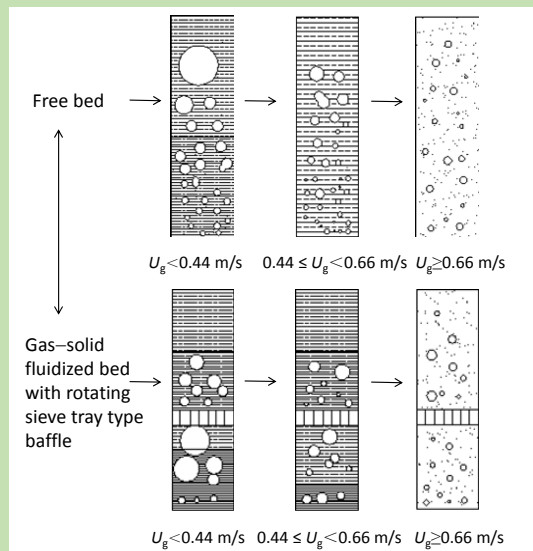


Pressure fluctuations in a gas–solid fluidized bed with rotating sieve tray type baffles

Yao SHI, Dewu WANG*, Bin ZHAO, Shaofeng ZHANG, Kaiguang LIANG, Shuhui MA

School of Chemical Engineering, Hebei University of Technology, Tianjin 300130, China

Abstract: Compared with the free bed, the gas–solid fluidized bed with rotating sieve tray type baffles has good performance in breaking the bubbles under different superficial gas velocities ($U_g=0.04\sim 1.14$ m/s). The ideal operating conditions were then determined by some parameters, e.g. the flow phenomena, the standard deviation of differential pressure fluctuation and the standard deviation of pressure fluctuation. The results showed that, when the superficial gas velocity increased, the particles below the internals tended to move forward to the areas above the internals. It caused the bed height to decrease below the internals. Moreover, three flow types appeared below the internals under different superficial gas velocities. It directly determined if the internals worked in breaking bubbles. When $U_g<0.44$ m/s, the bed height kept high value below the internals. The bubbling fluidized bed appeared.



It contained two sections: the bottom section with dense phase and the upper section with the alternant appearance of the dense phase and the large bubbles. At that time, the internals suppressed the growth of bubbles and can even break the bubbles. Compared with the free bed, the fluidized bed with internals had lower standard deviation of differential pressure fluctuation and the standard deviation of pressure fluctuation. When $0.44\leq U_g<0.66$ m/s, the bed height became small below the internals. The turbulent fluidized-bed occurred. It included two sections: the bottom section with dense phase and the upper section with dilute phase. At that time, the internals had no direct influence on the bubbles. However, the dense phase at bottom reduced the pressure fluctuation intensity below the internals and a little above the internals. When $U_g\geq 0.66$ m/s, the turbulent fluidized-bed comprised one single section with dilute phase. The section with dense phase disappeared. The gas phase became the continuous phase below the internals. At that time, the internals had little influence on the bubbles, the bed pressure and the differential pressure fluctuation intensity.

Key words: internals; fluidized bed; flow characteristics; pressure fluctuation; break bubbles

收稿: 2018-03-16, 修回: 2018-05-11, 网络发表: 2018-08-19, Received: 2018-03-16, Revised: 2018-05-11, Published online: 2018-08-19
基金项目: 河北省自然科学基金资助项目(编号: B2017202185)

作者简介: 时瑶(1990-), 男, 河北省邯郸市人, 硕士研究生, 化工过程机械专业, E-mail: 351622683@qq.com; 王德武, 通讯联系人, E-mail: wangdewu@hebut.edu.cn.

引用格式: 时瑶, 王德武, 赵斌, 等. 旋流筛板式气固挡板流化床内压力脉动特性. 过程工程学报, 2019, 19(1): 91-101.

Shi Y, Wang D W, Zhao B, et al. Pressure fluctuations in a gas–solid fluidized bed with rotating sieve tray type baffles (in Chinese). Chin. J. Process Eng., 2019, 19(1): 91-101, DOI: 10.12034/j.issn.1009-606X.218151.

旋流筛板式气固挡板流化床内压力脉动特性

时 瑶, 王德武*, 赵 斌, 张少峰, 梁凯光, 马树辉

河北工业大学化工学院, 天津 300130

摘 要: 在表观气速 $U_g=0.04\sim 1.14$ m/s 时, 采用旋流筛板构型的挡板式内构件, 通过对比分析旋流筛板式气固挡板流化床与自由床内流动现象、压差脉动标准偏差和压力脉动标准偏差等参数, 确定了旋流筛板式气固挡板流化床能有效破碎气泡的流动与操作条件。结果表明, 构件下方区域颗粒随表观气速增加而不断转移至构件上方床层, 造成构件下方区域密相床层高度持续降低, 该区域出现 3 种流动状态并直接决定构件是否能破碎气泡。当 $U_g<0.44$ m/s 时, 构件下方区域密相床层料位较高, 形成下部为密相床层、上部为密相与大气泡交替通过构件的鼓泡床, 此时构件具有抑制气泡生长并破碎气泡的作用, 全床压差脉动及压力脉动标准偏差低于相同条件下的自由床; 当 $0.44\leq U_g<0.66$ m/s 时, 密相床层料位较低, 形成下部为密相床层、上部为单一稀相的湍动床, 此时构件不再直接抑制气泡生长或破碎气泡, 但构件下方密相床层的存在能降低构件下方及构件上方一定高度内床层的压力脉动强度; 当 $U_g\geq 0.66$ m/s 后, 密相床层完全消失, 形成气体为连续相的稀相流化状态, 构件不能破碎气泡、降低床层压力和压差脉动强度。

关键词: 内构件; 流化床; 流动特性; 压力脉动; 破碎气泡

中图分类号: TF821

文献标识码: A

文章编号: 1009-606X(2019)01-0091-11

1 前 言

在气固密相流化床(如鼓泡床、节涌床或湍动床)中, 气泡(特别是大尺寸气泡)的存在往往会降低气固接触效率, 同时气泡合并长大、破裂还会引起床层内部压力(压差)等参数及上部床层料面处颗粒的大范围波动, 因此降低床层参数波动并提高整体流化质量的关键在于减小气泡尺寸, 在床内设置内构件是较早采用并行之有效的措施之一^[1]。常见的内构件按构型及布置方式可分为水平、垂直及组合构件^[2,3], 其中每类内构件根据开孔或结构设置方式等又可分为多种不同的具体形式。针对各种构件形式, 研究者对安装内构件后床层内气固流动参数分布及构件结构^[4,5]、构件受力^[6]等进行了大量研究。挡板式内构件的研究较多, 与未设置内构件的床层(自由床)相比, 在一定气速范围内, 设置挡板式内构件后床层压力脉动强度降低, 构件具有抑制气泡生长或破碎气泡的作用, 甚至可以使鼓泡床向湍动床转变的临界点提前^[7]; 气固挡板流化床流动的显著特点是构件下方物料会向构件上方转移, 在贴近构件下方形成空腔(气垫), 空腔高度对床内压力脉动影响较大^[8,9], 但由于表观气速范围不够宽泛或构件距床层底部距离偏大, 缺乏对空腔向下拓展全过程特征及其对构件破碎气泡作用影响的系统描述。关于构件在一定气速范围内可降低床内总体气泡尺寸的原因、构件下方区域流动状态及空腔随气速的变化规律和构件下方流动状态与构件能否有效破碎气泡的对应关系等问题还鲜有报道。

本研究在床层内安装旋流筛板构型^[10]的低压降挡

板式内构件, 在较宽泛的气速范围内详细比较其与自由床内的流动现象、压力(压差)及脉动标准偏差等参数, 并对构件下方区域流动状况的变化与床内压力(压差)脉动参数的变化进行关联分析, 研究旋流筛板式气固挡板流化床破碎气泡作用时操作与流动条件, 考察破碎气泡作用存在与消失的原因, 以期气固挡板流化床的研究及工业设计、操作调控等提供借鉴和参考。

2 实 验

2.1 实验装置及流程

实验装置及流程如图 1 所示, 装置主体由小直径床层段、旋流筛板内构件、扩径沉降段、旋风分离器及辅助循环管线组成, 除旋风分离器和旋流筛板内构件外, 其余材质均为透明有机玻璃。床层段尺寸为 $\Phi 90$ mm \times 3350 mm, 沉降段尺寸为 $\Phi 280$ mm \times 2000 mm/ $\Phi 380$ mm \times 800 mm。由下至上 2 个扩径段的高度分别为 200 和 100 mm; 床层底部分布板上均匀开设 9 个直径为 5 mm 的小孔, 开孔率为 2.78%。

内构件由内筒、外筒及 8 块相同的旋流筛板经 3D 打印加工而成, 材质为 SLA 光敏树脂, 照片见图 2。外筒外径和壁厚分别为 100 和 5 mm, 内筒外径和壁厚分别为 20 和 3 mm, 旋流筛板厚度为 1 mm, 扭转角度为 90°, 每块板上均匀开设 34 个直径 5 mm 的小孔。内筒和外筒同轴设置, 8 块旋流筛板沿周向均匀布置, 分别固定在内筒外壁和外筒内壁上, 高度相同, 均为 50 mm。内构件安装在床层段底部分布板上方 500~550 mm 处, 通过外筒外粘接法兰与床层段连接。进行自由床研究时

其它结构不变, 只将内构件拆换成同尺寸的光滑管。

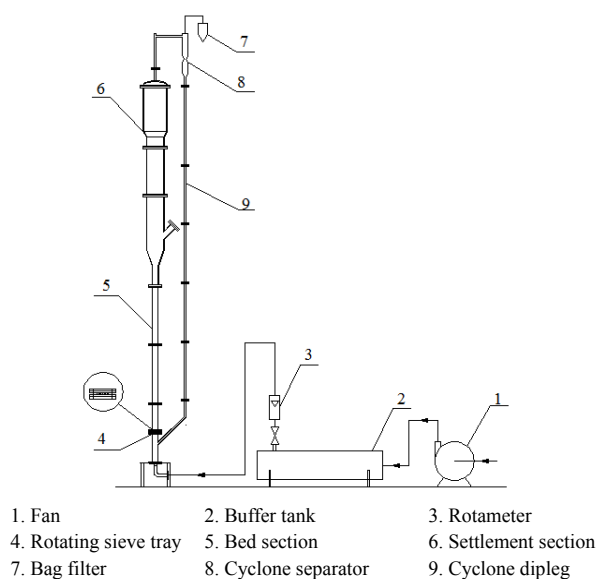


图 1 实验装置及流程示意图

Fig.1 Schematic diagram of experiment system

来自风机的气体先进入气体缓冲罐, 再经转子流量计计量后进入床层段底部, 床层内颗粒流化后, 由床面弹溅起的颗粒大部分经沉降段降速后返回床层, 少部分细颗粒由气体携带进入旋风分离器分离后返回床层下部, 由旋风分离器出来的气体再经布袋除尘器进一步净化后放空。

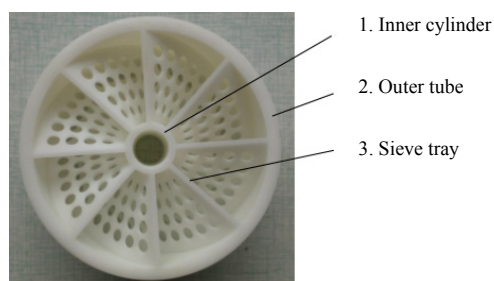


图 2 旋流筛板内构件

Fig.2 Internals of rotating sieve tray

2.2 实验介质及操作条件

所用固体介质为 CRP-1 催化裂解催化剂颗粒, 平均粒径为 $75\ \mu\text{m}$, 颗粒密度为 $1455\ \text{kg/m}^3$, 堆积密度为 $875\ \text{kg/m}^3$; 流化介质为常温空气。床层段装料静床高度 $H_0=0.80\ \text{m}$, 表观气速 $U_g=0.04\sim 1.14\ \text{m/s}$ 。

装料静床高度/床径比为 8.89, 由 Baeyens 等^[11]提出的最小节涌床高关联式[式(1)]计算得到对应最小节涌床高 $H_{\text{msl}}=0.88\ \text{m}$ 。

$$H_{\text{msl}} = 1.34D^{0.175} \quad (1)$$

用 Stewart 等^[12]提出的关联式[式(2)]计算得实验装

置的最小节涌气速 $u_{\text{msl}}=0.068\ \text{m/s}$ 。

$$u_{\text{msl}} = u_{\text{mf}} + 0.07\sqrt{gD} \quad (2)$$

其中, D 为床体直径(m), 重力加速度 $g=9.81\ \text{m/s}^2$, 最小流化速度 $u_{\text{mf}}=0.0022\ \text{m/s}$ 。系统操作条件已临近节涌状态, 便于考察和判断构件对气泡的作用效果。

2.3 数据测量与分析方法

压力脉动是气固流化床流体动力学的重要特征, 常被用于分析和判别床内流化质量、气泡尺寸、流型转变等^[13-15]。通过相邻两点压力可计算其压差, 压力信号采集采用北京传感星空公司生产的 CGYL-204 型平膜传感器, 精度为 B 级, 量程为 $0\sim 15\ \text{kPa}$, 输出信号为 $4\sim 20\ \text{mA}$, 采样频率设定为 $100\ \text{Hz}$, 单次采样时间为 $25\ \text{s}$, 即单次采集的样本数 $N=2500$ 。床层段测点主要布置在内构件上下方一定区域内, 自床层段底部分布板起沿轴向向上 $h=0.28, 0.45, 0.60, 0.78, 0.95$ 和 $1.10\ \text{m}$ 的位置, 压力传感器探头与床层段内壁面平齐。

压力(压差)脉动信号的标准偏差可反映压力脉动强度, 间接反映气泡尺寸^[16]。压力脉动标准偏差的计算方法为将任意时刻的瞬态压力信号值 p_i 分解为平均值 \bar{p} 与波动值 p' 之和, 即 $p_i = \bar{p} + p'$, 采样时间内 N 个样本的标准偏差

$$\sigma = \sqrt{\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (p_i - \bar{p})^2} \quad (3)$$

采用目测结合标尺的方法, 多次观测并取平均值, 记录各条件下床层密相料面下沉时的最低高度 $H_{\text{f,min}}$ 及床面颗粒弹溅起的最大高度 $H_{\text{f,max}}$, 二者之差 $(H_{\text{f,max}} - H_{\text{f,min}})$ 为床面物料波动范围。

3 结果与讨论

3.1 流化床的流动现象及随表观气速的变化

自由床内流场如图 3 所示。透过床层有机玻璃壁面可观察到, 除部分小尺寸气泡(III)外, 整个床层不同区域主要出现两种大尺寸气泡, 一种是占据床层整个截面的柱状气栓型大气泡(I), 一种是贴近壁面的长条形大气泡(II), 气栓型和长条形气泡最大高度可达 3~4 倍床径。大气泡在上升过程中不断长大, 上部被托起的物料呈雨状不断下落, 持续时间约 $0.5\sim 1.5\ \text{s}$, 随即在床层内部或床面附近破裂。当大气泡破裂时, 上方物料迅速回落。由此可见, 床层内整体流动不同于常规鼓泡床或湍动床, 也不同于气栓、料栓交替出现的节涌形式, 而是临近节涌状态的密相流态化形式。表观气速较低时, 气栓出现

的频率高于长条形气泡,随表观气速逐渐增加,床内大尺寸气泡出现频率逐渐降低,流化质量逐渐提高。

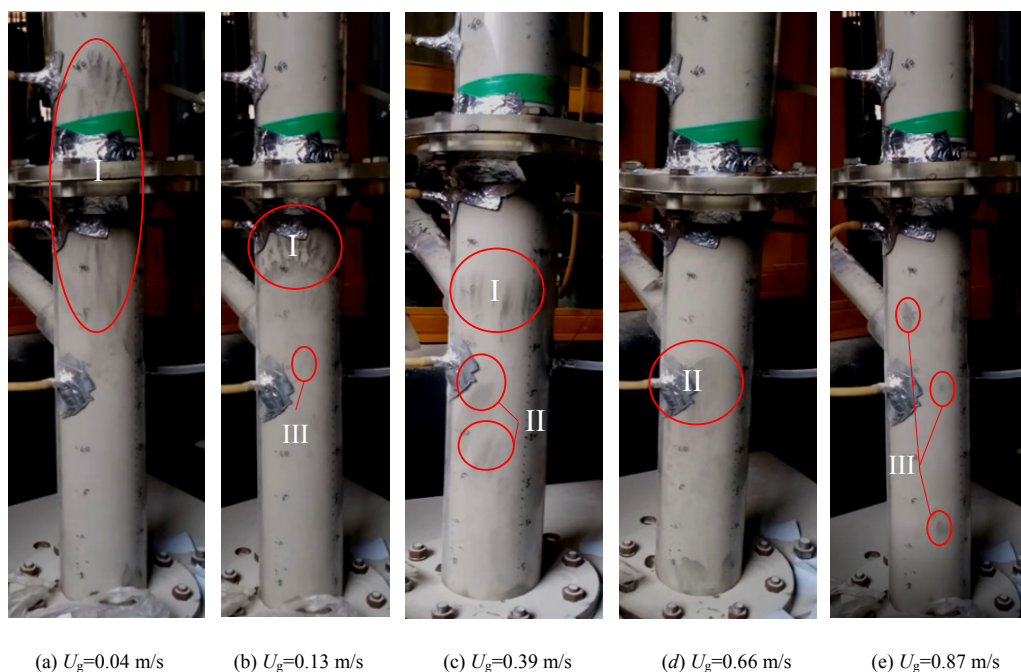


图3 自由床内流场照片

Fig.3 Photos of flow field in free bed

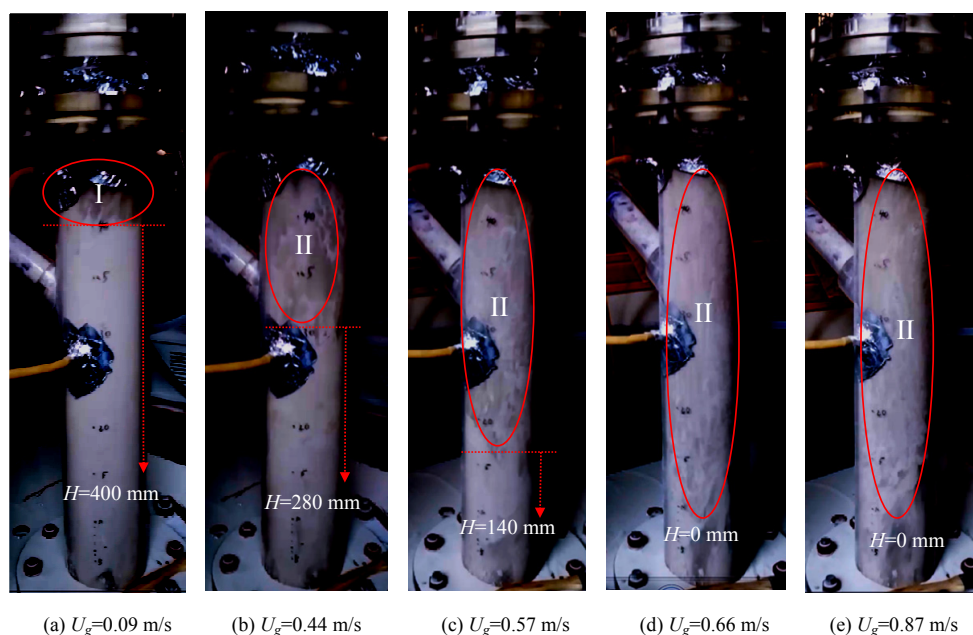


图4 旋流筛板式气固挡板流化床构件下方区域流动状态及密相料位随表观气速的变化(H 为密相床层料位高度)

Fig.4 Variation of the bed height of dense phase under the internals of gas-solid fluidized bed with rotating sieve tray type baffles with superficial gas velocity (H is the level height of dense bed)

旋流筛板式气固挡板流化床构件上方流动现象与自由床相似。旋流筛板式气固挡板流化床流动的显著特征表现在构件下方区域,随表观气速增加,颗粒不断通过构件转移到构件上方,使构件下方区域的颗粒存量逐渐减少(图4)。0.04 $\leq U_g < 0.44$ m/s时,该区域密相料位较高,流动现象类似鼓泡床,来自下方密相内的气体在贴

近构件下方区域集中汇聚成类似空腔的大气泡(I),伴随该区域密相床面的上升与回落,在贴近构件下方呈现密相与空腔交替出现的特征。0.44 $\leq U_g < 0.66$ m/s时,密相料面降至0.30 m以下并持续下降,流动现象类似湍动床,该区域存在明显的上部稀相区与下部密相区,上部稀相区内气体为连续相,下部密相区内颗粒为连续相,

气泡穿透密相后在稀相区破裂,造成上部稀相区颗粒浓度较 $0.04 \leq U_g < 0.44 \text{ m/s}$ 时空腔内大,气体夹带稀相区颗粒通过构件进入上方区域。 $U_g \geq 0.66 \text{ m/s}$ 时,密相料面完全消失,气体完全转变为连续相,颗粒以长条形絮状物的形式(II)作为分散相存在,表明该区域物料已基本完全转移至构件上方区域,此时在贴近构件下方观察到颗粒呈雨状下落,而在底部分布板上方观察到射流气体带动颗粒向上运动,整体气体与颗粒在该区域呈现明显的循环与搅动。

旋流筛板式气固挡板流化床与自由床上部床层料面处颗粒伴随大气泡的合并、长大、上升及破裂而存在较大幅度的波动,床内物料呈现大范围的搅动,图5为自由床与旋流筛板式气固挡板流化床上部床层物料界面最低下沉高度($H_{f,\min}$)、颗粒最大弹溅高度($H_{f,\max}$)及床

面物料波动范围($H_{f,\max}-H_{f,\min}$)随表观气速的变化曲线。旋流筛板式气固挡板流化床在 $U_g > 0.79 \text{ m/s}$ 后, $H_{f,\max}$ 已超过装置沉降段下部扩径位置,未采集数据。由图5(a)可知,自由床与旋流筛板式气固挡板流化床的 $H_{f,\min}$ 均随表观气速增加而增加,相同表观气速下,受构件下方物料转移至上方影响,旋流筛板式气固挡板流化床 $H_{f,\min}$ 均高于自由床;但 $H_{f,\max}$ 略有不同,在 $U_g < 0.44 \text{ m/s}$ 时,旋流筛板式气固挡板流化床与自由床相近,当 $U_g \geq 0.44 \text{ m/s}$ 时,旋流筛板式气固挡板流化床高于自由床。由图5(b)可见,自由床与旋流筛板式气固挡板流化床床面物料波动范围均较大, $H_{f,\max}-H_{f,\min}$ 随表观气速增加整体均呈增加趋势, $U_g < 0.44 \text{ m/s}$ 时,自由床 $H_{f,\max}-H_{f,\min}$ 高于旋流筛板式气固挡板流化床。

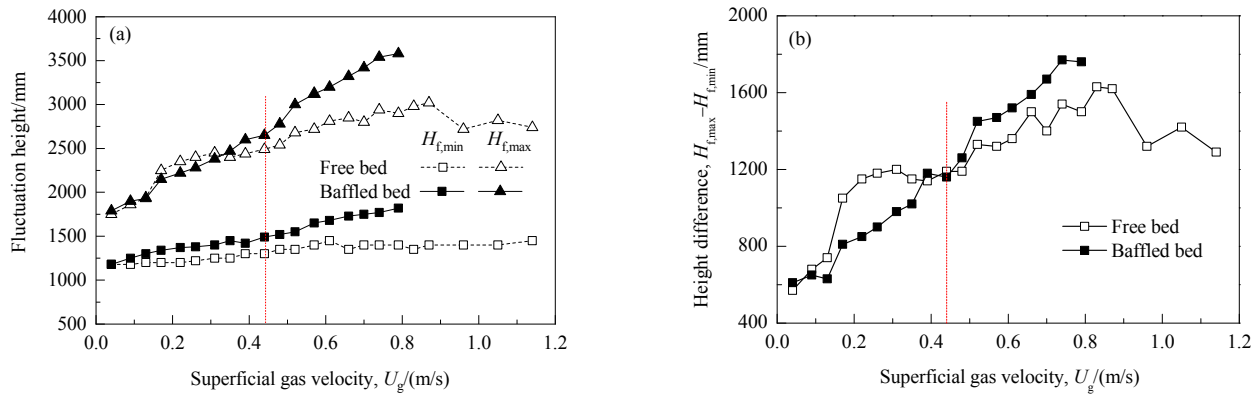


图5 自由床与旋流筛板式气固挡板流化床床层料面波动高度随表观气速的变化
Fig.5 Changes of fluctuation height of materials in free bed and gas-solid fluidized bed with rotating sieve tray type baffles with superficial gas velocity

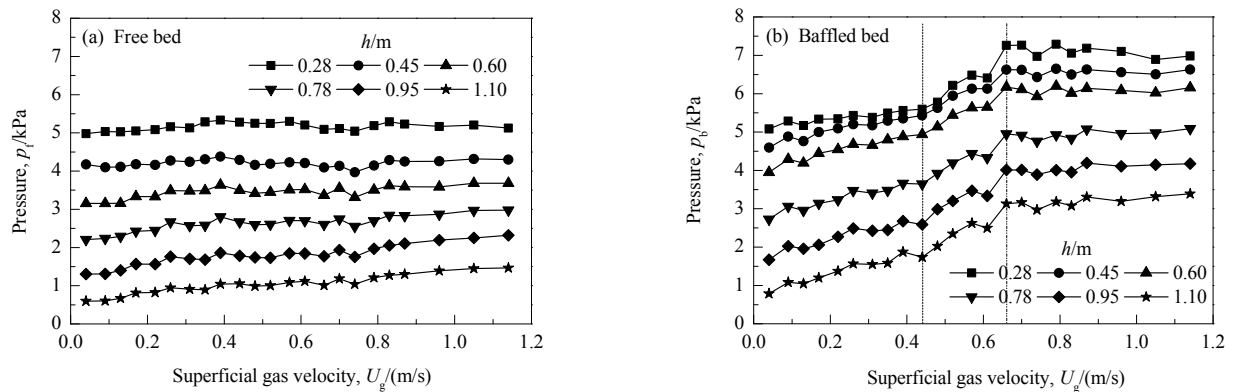


图6 不同测定位置(h)自由床与旋流筛板式气固挡板流化床床层轴向压力随表观气速的变化
Fig.6 Variation of axial pressure in free bed and gas-solid fluidized bed with rotating sieve tray type baffles with superficial gas velocity at different heights of measure points

3.2 流化床轴向压力随表观气速的变化

图6为自由床与旋流筛板式气固挡板流化床轴向压力(p_f 和 p_b)随表观气速的变化曲线。由图可知,自由

床与旋流筛板式气固挡板流化床内压力沿轴向由下至上均逐渐降低,随表观气速增加,自由床内压力 p_f 呈缓慢增加趋势,而旋流筛板式气固挡板流化床内压力 p_b 变

化呈3个阶段, $0.04 \leq U_g < 0.66$ m/s 时 p_b 随表观气速增加而增加, $0.04 \leq U_g < 0.44$ m/s 时的压力增加幅度低于 $0.44 \leq U_g < 0.66$ m/s 时, $U_g \geq 0.66$ m/s 时 p_b 随表观气速增加基本不再变化。

图7为旋流筛板式气固挡板流化床与自由床距底部高度 $h=0.28$ m 处的压力差 ($\Delta p_{b-f} = p_b - p_f$) 随表观气速的变化。由图可知, 相同条件下旋流筛板式气固挡板流化床内底部压力均高于自由床, $0.04 \leq U_g < 0.44$ m/s 时, 旋流筛板式气固挡板流化床与自由床底部压力差增加幅度相近, 约为 0.25 kPa, $0.44 \leq U_g < 0.66$ m/s, 底部压差随表观气速增加而明显增加, $U_g \geq 0.66$ m/s 时, 底部压力差随表观气速增加缓慢降低。

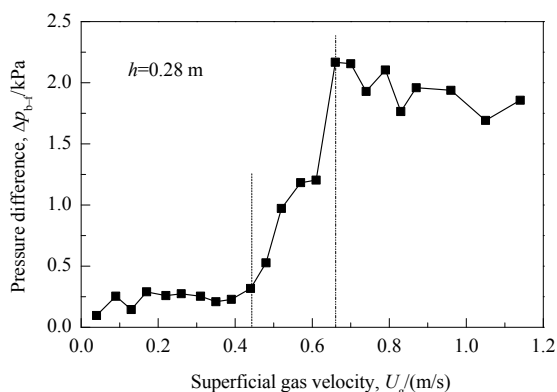


图7 旋流筛板式气固挡板流化床与自由床压力差随表观气速的变化

Fig.7 Variation of pressure difference of gas-solid fluidized bed with rotating sieve tray type baffles and free bed with superficial gas velocity

结合图6和7及床层内流动现象可知, 旋流筛板式气固挡板流化床内压力及其与自由床的压力差随表观气速变化的趋势与构件下方区域存料量及对应的流动状态随表观气速变化的规律有较强的一致性, 表明床层内安装构件后构件下方区域存料量及流动状态变化对其整体流动行为有直接影响。

3.3 流化床轴向压降随表观气速的变化

图8为自由床与旋流筛板式气固挡板流化床在 $h=0.28 \sim 1.10$ m 时不同轴向位置处单位压降及平均单位压降随表观气速的变化。由图可知, 旋流筛板式气固挡板流化床在构件下方[图8(a)]及包含构件区域[图8(b)]的单位压降低于自由床, 而在构件上方区域单位压降高于自由床[图8(c)~8(e)], 这与构件对其下方区域存料量及流动状态的影响有关, 安装内构件后, 一方面抑制了构件下方气泡进一步长大, 另一方面降低了构件下方存料量, 造成构件下方区域出现空腔或稀相区, 使构件下方区域及构件内部压降降低。构件下方的颗粒转移至构

件上方后提升了构件上方密相床层高度, 使构件上方相同高度处的压降高于自由床。随表观气速增加, 除构件下方对应的区域外, 其它位置单位压降随表观气速变化的趋势与自由床相近, 均缓慢降低。

在构件下方对应的区域[图8(a)], 自由床内单位压降随表观气速增加先增加后降低, 这主要受床层底部气泡数及尺寸变化的影响。旋流筛板式气固挡板流化床内该区域单位压降在 $0.04 \leq U_g < 0.44$ m/s 时随表观气速增加而降低, 在 $0.44 \leq U_g < 0.66$ m/s 时随表观气速增加而增加, $U_g \geq 0.66$ m/s 后随表观气速增加而降低。该特征可结合构件下方流动现象进行分析, $0.04 \leq U_g < 0.44$ m/s 时该区域流动类似鼓泡床状态, 下部是密相, 密相上方及贴近构件下方密相与空腔交替出现, 密相料面随气速增加逐渐下降, 单位压降逐渐降低; $0.44 \leq U_g < 0.66$ m/s 时, 该区域流动类似湍动床状态, 密相料面较低, 密相上方及贴近构件下方呈明显的稀相区, 但穿透密相的气泡主要在该区域破裂, 弹溅起的颗粒量增多, 同时通过构件下落的颗粒与稀相区的气体颗粒在此不断交互作用, 造成气体、颗粒与壁面间的摩擦压降显著增加, 所以压降随气速增加; $U_g \geq 0.66$ m/s 后, 整个构件下方区域呈明显的稀相流态化状态, 构件下方原有物料基本转移到构件上方床层, 该区域主要发生气体与通过构件下落的颗粒及壁面间的相互作用, 同时随气速增加, 通过构件下落的颗粒量逐渐减少, 所以压降随气速增加又逐渐降低。

由图8(f)可见, 在 $h=0.28 \sim 1.10$ m 区域, $U_g < 0.66$ m/s 时, 旋流筛板式气固挡板流化床平均单位压降小于自由床, 与构件下方单位压降随表观气速的变化趋势一致, 表明该区域平均单位压降主要由构件下方压降控制; 当 $U_g \geq 0.66$ m/s 后, 旋流筛板式气固挡板流化床与自由床平均单位压降相差较小, 虽然构件及其下方区域压降仍低于自由床, 但由于构件下方物料转移至构件上方, 使构件上方相同高度处的压降较自由床增加, 造成二者平均单位压降相近。

3.4 流化床内压差脉动标准偏差随表观气速的变化

图9(a)~9(e)为自由床与旋流筛板式气固挡板流化床轴向不同高度处压差脉动标准偏差随表观气速的变化, 图9(f)为自由床分布板上方与旋流筛板式气固挡板流化床构件上方相同高度处压差脉动标准偏差随表观气速的变化。由图9(a)~9(e)可见, 自由床轴向各位置压差脉动标准偏差随表观气速增加均呈缓慢增加再逐渐降低的趋势。旋流筛板式气固挡板流化床构件下方区域[图9(a)], 当 $U_g < 0.44$ m/s 时压差脉动标准偏差随表观气速增加先缓慢降低, $0.44 \leq U_g < 0.66$ m/s 时降低

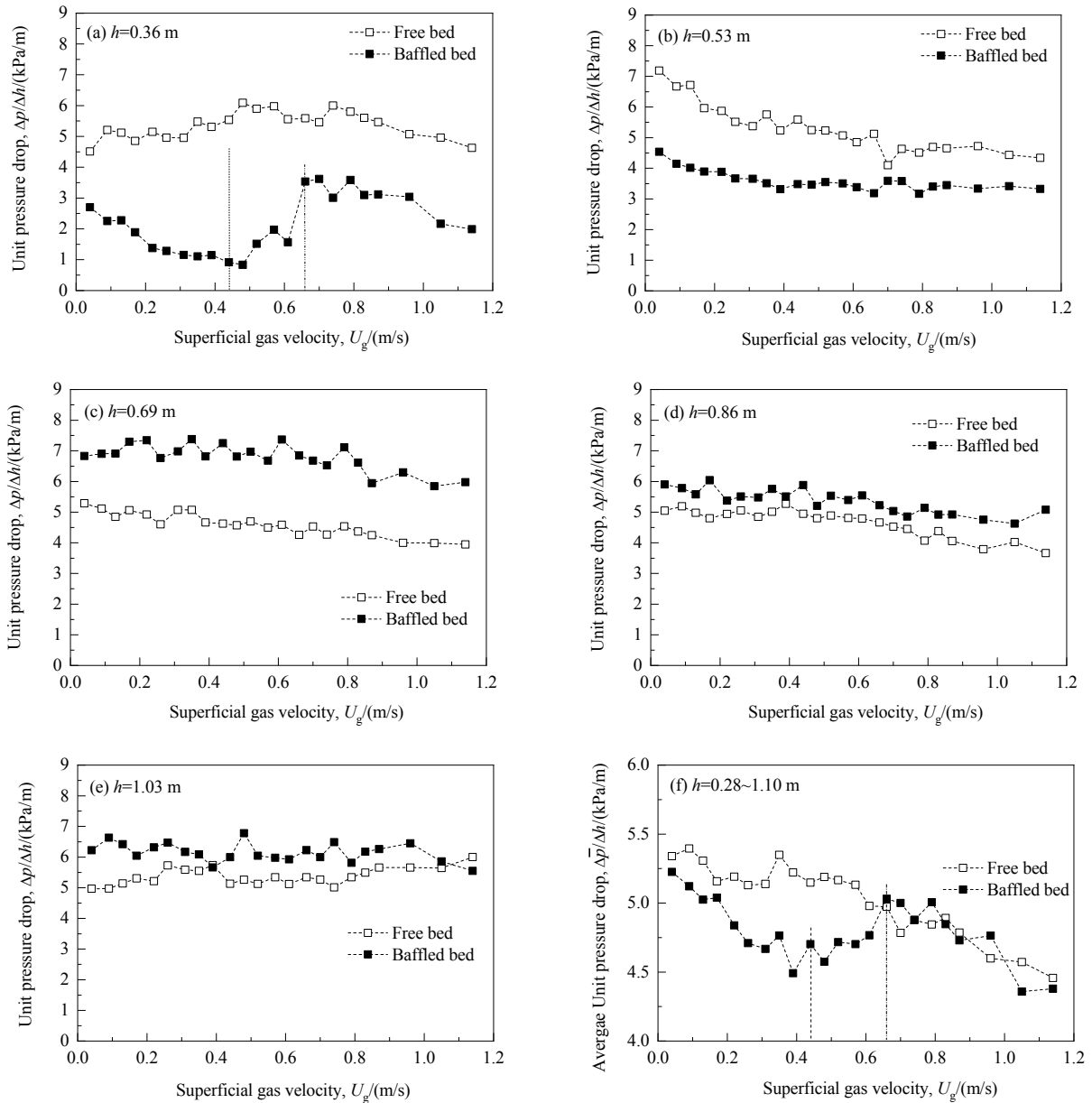


图 8 自由床与旋流筛板式气固挡板流化床单位压降及平均单位压降随表观风速的变化
Fig.8 Variation of unit pressure drop and average unit pressure drop in free bed and gas-solid fluidized bed with rotating sieve tray type baffles with superficial gas velocity

幅度增大, $U_g \geq 0.66$ m/s 时基本不变; 在包含构件的区域, 压差脉动标准偏差随表观风速增加先降低再趋于不变; 在构件上方其它区域压差脉动标准偏差随表观风速的变化趋势与自由床相似, 先增加再降低。轴向相同高度处, 在构件下方及包含构件的区域[图 9(a)和 9(b)], 压差脉动标准偏差在全部速度范围内均小于自由床; 在构件上方一定范围内[图 9(c)和 9(d)], 当 $U_g < 0.44$ m/s 时压差脉动标准偏差小于自由床, 当 $U_g \geq 0.44$ m/s 后, 二者相差较小; 在构件上方一定高度以外区域[图 9(e)], 在全部速度范围内旋流筛板式气固挡板流化床压差脉动标准偏差均高于自由床。压差脉动主要反映局部区域

气泡(或颗粒团聚物)的长大与破碎行为, 由图 9(a)可看出, 设置内构件后, $U_g < 0.44$ m/s 时构件对气泡的切割破碎作用显著抑制了其下方区域气泡长大, $0.44 \leq U_g < 0.66$ m/s 时, 来自床层底部密相的气泡未等继续长大即在密相料面及构件间的稀相区破裂, $U_g \geq 0.66$ m/s 后连续相的气体与分散相的颗粒絮状物及壁面之间相互作用。图 9(b)主要对应构件区域, 风速较低时的大气泡通过构件切割后变为小气泡, 在风速较高时对应连续相的气体通过构件, 所以该区域压差脉动标准偏差始终小于自由床; 图 9(c)和 9(d)中, $U_g < 0.44$ m/s 时构件对来自其下方密相的大气泡具有有效的切割破碎作用, 使气泡尺寸变小,

所以压差脉动标准偏差低于自由床, 当 $U_g \geq 0.44$ m/s 后, 贴近构件下方的气体转变为连续相, 气体通过构件后重新发生气泡合并与破碎, 所以其压差脉动标准偏差与自由床相差较小; 图 9(e) 中, 通过构件的气体在上升过程中重新汇集生成较大尺寸的气泡, 压差脉动标准偏差又高于自由床, 对比图 9(f) 可以看出, $U_g < 0.44$ m/s 时构件

对其下方气泡能有效破碎, 在距旋流筛板式气固挡板流化床构件上方与距自由床分布板上方相同高度的位置, 旋流筛板式气固挡板流化床的气泡尺寸仍小于自由床, 当贴近构件下方气体为连续相时, 二者压差脉动标准偏差相差较小。

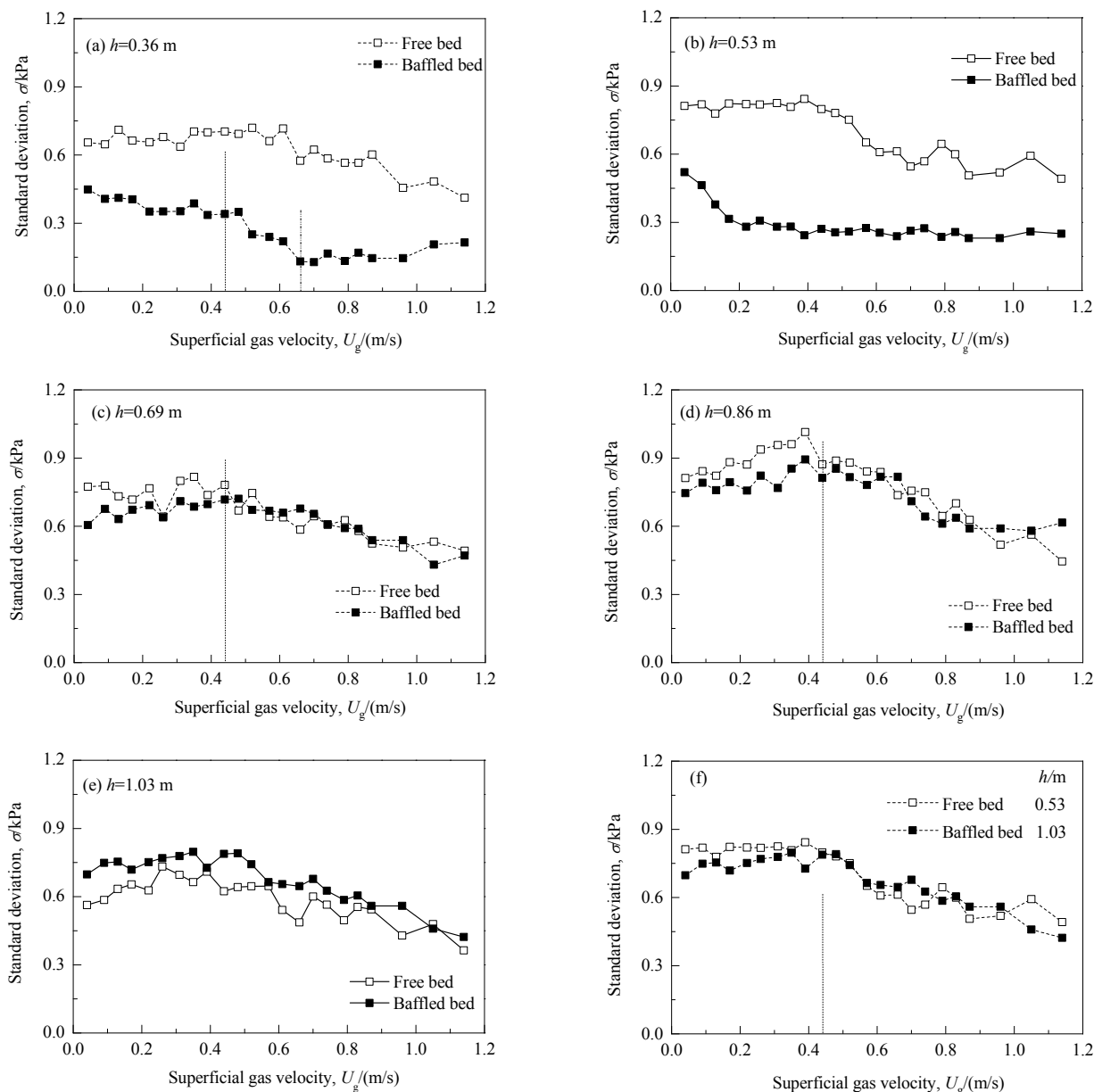


图9 自由床与旋流筛板式气固挡板流化床压差脉动标准偏差随表观风速的变化

Fig.9 Variation of the standard deviation of the differential pressure fluctuation in free bed and gas-solid fluidized bed with rotating sieve tray type baffles with superficial gas velocity

图 9 表明, 在床层内设置内构件能抑制气泡生长或破碎气泡, 从而降低床层内的压差脉动强度, 但效果直接取决于构件下方区域密相料位高度及其对应流动状态, $U_g < 0.44$ m/s 时, 整个构件下方区域气固流动呈鼓泡

床状态, 密相料位较高, 且气体在密相上方及与贴近构件下方区域汇集成大气泡并通过构件的条件下, 构件才有明显抑制气泡生长或破碎气泡的效果。在全床范围内, $U_g < 0.44$ m/s 时旋流筛板式气固挡板流化床的床面波动

幅度均低于自由床[图 5(b)], 表明此时整个旋流筛板式气固挡板流化床内部最大气泡尺寸小于自由床, $U_g \geq$

0.44 m/s 时在整个构件上方区域内所形成的最大气泡尺寸大于自由床。

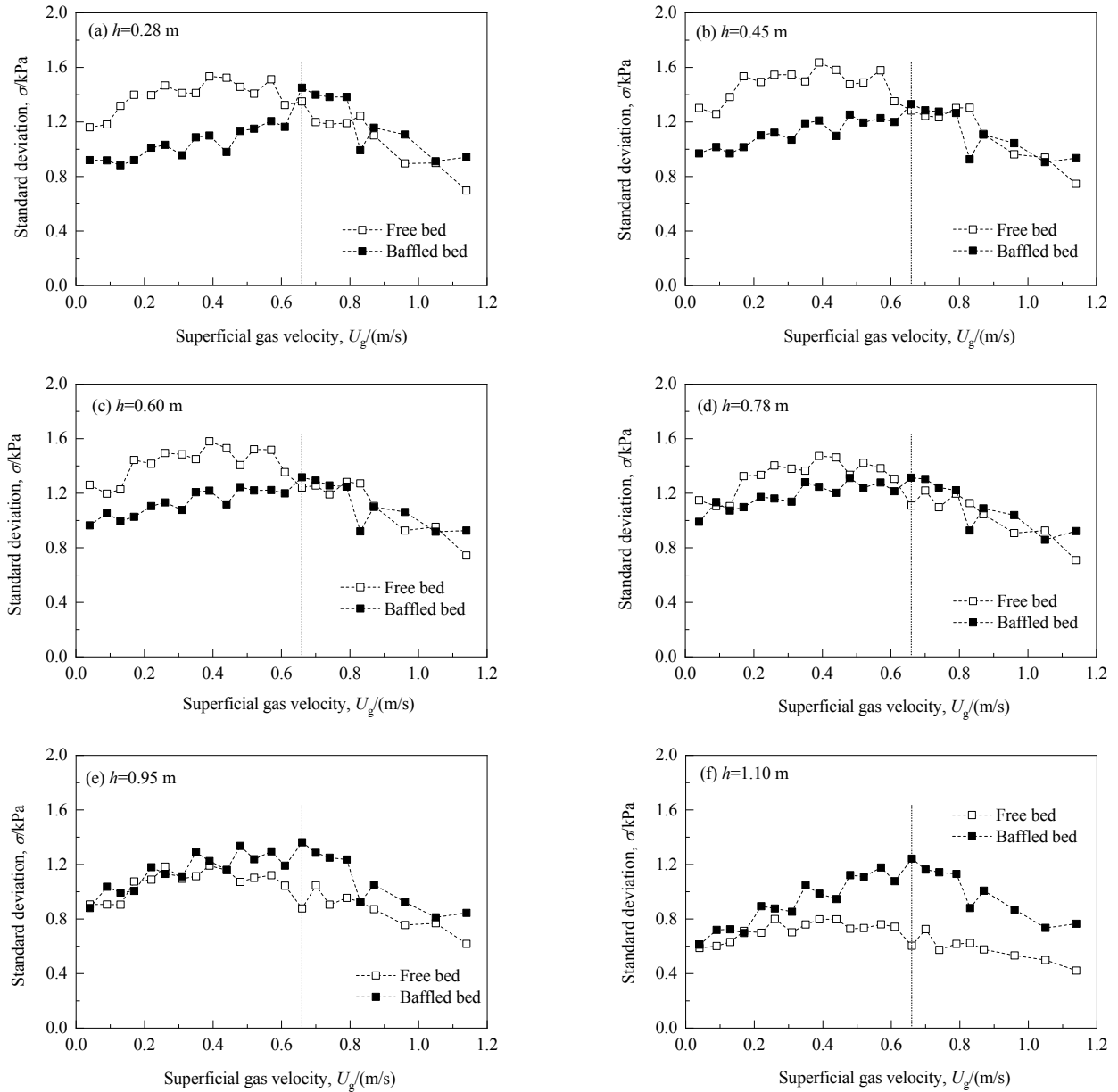


图 10 自由床与旋流筛板式气固挡板流化床轴向压力脉动标准偏差随表观风速的变化

Fig.10 Variation of axial standard deviation of the pressure fluctuation in free bed and gas-solid fluidized bed with rotating sieve tray type baffles with superficial gas velocity

3.5 流化床内压力脉动标准偏差随表观风速的变化

图 10 为自由床与旋流筛板式气固挡板流化床在轴向不同高度处压力脉动标准偏差随表观风速的变化。由图可看出, 自由床与旋流筛板式气固挡板流化床压力脉动标准偏差均随表观风速增加先增加后降低, 旋流筛板式气固挡板流化床的转变点在 $U_g=0.66$ m/s 时, 与构件下方密相床层完全消失时对应的气速一致。在 $h \leq 0.78$ m 的区域[包含构件下方及构件上方部分区域, 图

10(a)~10(d)], $U_g < 0.66$ m/s 时构件下方区域密相床层未完全消失, 压力脉动标准偏差小于自由床, $U_g \geq 0.66$ m/s, 构件下方密相床层完全消失后, 压力脉动标准偏差与自由床相近; 在 $h > 0.78$ m 的区域[图 10(e)和 10(f)], 伴随构件下方物料不断向构件上方转移, 构件上方总体床层高度增加, 使压力脉动标准偏差高于自由床。

图 11 为自由床分布板上方与旋流筛板式气固挡板流化床构件上方相同高度处压力脉动标准偏差随表观

风速的变化。由图可知, $U_g < 0.66$ m/s 时旋流筛板式气固挡板流化床内压力脉动标准偏差小于自由床, $U_g \geq 0.66$ m/s 时二者较接近。结合图 9 可见, $U_g < 0.44$ m/s 时构件通过抑制其下方气泡长大, 能降低全床的最大气泡尺寸, 使相同条件下旋流筛板式气固挡板流化床内压力脉动标准偏差及上部床层料面波动幅度均小于自由床; $0.44 \leq U_g < 0.66$ m/s 时, 测量区域内 ($h \leq 1.10$ m) 旋流筛板式气固挡板流化床压力脉动标准偏差仍小于自由床。而图 9(f) 显示二者压差脉动标准偏差相近, 表明尽管此时构件已

不直接对其下方大气泡具有破碎作用, 但由于其下方一定高度密相床层的存在, 仍能降低床层内部的压力脉动强度, 图 5(b) 显示此时构件全床料面波动幅度高于自由床, 所以此时构件下方密相床层降低床层压力脉动的作用范围应仅限于构件上方一定高度以下; $U_g \geq 0.66$ m/s 时构件下方密相床层完全消失, 在构件上方重新形成一个自由床, 构件将不再能降低局部或全床的压力脉动强度, 结合图 5(b) 判断, 此时全床的压力脉动强度会高于自由床。

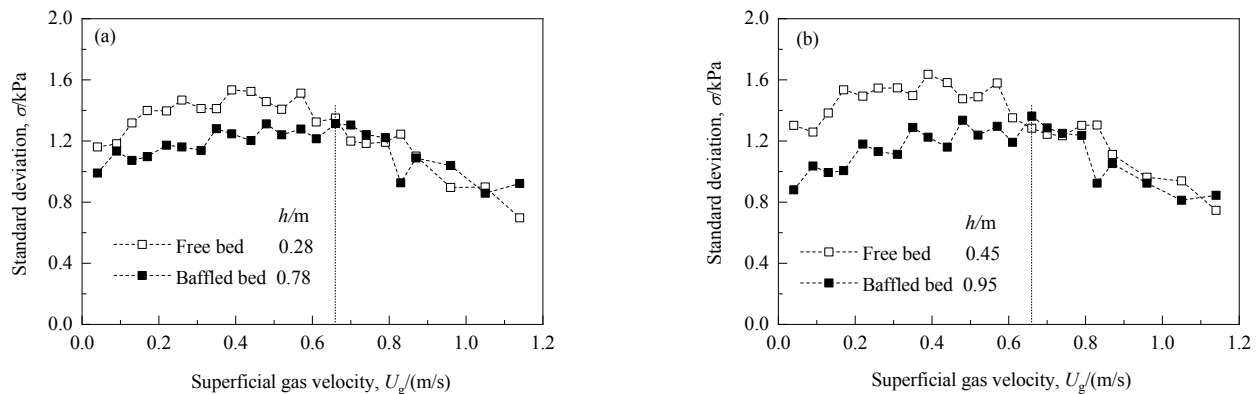


图 11 自由床分布板上方与旋流筛板式气固挡板流化床构件上方相同高度处压力脉动标准偏差

Fig.11 Standard deviations of pressure fluctuation at equal heights above the distribution plate of free bed and the internals of gas-solid fluidized bed with rotating sieve tray type baffles

4 结论

在临近节涌的操作条件下, 对比分析了旋流筛板式气固挡板流化床与自由床内的流动现象、压差脉动标准偏差和压力脉动标准偏差, 得到如下结论:

(1) 床层安装内构件后, 构件下方区域颗粒会随表观风速增加而不断转移至构件上方床层, 造成构件下方区域密相料位持续降低, 主要有 3 种流动状态, $U_g < 0.44$ m/s 时密相床层料位较高, 形成下部为密相床层、上部为密相与大气泡交替通过构件的鼓泡床, $0.44 \leq U_g < 0.66$ m/s 时密相床层料位较低, 形成下部为密相床层、上部为单一稀相的湍动床, $U_g \geq 0.66$ m/s 时密相床层完全消失, 形成气体为连续相的稀相流化状态。

(2) 内构件破碎气泡、降低床层内压差脉动强度和压力脉动强度的作用主要由构件下方区域密相床层料位高度及对应的流动状态决定, 空腔高度变化只是其一种表现形式。

(3) $U_g < 0.44$ m/s 时, 构件具有抑制其下方气泡生长并切割破碎气泡的作用, 使旋流筛板式气固挡板流化床上部床面波动幅度、床内整体压差脉动强度均低于相同条件下的自由床; $U_g \geq 0.44$ m/s 时, 构件不再直接抑制

气泡生长或破碎气泡, 在构件内部及其下方区域, 压差脉动强度低于自由床, 构件上方区域压差脉动强度接近甚至高于相同条件下的自由床, 上部床面波动幅度高于自由床。

(4) $U_g < 0.44$ m/s 时, 旋流筛板式气固挡板流化床内压力脉动强度低于相同条件下的自由床, $0.44 \leq U_g < 0.66$ m/s 时, 构件下方密相床层能降低构件下方及构件上方一定高度内床层的压力脉动强度, $U_g \geq 0.66$ m/s 时, 压力脉动强度接近甚至高于相同条件下的自由床。

参考文献

- [1] 金涌, 俞芷青, 张礼, 等. 流化床反应器塔形内构件的研究 [J]. 化工学报, 1980, 31(2): 117-128.
Jin Y, Yu Z Q, Zhang L, et al. Research on tower-shaped internals of fluidized bed reactor [J]. Journal of Chemical Industry and Engineering (China), 1980, 31(2): 117-128.
- [2] 杨帅. 内构件鼓泡流化床中流动结构及其计算机模拟研究 [D]. 北京: 中国科学院大学, 2016: 2.
Yang S. Flow structure investigation and computational fluid dynamics simulation for baffled bubbling fluidized beds [D]. Beijing: University of Chinese Academy of Sciences, 2016: 2.
- [3] 董群, 贾昭, 王丽, 等. 催化裂化流化床内构件的研究进展 [J]. 化工进展, 2010, 29(9): 1609-1614.
Dong Q, Jia Z, Wang L, et al. An qut line for inner-loop studies in FCC fluidized bed [J]. Chemical Industry and Engineering Progress,

- 2010, 29(9): 1609–1614.
- [4] 严泉, 王子健, 卢春喜. 环隙下料式流化床-提升管耦合反应器的内截面压力特性 [J]. 过程工程学报, 2016, 16(6): 909–914.
Yan X, Wang Z J, Lu C X. Axial distribution of pressure in annular fluidized bed-riser coupled reactor [J]. The Chinese Journal of Process Engineering, 2016, 16(6): 909–914.
- [5] 董群, 贾昭, 王淑彦. 垂直筛板流化床中 FCC 催化剂的流化性能 [J]. 过程工程学报, 2012, 12(4): 558–562.
Dong Q, Jia Z, Wang S Y. Hydrodynamic performance of fluidized bed with vertical sieve tray [J]. The Chinese Journal of Process Engineering, 2012, 12(4): 558–562.
- [6] 王若艺, 刘对平, 李智, 等. 细颗粒气固流化床内斜片挡板受力特性的实验研究 [J]. 过程工程学报, 2015, 15(3): 375–380.
Wang R Y, Liu D P, Li Z, et al. Experimental study on the acting forces on a single slant slat immersed in a gas and fine particles fluidized bed [J]. The Chinese Journal of Process Engineering, 2015, 15(3): 375–380.
- [7] 张永民, 卢春喜, 时铭显. 导向挡板布置方式与结构参数对细颗粒湍动流化床流动特性的影响 [J]. 石油炼制与化工, 2007, 38(7): 64–69.
Zhang Y M, Lu C X, Shi M X. Effect of structure parameters and arrangement of louver baffles on the hydrodynamics performance of fine particles in turbulent fluidized bed [J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 2007, 38(7): 64–69.
- [8] 张永民, 王红梅, 卢春喜, 等. 导向挡板对催化裂化颗粒湍动流化床流动特性的影响 [J]. 中国石油大学学报(自然科学版), 2008, 32(4): 118–122.
Zhang Y M, Wang H M, Lu C X, et al. Effects of louver baffles on hydrodynamic properties of turbulent fluidized beds of FCC particles [J]. Journal of China University of Petroleum, 2008, 32(4): 118–122.
- [9] 朱晓, 沈来宏. 塔式鼓泡床内的渗涌流动特性 [J]. 化工学报, 2017, 68(11): 4112–4120.
Zhu X, Shen L H. Characteristics on gushing in a tower bubbling fluidized bed [J]. CIESC Journal, 2017, 68(11): 4112–4120.
- [10] 王丽瑶, 唐猛, 张少峰, 等. 立体旋流筛板并流时的流型特征及其操作域 [J]. 化学工程, 2017, 45(12): 21–25, 29.
Wang L Y, Tang M, Zhang S F, et al. Flow patterns characteristics and operating regions of a tridimensional rotational flow sieve tray in concurrent flow [J]. Chemical Engineering, 2017, 45(12): 21–25, 29.
- [11] Baeyens J, Geldart D. An investigation into slugging fluidized beds [J]. Chemical Engineering Science, 1974, 29(1): 255–265.
- [12] Stewart P S B, Davidson J F. Slug flow in fluidized beds [J]. Powder Technology, 1967, 1(2): 61–80.
- [13] Chen Y M, Lim C J, Grace J R, et al. Characterization of pressure fluctuations from a gas–solid fluidized bed by structure density function analysis [J]. Chemical Engineering Science, 2015, 129(6): 156–167.
- [14] Nelson B H, Briens C L, Bergougnou M A. Pressure fluctuations at individual grid holes of a gas–solid fluidized bed [J]. Powder Technology, 1993, 77(1): 95–102.
- [15] Zhang Y L, Xiao R, Ye M, et al. A numerical study of the bubble induced pressure fluctuation in gas–fluidized beds [J]. Powder Technology, 2017, 314: 387–399.
- [16] Liu M X, Zhang Y M, Bi H, et al. Non-intrusive determination of bubble size in a gas–solid fluidized bed: an evaluation [J]. Chemical Engineering Science, 2010, 65(11): 3485–3493.