

DOI:10.11784/tdxbz202411009

盐水体系内气体驱动液固逆流化床的颗粒流动特性

马可颖^{1,2}, 邵媛媛³, 祝京旭⁴

1. 天津大学化工学院, 天津 300350; 2. 天津大学浙江研究院(绍兴), 绍兴 312300;
3. 诺丁汉大学卓越灯塔计划(宁波)创新研究院, 宁波诺丁汉大学, 宁波 315100;
4. 西安大略大学化学与生物化学工程系, 伦敦 N6A 3K7)

摘要: 气体驱动液固逆流化床是一种新型的逆流化床生物反应器, 具有能耗低、颗粒磨损少、传质效率高等优点, 在生物污水处理中具有巨大的应用前景。为开发其在高盐废水中的应用, 明确盐水浓度对颗粒流动特性的影响规律, 自行设计并搭建了一套中试规模的气体驱动液固逆流化床实验装置, 通过实验观察与压降测试相结合的方法研究了颗粒的流动特性, 包括床层的流型、流型转折速度、床层膨胀高度和固含率等。结果表明: 随着气体表观速度的增加, 颗粒床层经历了固定床区、过渡流化区、完全流化区和循环流化区 4 种流型, 流型之间通过初始流化气速、最小完全流化气速、最小循环流化气速进行划分; 相比于 PE2.0 颗粒, 直径较大的 PE4.0 颗粒更难以流化; PE2.0 和 PE4.0 颗粒的初始流化气速和最小完全流化气速皆随盐水浓度和颗粒装载量的增加而增加; PE2.0 和 PE4.0 颗粒的最小循环气速同样随盐水浓度的增加而增加, 但随颗粒装载量的增加, PE2.0 颗粒的最小循环流化气速呈增加的趋势, 而 PE4.0 颗粒的最小循环流化气速呈先下降后轻微上升的趋势。研究还发现, 随着盐水浓度的增加, 液固间密度差逐渐加大, 颗粒流化越困难, 床层的膨胀高度随之下降, 床层的平均固含率随之增加。以上所得的结果可为此类反应器的开发及工业应用提供基础数据和理论依据。

关键词: 逆流化床; 流型; 最小完全流化气速; 最小循环流化气速; 床层膨胀高度; 固含率

中图分类号: TQ051.1 **文献标志码:** A **文章编号:** 0493-2137(2025)06-0601-09

Particle Flow Characteristics of Gas-Driven Inverse Liquid-Solid Fluidized Bed in Brine System

Ma Keying^{1,2}, Shao Yuanyuan³, Zhu Jingxu⁴

1. School of Chemical Engineering and Technology, Tianjin University, Tianjin 300350, China;
2. Zhejiang Institute of Tianjin University (Shaoxing), Shaoxing 312300, China;
3. Nottingham Ningbo China Beacons of Excellence Research and Innovation Institute, University of Nottingham Ningbo China, Ningbo 315100, China;
4. Department of Chemical & Biochemical Engineering, The University of Western Ontario, London N6A 3K7, Canada)

Abstract: The gas-driven inverse liquid-solid fluidized bed is a novel type of inverse fluidized bed bioreactor known for its low energy consumption, minimum solid attrition, and high mass transfer efficiency. These attributes make it a highly promising technology for biological wastewater treatment. To explore its potential in treating high-salinity wastewater, it is necessary to determine the effects of brine concentration on particle flow characteristics. A pilot-scale gas-driven inverse liquid-solid fluidized bed was custom-designed and constructed to investigate the detailed particle flow characteristics in a brine system. Key parameters, including flow regimes, flow regime transition velocities, bed expansion height, and solids holdup were obtained through a combination of experimental observations

收稿日期: 2024-11-05; 修回日期: 2024-11-21.

作者简介: 马可颖(1987—), 女, 博士, 副研究员, keyingma@tju.edu.cn.

通信作者: 邵媛媛, yuanyuan.shao@nottingham.edu.cn.

基金项目: 宁波市甬江引才工程创新人才项目(2023A136G); 宁波市自然科学基金资助项目(2023J246); 国家自然科学基金资助项目(22408270).

Supported by the Ningbo Yongjiang Talent Introduction Programme—Innovative Talent(No. 2023A136G), the Natural Science Foundation of Ningbo, China(No. 2023J246), the National Natural Science Foundation of China(No. 22408270).

and monitoring the variations of the bed net pressure drop. The results show that with an increase in superficial gas velocity, the bed experiences four flow regimes: fixed bed, transition fluidization, complete fluidization, and circulating fluidization. These regimes are distinguished by flow regime transition velocities, such as the initial fluidization gas velocity, the minimum complete fluidization gas velocity, and the minimum circulating fluidization gas velocity. Comparatively, larger-diameter particles, such as PE4.0, are harder to fluidize than smaller particles like PE2.0 particles. Both the initial fluidization gas velocity and the minimum complete fluidization gas velocity increase for PE2.0 and PE4.0 particles as the brine concentration and the particle loading rise. Similarly, the minimum circulating fluidization gas velocities for PE2.0 and PE4.0 particles increase at higher brine concentrations. However, a unique trend was observed based on particle loading. For PE2.0 particles, the minimum circulating fluidization gas velocity consistently increases, while for PE4.0 particles, it first decreases and then slightly increases. Furthermore, an increase in brine concentration intensifies the density difference between the liquid and solid phases, making fluidization increasingly difficult. This leads to a decreased bed expansion height and an increase in the average solids holdup. The results provide basic data and theoretical insights for the development and industrial application of gas-driven inverse liquid-solid reactors.

Keywords: inverse fluidized bed; flow regime; minimum complete fluidization gas velocity; minimum circulating fluidization gas velocity; bed expansion height; solids holdup

生物流化床是一种高效的生物污水处理反应器,其结合活性污泥法和生物膜法的优势,利用流态化手段使载体颗粒悬浮于系统中,通过载体颗粒较大的比表面积富集微生物以提高体系内微生物的浓度,进而提高污水的处理效率,具有效率高、抗冲击负荷强、污泥产量低、占地面积小等优点^[1-3]。在传统的流化床生物污水处理中,大多使用比液体密度大的重颗粒作为载体,使用液体作为重颗粒流化的驱动力,由于重颗粒流化需要较大液速,而污水处理需要较长的液体停留时间,因此需要较大的液体回流比以维持颗粒的流化并延长液体的停留时间,这样的设置无疑会消耗更多能耗,增加污水处理的运营成本,进一步阻碍生物流化床在污水处理中的大规模工业应用。因此,如何降低生物流化床颗粒流化的能耗问题,成为了当前生物流化床污水处理的重大技术难题。基于此,很多研究者试图从载体颗粒方面着手,将重颗粒换成比液体密度小的轻颗粒,也就是使用逆流化床进行污水处理,由于轻颗粒密度与液体密度比较接近,颗粒流化需要的液体速度更小,液体回流比虽有所下降,但能耗减小的程度比较有限^[4-5]。研究者在研究三相逆流化床流动特性时发现,轻颗粒在单独气体的作用下也能维持流化状态^[6-11]。

1997年 Comte 等^[12]研究了这种单独气体流化颗粒的逆流化床,他们使用多孔板和弹性膜板作为气体分布器,在两种轻颗粒体系(颗粒 1: 密度 934 kg/m³, 直径 3.8 mm; 颗粒 2: 密度 914 kg/m³, 直径 4.5 mm)中开展了颗粒流动特性的研究。他们的研究主要关

注颗粒的轴向分布状况,并认为颗粒的流化主要是由于气泡上升所引起的液体湍动所造成的。随后这种逆向湍动床被应用到好氧污水处理中^[13-16]。Sánchez 等^[17]和 Jin 等^[18]在相似的湍动逆流化床体系内,研究了气液质量传递以及液体的混合特性。1999年,Choi 等^[19]以气体和离心力作为驱动力,使用两种扁球形聚乙烯颗粒(直径皆为 3.86 mm, 密度分别为 930 kg/m³ 和 903 kg/m³)作为固相,研究了颗粒的流动特性。2003年, Han 等^[20]在相似的三相逆流化床体系内,使用多孔板作为气体分布器,使用 3 种不同物性的聚乙烯颗粒(直径皆为 4.4 mm; 疏水颗粒 P1 的密度为 926 kg/m³, 亲水颗粒 P2 的密度为 940 kg/m³, 疏水颗粒 P3 的密度为 940 kg/m³)作为固相,研究了颗粒表面亲水性能对相含率和临界流化速度的影响,得到了疏水颗粒的临界流化速度比亲水颗粒小的结论,其认为这是由于在疏水颗粒周围气泡上升受到阻碍,疏水颗粒体系的气含率增加所引起的。

经过一段时间的研究停滞,直到 2019 年,祝京旭团队深刻认识到了这种气体流化轻颗粒操作模式的优点及应用前景,并开展了系统的基础和应用研究,为了将其与传统的三相逆流化床进行区分,将其正式命名为“气泡诱导三相逆流化床”(bubble-induced three-phase inverse fluidized bed, BIFB)。在中试尺寸的流化床体系内对颗粒及气泡的流动特性进行了系统的研究^[21-24],并构建了气泡诱导轻颗粒流化的尾涡模型^[25]。通过将实验与数值模拟相结合开发了一个三相欧拉-欧拉流体力学模型,成功地模拟

气泡诱导三相逆流化床体系内颗粒的流动特性^[26]. 在研究气泡诱导三相逆流化床时还发现, 与使用微孔曝气盘的体系相比, 使用纳米气泡盘的体系内颗粒流型转折速度和平均气含率皆有大幅增加, 气体分布器结构对体系内颗粒的流化质量、颗粒分布有巨大的影响^[24]. 这种气泡诱导三相逆流化床使用轻颗粒作为固相, 使用气体作为颗粒流化主要驱动力, 相比于液体流化, 气体流化颗粒本身消耗的能耗较少, 在生物污水处理中, 通入的气体即空气既能为微生物提供溶氧, 又能维持颗粒流化, 可极大程度降低污水处理的能耗. 目前针对气泡诱导三相逆流化床体系的基础及应用研究仍然比较有限, 涉及到的研究大部分使用多孔板或微孔曝气盘式气体分布器, 生成尺寸约 1~4 mm 的小气泡, 形成气液固均匀流化的三相体系. 由于在这种三相混合的体系内, 气泡上升对周围的颗粒扰动较大, 进而影响载体颗粒表面生物膜的生成和脱落, 另外由于小气泡的传质效率比较高, 体系的溶氧比较大, 使得这种气泡诱导三相逆流化床比较适用于好氧生物污水处理工艺. 而在实际的生物污水处理过程中, 不同有机污染物的去除需要在不同的需氧环境下完成, 比如处理高浓度工业污水尤其是高氨氮的工业污水, 首先需要在缺氧环境下分解处理大部分的有机物, 这便需要尽可能减少氧气供给并降低体系内的溶解氧.

基于此, 祝京旭团队在气泡诱导三相逆流化床的基础上进行系统结构改进, 开发一种新型的流化床反应器, 并将其命名为“气体驱动液固逆流化床”(gas-driven inverse liquid-solid fluidized bed, GDFB)^[27]. 在床层中心加入导流筒内构件, 将反应器进行分区, 将气体通入中心导流筒内, 颗粒大部分在导流筒外的降液区运动, 尽量减小气泡上升对颗粒带来的扰动; 另外根据大气泡传质效率低的特性, 通过使用一种管式气体分布器, 在导流筒内促使生成大气泡, 从而降低气泡的传氧效率, 减少体系的溶氧. 针对这种气体驱动液固逆流化床初步研究了在清水体系内颗粒的流动特性. 然而在实际工业应用中, 比如处理一些高盐废水, 由于盐的加入可改变液体的表观张力, 影响体系内气泡的聚并^[28], 可能会影响床层中气泡及颗粒流动情况, 而目前对盐水浓度对三相逆流化床颗粒流动特性的研究鲜有报道. 因此, 本文拟在 3 种不同密度的盐水体体系内详细研究气体驱动液固逆流化床的颗粒流动特性, 所得的结果有望为此类反应器的理论发展和设计应用提供了理论指导和数据支撑.

1 实验装置及测试方法

1.1 实验装置

带有中心导流筒的气体驱动液固逆流化床装置示意如图 1 所示, 流化床主体及中心导流筒的材质均为透明的有机玻璃. 装置主体的高度为 3.00 m, 内径为 0.33 m; 导流筒的高度为 1.86 m, 内径为 0.10 m, 导流筒的底部距装置底部 0.35 m. 气体、液体、固体分别使用空气、NaCl 水溶液和密度比液体轻的塑料颗粒. 空气通过空压机供应, 气体的流量通过 3 个校准后的玻璃转子流量计测量, 气体的分布采用管式单孔分布器, 分布器孔径为 0.91 mm. 实验开始前先向装置内依次加入 NaCl 水溶液和定量的轻颗粒, 调节并控制液固床层的初始液位高度在距床层底部 2.40 m 处(即高于导流筒顶部 0.20 m). 颗粒从装置的上部加入或卸出, 上部为自由界面, 颗粒床层的高度可通过沿床层轴向上设置的标尺测量, 每个床层高度皆为 3 次测量数值的平均值. 装置右侧设置一排压力测试口, 孔径为 10 mm, 通过测压管连接到相应的压力传感器. 所有的实验在常温常压下进行. 气体经装置底部设置的气体分布器进入中心导流筒内, 自下而上经过床层, 并从装置的顶部排空. 实验过程中, 液速为零, 颗粒仅在气体的作用下在降液区向下流化而循环. 气体表观速度(u_g)的操作范围为 0~15 mm/s.

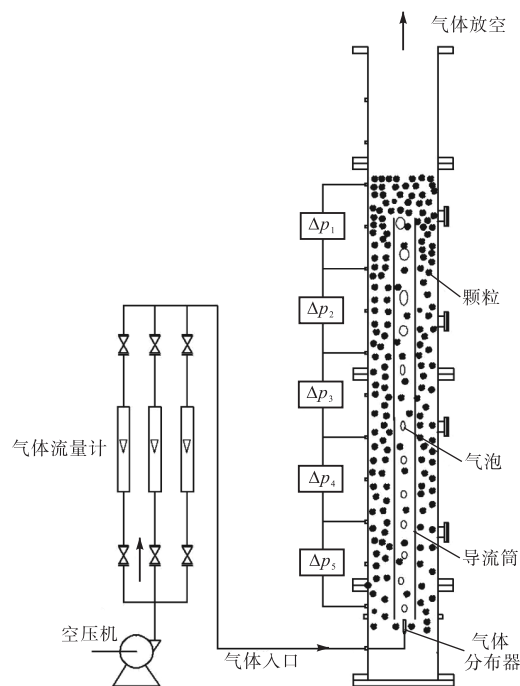


图 1 带有中心导流筒的气体驱动液固逆流化床的实验装置

Fig.1 Experimental apparatus for the gas-driven inverse liquid-solid fluidized bed with a central draft tube

1.2 实验物料

本研究采用密度比液体轻、球形度较高的塑料颗粒作为固相。颗粒有两种,皆为密度 950 kg/m^3 的聚乙烯 (polyethylene, PE) 颗粒,记作 PE2.0 和 PE4.0。PE2.0 和 PE4.0 颗粒的球形当量直径分别为 2.0 mm 和 4.0 mm 。PE2.0 为类球形颗粒,由四川大学加工;PE4.0 为圆柱形颗粒,由韩国大林公司生产。颗粒在使用前需要在水中浸泡至少两周以上,并用水冲洗 3 次,洗去颗粒表面的杂质,以确保颗粒在实验中的稳定性。本研究配置了 3 种不同浓度的 NaCl 水溶液作为液相,使用密度计测得 NaCl 水溶液的密度 (ρ_1) 分别为 1013 kg/m^3 、 1023 kg/m^3 和 1044 kg/m^3 。

1.3 压力测试

床层轴向位置的压降,通过 5 个压差传感器测得。压差传感器分别通过测试管与床层壁上相应的测压口相连。测压口的顶端安装有不锈钢丝网,以防止颗粒进入测试管中影响测量结果。每两个相邻的测试口的间隔为 $(0.4 \pm 0.01) \text{ m}$ 。所有压差传感器的精度为 0.075% 。实验前需要对测压仪器进行校准,排空测压管中的气泡,使液体充满测试管。另外每次测试前需要等待至少 3 min ,使床层稳定后再进行测量。从压差传感器输出的电流信号需要通过一个转换电路转成电压信号,这些电压信号可通过连接到电脑上的研华 USB4704 信号采集卡收集。采集卡采样的频率为 1000 Hz ,采样时间为 1 min 。每一个压降数据皆为 60000 个采样数据的平均值。

2 实验结果与讨论

2.1 气泡及颗粒的流动状态

在带有中心导流筒的气体驱动液固逆流化床中,气体作为颗粒流化的唯一驱动力,当向床层内通入气体后,气体以气泡的形式进入上升区(中心导流筒)后自下而上穿过颗粒床层,并在床层顶部处破裂排出。在不同的气体表观速度下,气泡的大小、形状、上升速度及在导流筒内的分布皆存在一定差异,进而影响床层内颗粒的流动状态。通过实验观察定性分析可知,随着气体表观速度的增加,颗粒床层的流型变化如图 2 所示。

当气体表观速度较低时,上升区内生成的气泡尺寸较小,气泡以缓慢的速度上升,气泡形状呈椭球状。由于气体流量较小,气泡的数量有限,气泡主要在上升区中心区域呈松散状态分布。气泡上升所带来的扰动以及影响较小,此时床层内的颗粒呈静止悬浮状态,为固定床区。

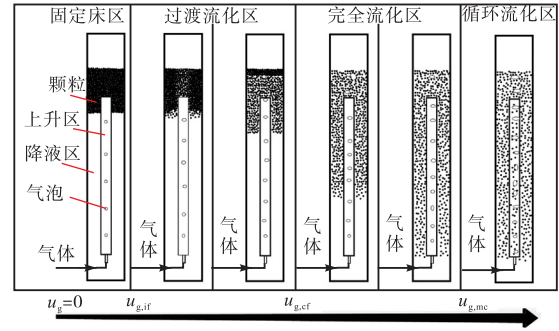


图 2 流型

Fig.2 Flow regimes

随着气体表观速度的增加,气泡尺寸及气泡上升速度逐渐增大,气泡量逐渐增多,气泡的形状越发偏离球形,气泡带来的扰动及影响不断增大。当气体表观速度增加达到一定值,降液区内的颗粒从床层底部处开始向下膨胀而流化,此时的气体表观速度被定义为初始流化气速 ($u_{g,if}$)。继续增加气体表观速度,床层进入过渡流化区。在此流化区内,随着气体表观速度的增加,降液区内的颗粒自下而上层层流化。在气体驱动液固逆流化床中颗粒的流化主要有两方面原因:一方面是由于导流筒内通入的气泡使得导流筒内气液混合流体的密度下降,导流筒内外存在较大的密度差,促使降液区内的颗粒向下流化;另一方面是由于导流筒内形成的气泡并非球形,皆存在一个气泡尾涡,气泡以尾涡的形式带动液体一起向上运动,当液体上升到导流筒顶部后流向降液区并在降液区内向下运动,降液区内的颗粒在向下流动的循环液体的作用下向下膨胀而流化。

进一步增加气体表观速度达到一定值,几乎所有的颗粒皆达到流化状态,仅上部边壁位置由于远离导流筒,存在一定的死区,此时的气体表观速度被定义为最小完全流化气速 ($u_{g,cf}$),在后续的反应器的设计中可以考虑将导流筒上部区域的壁面附近设计成锥形以减少死区的面积。继续增加气体表观速度,床层进入完全流化区,在此区域内,颗粒床层随着气体表观速度的增加不断向下膨胀。此时降液区内颗粒的流动状态与传统的液-固流化床以及液-固逆流化床内颗粒的流动状态比较相似,皆呈现散式流态化现象,颗粒床层的上下界面皆比较清晰。

随着气体表观速度的进一步增加,气泡不断从管式气体分布器内喷射出,由于气泡上升过程中不断聚并,形成较大的气泡,大气泡在上升过程中造成的扰动更加剧烈。当气体表观速度达到一定值后,降液区内的颗粒膨胀到导流筒底部并开始进入到上升区,颗粒开始在上升区和降液区之间循环,此时的气体表观

速度被定义为最小循环流化气速 ($u_{g,mc}$)。继续增加气体表观速度, 颗粒床层进入循环流化区, 颗粒在导流筒内外不断循环运动, 床层逐渐达到较为稳定的循环流化状态。

2.2 单位床层净压降

使用 10% 装载量的 PE4.0 颗粒为固相, 研究床层轴向不同测试段内单位床层净压降的变化趋势, 具体如图 3 所示。所谓的单位床层净压降是指单位床层的压力与单位床层静水压之差。在初始状态 ($u_g = 0$ mm/s) 下, 固体颗粒床层下边界位于 Δp_1 的两个测压口之间, 不同轴向测试段内单位床层的净压降皆为 0。当加入气体后, 在较低的气体表观速度下, 随着气体表观速度的增加, 气泡上升导致了降液区内液体向下循环, 颗粒受到循环液体向下的曳力不断增大, $\Delta p_1/\Delta H_1$ 呈逐渐下降的趋势。而 $\Delta H_2 \sim \Delta H_5$ 由于没有颗粒到达此区域, 因此单位床层的净压降保持不变。随着气体表观速度增加达到 $u_{g,if}$, 由于颗粒从床层底部开始层层流化, $\Delta p_1/\Delta H_1$ 下降的趋势开始减缓。当床层颗粒流化膨胀到 ΔH_2 区域后, $\Delta p_2/\Delta H_2$ 开始下降, 而 $\Delta p_1/\Delta H_1$ 由于测试段内颗粒量的减少开始逐渐升高。进一步增加气体表观气速达到 $u_{g,cf}$ 后, 由于所有的颗粒都达到流化状态, 随着气体表观速度的增加, 颗粒向下膨胀加快, $\Delta p_1/\Delta H_1$ 升高的趋势增大。当颗粒床层向下膨胀达到 Δp_2 的下端测试口后, $\Delta p_2/\Delta H_2$ 达到较小值, 进一步增大气体表观速度, $\Delta p_2/\Delta H_2$ 呈逐渐升高的趋势。进一步增加气体表观速度, $\Delta p_3/\Delta H_3$ 和 $\Delta p_4/\Delta H_4$ 依次呈现与 $\Delta p_2/\Delta H_2$ 相似的先下降后上升的趋势。当颗粒床层膨胀下降到 ΔH_5 的最上端测试口后, $\Delta p_5/\Delta H_5$ 开始下降。随着气体表观速度增加达到 $u_{g,mc}$, 颗粒床层膨胀到中心导流筒下端, 颗粒开始进入上升区, 并在上升区和降液区之间不断循环, $\Delta p_5/\Delta H_5$ 下降的趋势减缓, 呈轻微的下降。继续

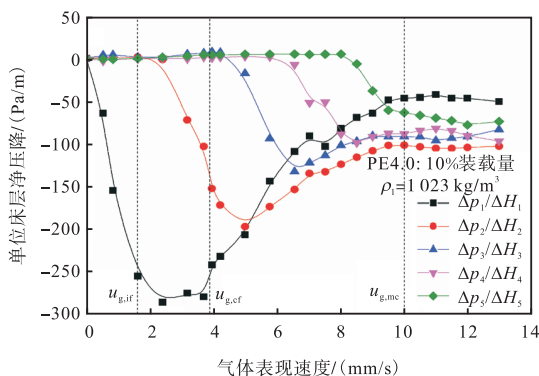


图 3 不同轴向高度单位床层的净压降

Fig.3 Net pressure drops per unit bed at different axial heights

增加气体表观速度, 颗粒床层很快进入了稳定的循环流化状态, 各测试段内的单位床层压降几乎达到稳定。

2.3 流型转折速度

在气体驱动液固逆流化床中, 随着气体表观速度的增加, 颗粒床层经历了固定床区、过渡流化区、完全流化区和循环流化区 4 种流型状态, 可通过初始流化气速、最小完全流化气速和最小循环流化气速将这 4 种流型依次进行划分。流型转变速度可通过可视观察法和考察不同轴向高度单位床层的净压降的变化趋势进行判定。不同颗粒及液体体系内颗粒的流型转折速度存在一定的差异。

图 4 ~ 图 6 为使用不同浓度的 NaCl 水溶液作为液相, PE2.0 和 PE4.0 颗粒体系内颗粒的流型转折速度的变化趋势。PE2.0 颗粒和 PE4.0 颗粒的初始流化气速、最小完全流化气速和最小循环流化气速皆随 NaCl 浓度的增加而增加。这是由于随着 NaCl 浓度的增加, 颗粒和液体间的密度差增大, 颗粒受到液体对其向上的浮力增大, 需要更高的气体表观速度提供更高的曳力才能使颗粒达到各流型转折速度。从图中还可以看出, PE4.0 颗粒的流型转折速度比 PE2.0 的流型转折速度大, 这是由于 PE4.0 的颗粒直径较大, 颗粒在液体中的净浮力更大, 需要较大的气速才能使颗粒达到各流型转折速度。

从图 4 和图 5 中可观察到, PE2.0 和 PE4.0 颗粒的初始流化气速和最小完全流化气速皆随颗粒装载量的增加而增加, 这可能是由于颗粒装载量越大, 循环液体(气泡上升所引起的降液区内的液体向下循环)向下流动需要穿过更多的颗粒床层, 需要克服更大的曳力才能使颗粒床层最下端的颗粒以及所有的颗粒达到流化状态。与初始流化气速和最小完全流化气速不同, PE2.0 和 PE4.0 颗粒的最小循环流化气速随颗粒装载量的变化趋势存在很大差异, 如图 6 所示。PE4.0 颗粒的最小循环流化气速随颗粒装载量的增加呈先下降后轻微上升的趋势。这可能是由于当颗粒装载量从 5% 增加到 15%, 颗粒初始装载量的增加使得降液区内颗粒床层底部更接近于导流筒底部, 较低的气体表观速度便能使颗粒膨胀到床层底部达到循环流化状态, 因此, 最小循环流化气速随颗粒装载量的增加呈下降趋势。当颗粒装载量从 15% 增加到 20%, 由于颗粒装载量的增加使得导流筒内外密度差下降, 不利于颗粒流化膨胀到床层底部, 因此最小循环流化气速随颗粒装载量的增加呈增加的趋势。对于 PE2.0 颗粒, 其最小循环流化气速一直随颗粒装载量的增加而增加, 这可能是由于 PE2.0 颗粒的粒径较小, 相比 PE4.0 颗粒, PE2.0 颗粒极易流化, 颗粒装载量增加所造成导流筒内外密度差减小占主导地位, 因

此最小循环流化风速随着颗粒装载量的增加一直呈增加的趋势. 这与 Chen 等^[27]在水溶液体系中得到的结果相似.

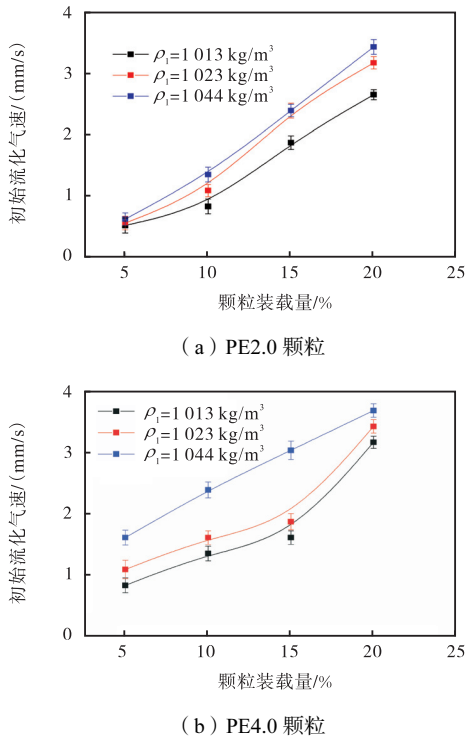


图 4 初始流化风速随颗粒装载量的变化
Fig.4 Variations of the initial fluidization gas velocity with particle loading

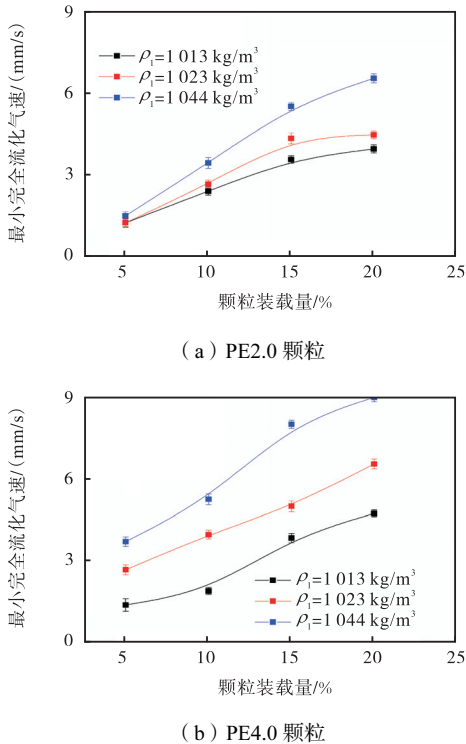


图 5 最小完全流化风速随颗粒装载量的变化
Fig.5 Variations of the minimum complete fluidization gas velocity with particle loading

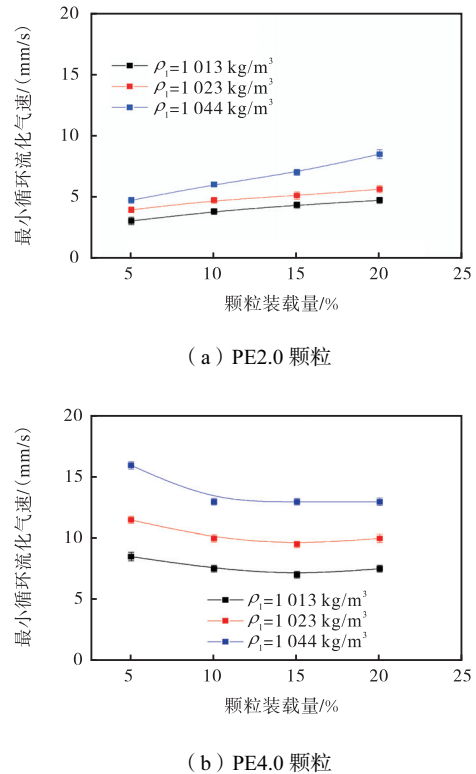


图 6 最小循环流化风速随颗粒装载量的变化
Fig.6 Variations of the minimum circulating fluidization gas velocity with particle loading

2.4 床层膨胀高度

床层膨胀高度为颗粒床层的有效高度,体现了气体驱动液固逆流化床中颗粒与液体间的有效接触面积的大小. 使用不同装载量的 PE2.0 和 PE4.0 颗粒作为固相,使用不同浓度的 NaCl 水溶液作为液相,研究床层膨胀高度随气体表观速度的变化趋势,具体结果如图 7 和图 8 所示. 当气体表观速度超过初始流化风速后,由于颗粒床层开始膨胀,床层膨胀高度随气体表观速度的增加而增加,当气体表观速度达到最小循环流化风速,床层膨胀高度达到最大值,导流筒底部颗粒开始进入上升区,并开始在上区和降液区之间循环,颗粒床层随气体表观速度的增加几乎不变.

在过渡流化区和完全流化区 ($u_{g,if} < u_g < u_{g,mc}$),颗粒床层不断膨胀,床层膨胀高度受所在体系盐水浓度、颗粒性质及颗粒装载量的影响. 从图 7 中可以看出,床层膨胀高度随 NaCl 浓度的增加呈下降趋势,这是由于 NaCl 浓度的增加增大了液固之间的密度差,使得固体颗粒更难以流化. 从图 8 可以看出,在相同的气体表观速度条件下,PE2.0 颗粒的床层膨胀高度随颗粒装载量的增加而减小,也就是颗粒装载量越小越容易流化膨胀达到颗粒循环,这可能是由于对于 PE2.0 颗粒,颗粒本身较易流化,其床层的膨胀率较大,颗粒装载量增加造成的导流筒内外密度差减小

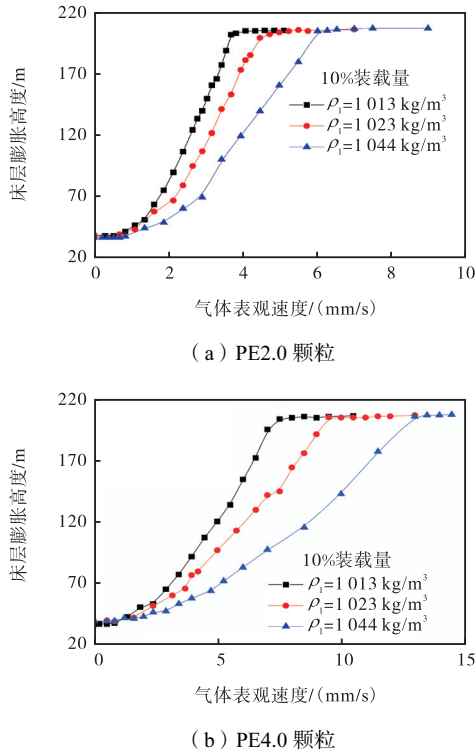


图7 不同浓度盐水体系的床层膨胀高度
Fig.7 Bed expansion heights in the brine systems with different concentrations

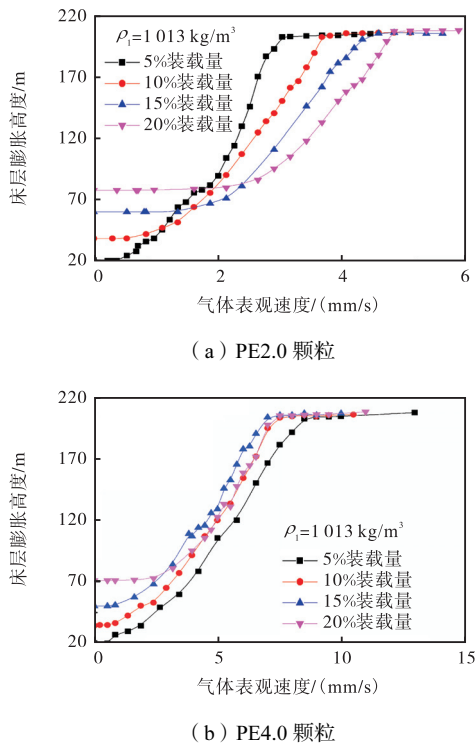


图8 不同颗粒装载量的床层膨胀高度
Fig.8 Bed expansion heights with different particle loadings

的影响较大, 颗粒装载量大的体系颗粒越不容易流化膨胀. 而对于 PE4.0 颗粒, 床层膨胀高度随颗粒装载量的增加呈先增加后减小的趋势. 当颗粒装载量从

5% 增加到 15% 时, 由于 PE4.0 颗粒粒径较大, 颗粒较难流化, 床层的膨胀率较小, 颗粒装载量的增加使得床层初始高度增大, 初始高度的影响多于床层膨胀的影响; 当颗粒装载量由 15% 增加到 20% 时, 受颗粒装载量增加所引起的导流筒密度差减小的影响, 初始装载量高的颗粒床层更难流化, 因此床层膨胀高度随之减小.

2.5 床层的平均固含率

鉴于气体驱动液固逆流化床是一个相对复杂的多相流体系, 在不同气体表观速度下, 颗粒在床层的分布存在很大差异. 当气体表观速度小于最小循环流化气速时, 颗粒主要存在于导流筒的上部和降液区, 此时床层的平均固含率可通过测量床层的膨胀高度获得. 当气体表观速度超过最小循环流化气速, 颗粒开始在导流筒内外间稳定循环, 颗粒的分布也相对比较均匀, 床层的平均固含率可通过测量降液区床层的压降获得.

研究不同颗粒、不同浓度盐水体系内床层的平均固含率, 结果如图 9 和图 10 所示. 在较低的气体表观速度下, 由于颗粒处于静止状态, 床层平均固含率几乎不变. 当气体表观速度超过初始流化气速后, 由于颗粒床层开始向下膨胀而流化, 床层平均固含率随着气体表观速度的增加逐渐减少. 当气体表观速度达到最小循环流化气速后, 颗粒在上升区和降液区

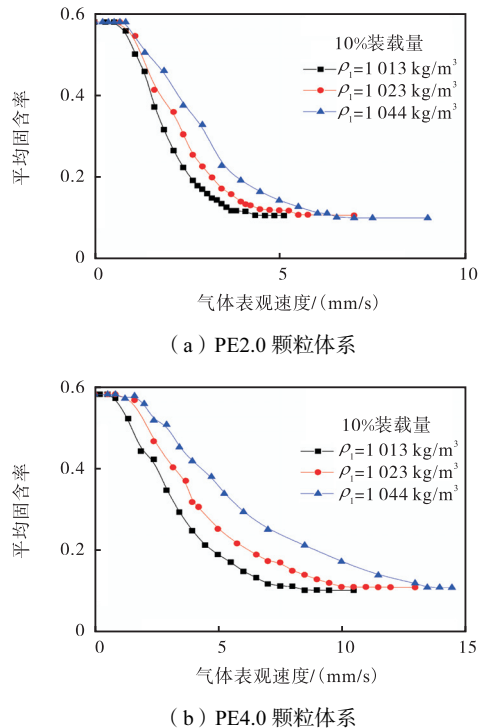


图9 不同浓度盐水体系的床层平均固含率
Fig.9 Average solids holdups in the brine systems with different concentrations

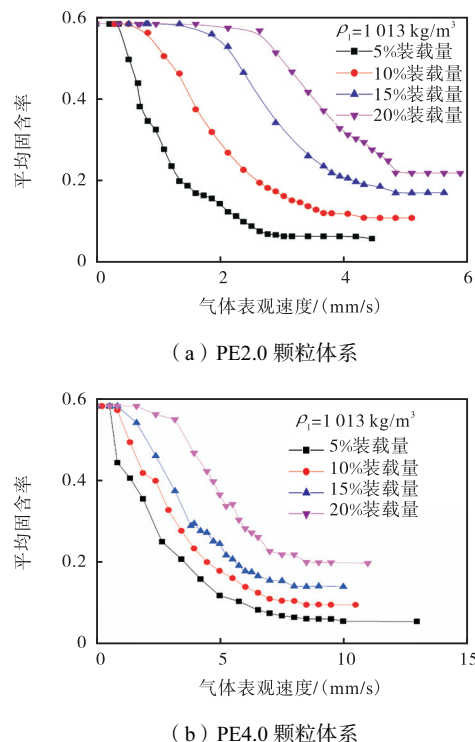


图 10 不同颗粒装载量的床层平均固含率

Fig.10 Average solid holdups with different particle loadings

稳定循环,床层平均固含率达到一稳定值后几乎保持不变.从图 9 中还可以看出,当颗粒床层开始流化后,床层的平均固含率随 NaCl 浓度的增加而增加,这是由于 NaCl 浓度的增加使得颗粒与液体间的密度差增大,颗粒更难以流化,床层的平均固含率增加.从图 10 中可以看出,床层的平均固含率随颗粒初始装载量的增加而增加.

对比 PE2.0 和 PE4.0 颗粒体系内床层的平均固含率可知,相同气体表观速度条件下,PE4.0 颗粒体系的床层平均固含率普遍高于 PE2.0 颗粒体系的床层平均固含率,另外 PE4.0 颗粒体系的床层平均固含率随气体表观速度的增加变化趋势更为平缓,这再次验证了颗粒直径大的体系更难以流化.

3 结论

在自制的中试尺寸的带有中心导流筒的气体驱动液固逆流化床中详细研究了不同浓度的 NaCl 水溶液体系内颗粒的流动特性,得到结论如下.

(1) 在不同的气体表观速度下,气泡的大小、形状、上升速度及在导流筒内的分布皆存在一定差异,进而影响床层内颗粒的流动状态.随着气体表观速度的增加,气泡尺寸及上升速度逐渐增大,气泡量逐渐增多,气泡的形状越发偏离球形,气泡带来的扰动

及影响也不断增大.气泡上升带动液体在上升区和降液区循环,降液区内的颗粒在向下流动的循环液体的作用下呈现不同的流动状态.随着气体表观速度的增加,床层依次经历了固定床区、过渡流化区、完全流化区和循环流化区 4 种流型变化.流型间的转变通过初始流化气速、最小完全流化气速、最小循环流化气速进行区分.

(2) 不同轴向测试段内的单位床层净压降随着气体表观速度的增加呈现不同的变化趋势.通过考察不同轴向测试段单位床层净压降的变化趋势可判定床层的流型转折速度.

(3) 随盐水浓度和颗粒装载量的增加,PE2.0 和 PE4.0 颗粒床层的初始流化气速和最小完全流化气速皆呈增加的趋势.但对于最小循环流化气速,PE2.0 和 PE4.0 随颗粒装载量的增加呈现不同的变化规律:PE2.0 颗粒的最小循环流化气速呈增加的趋势,而 PE4.0 颗粒的最小循环流化气速呈先下降后轻微上升的趋势.

(4) 随 NaCl 浓度的增加,PE2.0 和 PE4.0 颗粒床层的膨胀高度由于液固间密度差的增加皆呈下降趋势;PE2.0 颗粒的床层膨胀高度随颗粒装载量的增加而减小,而 PE4.0 颗粒的床层膨胀高度随颗粒装载量的增加呈先增加后减小的趋势.

(5) 随着 NaCl 浓度和颗粒初始装载量的增加,颗粒床层的平均固含率皆呈增大趋势.

参考文献:

- [1] Nelson M J, Nakhla G, Zhu J. Fluidized-bed bioreactor applications for biological wastewater treatment: A review of research and developments[J]. Engineering, 2017, 3(3): 330-342.
- [2] 陈少奇, 邵媛媛, 马可颖, 等. 液固循环流化床的开发与应用——过程集成与强化[J]. 化工进展, 2019, 38(1): 122-135.
Chen Shaoqi, Shao Yuanyuan, Ma Keying, et al. Development and applications of liquid-solid circulating fluidized beds—Process integration and intensification [J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2019, 38(1): 122-135 (in Chinese).
- [3] Wang J Y, Shao Y Y, Yan X L, et al. Review of (gas)-liquid-solid circulating fluidized beds as biochemical and environmental reactors[J]. Chemical Engineering Journal, 2020, 386: 121951.
- [4] Wang L, Zhu J, Nakhla G, et al. The hydrodynamics of liquid-solid and gas-liquid-solid inverse fluidized beds with bioparticles[J]. Advanced Powder Technology,

- 2021, 32(1): 254-265.
- [5] Wang H L, He X Q, Nakhla G, et al. Performance and bacterial community structure of a novel inverse fluidized bed bioreactor(IFBBR) treating synthetic municipal wastewater[J]. *Science of the Total Environment*, 2020, 718: 137288.
- [6] Fan L S, Muroyama K, Chern S H. Hydrodynamic characteristics of inverse fluidization in liquid-solid and gas-liquid-solid systems[J]. *The Chemical Engineering Journal*, 1982, 24(2): 143-150.
- [7] Fan L S, Muroyama K, Chern S H. Some remarks on hydrodynamics of inverse gas-liquid-solid fluidization [J]. *Chemical Engineering Science*, 1982, 37(10): 1570-1572.
- [8] Renganathan T, Krishnaiah K. Prediction of minimum fluidization velocity in two and three phase inverse fluidized beds[J]. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 2003, 81(3/4): 853-860.
- [9] Ibrahim Y A A, Briens C L, Margaritis A, et al. Hydrodynamic characteristics of a three-phase inverse fluidized-bed column[J]. *AIChE Journal*, 1996, 42(7): 1889-1900.
- [10] Buffière P, Moletta R. Some hydrodynamic characteristics of inverse three phase fluidized-bed reactors[J]. *Chemical Engineering Science*, 1999, 54(9): 1233-1242.
- [11] Shin I S, Son S M, Kang Y, et al. Phase holdup characteristics of viscous three-phase inverse fluidized beds[J]. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 2007, 13(6): 971-978.
- [12] Comte M P, Bastoul D, Hebrard G, et al. Hydrodynamics of a three-phase fluidized bed—The inverse turbulent bed[J]. *Chemical Engineering Science*, 1997, 52(21): 3971-3977.
- [13] Buffière P, Bergeon J P, Moletta R. The inverse turbulent bed: A novel bioreactor for anaerobic treatment[J]. *Water Research*, 2000, 34(2): 673-677.
- [14] Arnaiz C, Buffiere P, Elmaleh S, et al. Anaerobic digestion of dairy wastewater by inverse fluidization: The inverse fluidized bed and the inverse turbulent bed reactors[J]. *Environmental Technology*, 2003, 24(11): 1431-1443.
- [15] Michaud S, Bernet N, Roustan M, et al. Influence of hydrodynamic conditions on biofilm behavior in a methanogenic inverse turbulent bed reactor[J]. *Biotechnology Progress*, 2003, 19(3): 858-863.
- [16] Arnaiz C, Buffiere P, Lebrato J, et al. The effect of transient changes in organic load on the performance of an anaerobic inverse turbulent bed reactor[J]. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 2007, 46(12): 1349-1356.
- [17] Sánchez O, Michaud S, Escudíé R, et al. Liquid mixing and gas-liquid mass transfer in a three-phase inverse turbulent bed reactor[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2005, 114(1): 1-7.
- [18] Jin R C, Zheng P, Chen J W, et al. Gas-liquid mass transfer in three-phase inverse turbulent bed reactor[J]. *Chinese Journal of Biotechnology*, 2007, 23(1): 122-126.
- [19] Choi H S, Shin M-S. Hydrodynamics study of two different inverse fluidized reactors for the application of wastewater treatment[J]. *Korean Journal of Chemical Engineering*, 1999, 16(5): 670-676.
- [20] Han H D, Lee W, Kim Y K, et al. Phase hold-up and critical fluidization velocity in a three-phase inverse fluidized bed[J]. *Korean Journal of Chemical Engineering*, 2003, 20(1): 163-168.
- [21] Ma K Y, Sun X L, Shao Y Y, et al. Hydrodynamic characteristics of bubble-induced three-phase inverse fluidized bed(BIFB) [J]. *Chemical Engineering Science*, 2019, 209: 115177.
- [22] Ma K Y, Liu M Y, Chen S Q, et al. The axial and radial phase holdup distribution of bubble-induced three-phase inverse fluidized bed[J]. *Chemical Engineering Science*, 2020, 219: 115586.
- [23] Ma K Y, Sun Z N, Shao Y Y, et al. The bubble size and rise velocity of bubble-induced three-phase inverse fluidized bed(BIFB) [J]. *AIChE Journal*, 2024, 70: e18328.
- [24] Deng Y C, Ma K Y, Shao Y Y, et al. Hydrodynamics of a bubble-induced inverse fluidized bed reactors with a nanobubble tray[J]. *Particuology*, 2022, 73: 8-16.
- [25] Ma K Y, Sun X L, Shao Y Y, et al. A modified wake model in bubble-induced three-phase inverse fluidized bed(BIFB) [J]. *Particuology*, 2022, 65: 133-138.
- [26] Liu Y F, Sun X L, Sun Z N, et al. Experimental and numerical studies on a bubble-induced inverse gas-liquid-solids fluidized bed[J]. *Advanced Powder Technology*, 2021, 32(12): 4496-4508.
- [27] Chen S Q, Li R X, Ma K Y, et al. Hydrodynamic characteristics of a pilot-scale gas-driven inverse liquid-solid fluidized bed with a central draft tube[J]. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 2022, 180: 108999.
- [28] Firouzi M, Howes T, Nguyen A V. A quantitative review of the transition salt concentration for inhibiting bubble coalescence[J]. *Advances in Colloid and Interface Science*, 2015, 222: 305-318.

(责任编辑: 田 军)