 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$.

表 4 不同工况下初始流化速度测量结果		
Table 4 Results of initial fluidization velocity under different working conditions		
$v_a / (\text{m} \cdot \text{s}^{-1})$	$d_p / \mu\text{m}$	$v_{if} / (\text{m} \cdot \text{s}^{-1})$
0	70.77	0.043
	101.09	0.050
	146.66	0.058
0.022	70.77	0.036
	101.09	0.048
	146.66	0.057
0.044	70.77	0.032
	101.09	0.038
	146.66	0.048

由表 4 可知,随着物料粒度的增大,初始流化速度随之增大,该结果可由 Ergun 公式^[9]得到解释.

$$u_{mf} = \frac{\sqrt{d_p(\rho_p - \rho)g\varepsilon_{mf}^3\psi}}{1.75\rho}.$$

(6)

虽不能由式(6)直接对初始流化速度进行计算,但可作为参考对其进行定性分析.由式(6)可以看出,不同粒度的氧化铝颗粒、真密度及球形度基本保持一致,其初始流化速度与物料粒度呈正相关,与试验结果吻合得很好.

由图 6a 可知,在松动风速为 0 的条件下,随着物料粒度的增大,流化室内压力脉动标准偏差逐渐增大.这是因为当物料粒度变大时,流化室内气泡生长尺寸增大,床内压力波动幅度加大;物料粒度增大,流化室内颗粒之间的缝隙增大,床内空隙率相对较大,颗粒浓度相对较小,由 D. Bai 经典流型图(图 5)同样可知,压力脉动减小.由图 6b,图 6c 可知,在松动风速为 0.022,0.044 $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ 的条件下,同样存在以上规律.

2.4 压力脉动的功率谱分析

功率谱密度(PSD)图像表征压力信号的能量在频域上的分布,功率谱分析是认识气固两相流瞬态信号的有效方法^[10-12].在一定采样时间内采集的典型压力脉动信号见图 7,对图 7 中的压力信号进行傅里叶变换得到如图 8 所示的功率谱密度图,图中横坐标表示压力脉动的频率分布,纵坐标为脉动频率所具有的相对能量,能量最大点对应的频率称为主频,表示此时压力脉动由该频率起主导作用.

由图 7 可以看出,当流化风速为 0.055 $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ 时,流化室内压力值在 4 350 Pa 左右且波动不大;图 8 为该压力信号的功率谱密度图,可以看到此时图中没有明显的主频,各个频率成分对压力脉动的贡献基本相等,而且脉动强度较小,这是因为

流化风速较低,流化室内物料未开始流化,气体由颗粒缝隙溢出,气体的通过只能使颗粒的空隙率发生变化,不形成气泡.当气速为 $0.066\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ 时,压力均值稍有增加且流化室内压力具有明显的波动性,功率谱密度图中出现峰值,表明此时的压力脉动主要由这几个频率的脉动成分构成,尤其在 0.25 Hz 时幅值最大,说明此时起主导作用的气泡产生频率为 0.25 Hz ,气泡不断形成、聚并及破碎导致了压力的波动,使得颗粒层由固定床向流化床转变.当流化风速超过初始流化速度时,一部分“多余”的气体将以气泡的形式通过床层使其形成鼓泡流化床,该结果说明物料粒度为 $146.66\text{ }\mu\text{m}$ 、松动风速为 0 的条件下, v_{if} 应在 $0.055\sim0.066\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ 区间内;本文 2.1 节中由压力脉动法测得的 v_{if} 为 $0.059\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$,二者取得较高的一致性.粒度为 101.09 和 $70.77\text{ }\mu\text{m}$ 的物料可得到同样的结果.

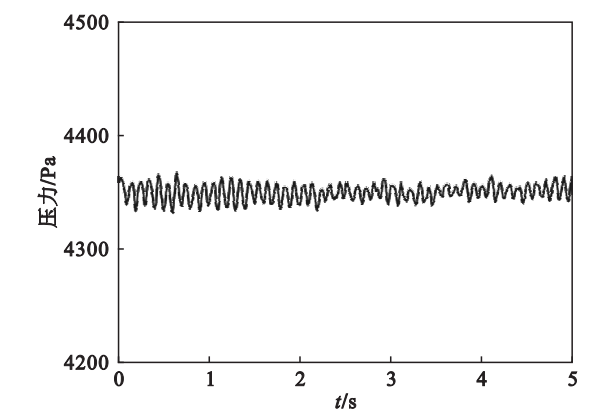


图 7 表观气速为 0.055 m/s 的压力脉动曲线
Fig. 7 Pressure pulsation curve with superficial gas velocity of 0.055 m/s

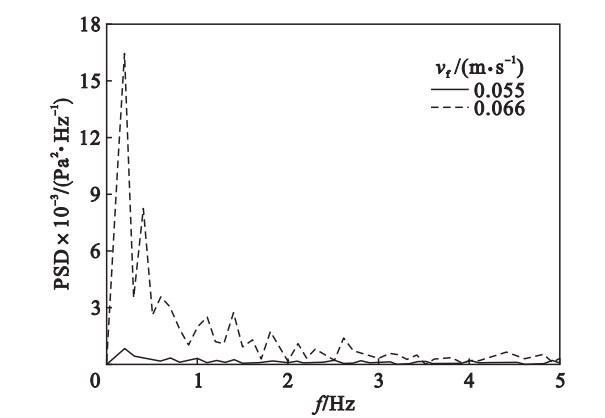


图 8 压力脉动的功率谱密度图
Fig. 8 Power spectrum analysis of pressure fluctuation

3 结 论

1) 松动风速及物料粒度是影响初始流化速

度的主要因素,而初始床层高度对其影响不大.

2) 松动风速较小、松动室处于固定床状态时,松动风速越大,初始流化速度越小;松动风速超过临界值后,松动室内物料流化,结果相反;物料粒度越大,对应的初始流化速度越大;得到的初始流化速度可作为后续试验操作气速设计的参考.

3) 在鼓泡流化床中,决定床层压力脉动的根本因素是颗粒浓度;随着初始床层高度和松动风速的增加,流化室内压力脉动减小;而随着物料粒度的增大,流化室内压力脉动逐渐增大.

4) 气泡的形成、聚并及破碎是压力脉动的根本原因;当表观气速超过初始流化速度时,一部分“多余”的气体将以气泡形式通过床层形成鼓泡流化床,使颗粒层由固定床向流化床转变.

参考文献:

[1] Yu J W, Han Y X, Li Y J, et al. Beneficiation of an iron ore fines by magnetization roasting and magnetic separation[J]. *International Journal of Mineral Processing*, 2017, 168: 102–108.

[2] Sánchez-Delgado S, Almendros-L Ibláñez J, García-Hernando N, et al. On the minimum fluidization velocity in 2D fluidized beds[J]. *Powder Technology*, 2011, 207 (1/2/3): 145–153.

[3] 金涌,祝京旭,汪展文,等.流态化工程原理[M].北京,清华大学出版社,2001.
(Jin Yong, Zhu Jing-xun, Wang Zhan-wen, et al. Fluidization engineering principles [M]. Beijing: Tsinghua University Press, 2001.)

[4] Hong S C, Jo B R, Doh D S, et al. Determination of minimum fluidization velocity by the statistical analysis of pressure fluctuations in a gas-solid fluidized bed[J]. *Powder Technology*, 1990, 60(3): 215–221.

[5] Puncocchar M, Drahos J, Cermak J, et al. Evaluation of minimum fluidizing velocity in gas fluidized bed from pressure fluctuations [J]. *Chemical Engineering Communications*, 1985, 35 (1/2/3/4/5/6): 81–87.

[6] Anantharaman A, Cocco R A, Chew J W. Evaluation of correlations for minimum fluidization velocity (U_{mf}) in gas-solid fluidization [J]. *Powder Technology*, 2018, 323: 454–485.

[7] Bendat J S, Piersol A G. Random data: analysis and measurement procedures[M]. New York: Wiley, 1971.

[8] Bai D, Shibuya E, Nakagawa N, et al. Characterization of gas fluidization regimes using pressure fluctuations[J]. *Powder Technology*, 1996, 87(2): 105–111.

[9] Ergun S. Fluid flow through packed columns[J]. *Chemical Engineering Progress*, 1952, 48: 89–94.

[10] He H H, Lu X F, Shuang W. Statistical and frequency analysis of the pressure fluctuation in a fluidized bed of non-spherical particles[J]. *Particuology*, 2014, 16: 178–186.

[11] Si C D, Zhou J, Guo Q J. Characterization of pressure fluctuation signals in an acoustic bubbling fluidized bed[J]. *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers*, 2011, 42(6): 929–936.

[12] Gu X F, Song J F, Wei Y D. Experimental study of pressure fluctuation in a gas-solid cyclone separator [J]. *Powder Technology*, 2016, 299: 217–225.