

气液外环流反应器中气泡行为的实验研究

张同旺, 王金福, 金涌

(清华大学化工系, 北京 100084)

摘要: 详细考察了气液外环流反应器中上升管、下降管的气泡行为随轴向、径向的变化规律。由于外环流反应器的结构特点, 发现在上升管底部存在偏流, 并对分布板区气泡行为随角向的变化规律进行了研究。分析实验结果得出, 气含率和气泡速度均随表观气速的升高而升高; 在上升管内, 气含率和气泡速度自中心向边壁逐渐降低, 而沿轴向变化很小; 在分布板区, 由于受分布器及下降管的影响, 使气含率和气泡速度在不同角向存在不同的径向分布。在下降管中, 气含率自中心向边壁逐渐降低, 而气泡速度则基本不变; 且下降管中的气体循环率随表观气速的升高而升高。

关键词: 外环流反应器; 气泡速度; 气含率

中图分类号: TQ021

文献标识码: A

文章编号: 1009-606X(2005)03-0246-05

1 前言

气液外环流反应器综合了鼓泡塔和机械搅拌釜的优良性能, 具有结构简单、无机械传动部件、易密封、造价低、容易实现工业放大等优点, 且传质能力强, 相含率和固体颗粒循环量可分别控制, 使其在物理、化工、石化、电化学和生物化学等领域得到了广泛应用^[1]。随着能源形势的日趋紧张, 环流反应器在液相法合成甲醇、一步法合成二甲醚、煤直接液化等过程中的应用受到许多研究人员的重视, 并取得了显著成果。

气体经分布器进入上升管后, 由于上升管、下降管间不同的气含率使两管间形成了密度差, 推动液体在两管间循环流动。因其结构简单, 使液体在床层内的循环流动具有较低的剪切场, 操作过程中能耗较低, 并且可以通过加入构件实现对流动、传质、传热效率的有效控制, 因而适用于热效应较大的气-液反应和气-液-固三相反应及需要严格控制操作条件的生产过程。虽然环流反应器在工业上得到了广泛应用, 但由于对其内部流动行为的认识存在不足, 在进行工业设计和操作过程中仍显理论指导不足, 因此对其流动、传递过程规律进行深入研究具有十分重要的理论意义和工程价值。

2 实验

实验装置如图1所示, 上升管高5.7 m, 内径378 mm; 下降管高5.3 m, 内径280 mm, 气体分布器为孔板分布器, 孔径1 mm, 间距20 mm, 开孔率0.25%, 气体经转子流量计和分布器进入上升管。

由于外环流反应器的结构特点, 下降管内的流体在上升管一侧进入, 使上升管底部存在偏流, 流动呈现轴不对称性, 导致气含率和气泡速度在不同角向的径向变

化规律也不相同, 这种不对称行为对流体间的混合具有重要影响, 因此研究分布板区流动的角向行为具有重要意义。为了考察角向流动的不对称行为, 距分布器0.75 m在不同角向开有测孔A, B, 如图1所示。A孔在上升管、下降管两管的轴线平面内, B孔与A孔相差90°角。与B孔同一角向, 分别在距分布器1.35, 2.65, 3.95, 5.25 m四个轴向位置处开有测孔, 用于考察气泡行为沿轴向的变化规律。实验以空气-水为研究体系, 采用光导纤维测量床层内的气泡行为, 测量原理见文献[2]。

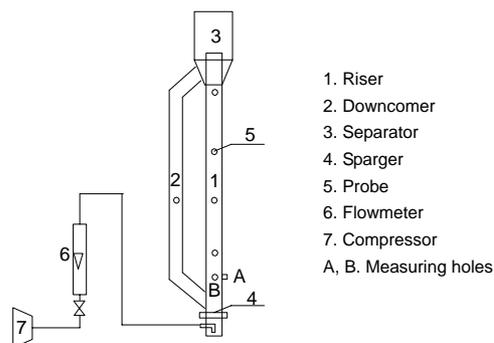


图1 实验装置图
Fig.1 Diagram of experimental equipment

3 结果与讨论

3.1 表观气速对气泡行为的影响

上升管内3.95 m处不同表观气速时气含率的径向分布如图2所示。各表观气速下, 气含率均呈中心大、边壁小的抛物线型分布。气泡在剪切场中运动时受到的径向的升力为^[3]

$$F = -C\rho(V_B - V_L)(\nabla \times \bar{V}_L) \quad (1)$$

此剪切力使气泡在上升过程中存在径向运动。

由于固壁的无滑移条件, 边壁处液速近似为 0, 故该处轴向速度沿径向的变化较大, 即旋度较大. 由式(1)可知, 当气泡在剪切场中运动时, 产生的径向力指向低速度梯度方向, 所以气泡趋于沿床层中心上升, 使中心的气含率大.

Garcia-Calvo^[4]和Merchuk等^[5]从能量守恒出发, 得出由气体携带进入床层的能量随气体流量增加而增加, 使液体速度也相应增加; 但由于边壁效应的存在, 边壁处液体速度随气速增加变化较小, 使液体速度梯度增加, 所以气含率径向变化也随表观气速的增加而更显著.

上升管内 3.95 m 处不同表观气速时气泡速度的径向分布如图 3 所示. 各表观气速下, 气泡速度均呈中心大、边壁小的抛物线型分布. 气泡在剪切场中运动, 剪切力使其向低速度梯度方向移动, 且这个力随气液速度差值的增加而增加, 使大气泡趋于在床层中心上升, 并且由于固壁的无滑移条件, 边壁处的液速为 0, 液速沿径向近似服从 1/7 指数定律^[6], 床层中心的液速较大, 所以气泡速度自中心到边壁呈逐渐降低的抛物线型分布.

3.2 分布板区不同角向的气泡行为

环流反应器包括内环流反应器和外环流反应器, 外环流反应器具有易控制、操作性强的特点, 由于下降管中液体从一侧进入上升管, 使上升管中在一定高度内存在偏流, 即床层的气泡行为和液体流动呈轴不对称分布, 这种偏流不利于相间传质, 也造成了反应器内流动的不均匀性, 由于受偏流和分布器影响, 使上升管底部具有不同于其他轴向位置的流动行为, 称这段区域为分布板区^[7], 对其流动行为进行深入研究对于优化操作及反应器设计具有十分重要的意义.

如图 1 中测孔 A, B 所示, 考察了气泡行为在不同角向上的变化规律. 图 4, 5 分别为不同角向、不同表观气速时气含率和气泡速度的径向分布图. 当 $r/R=0$ 时, 所测数据来自床层中心同一个点, 所以气含率和气泡速度几乎相等. 随 r/R 增加, 不同角向的气泡行为的差异增加, B 测孔在各个径向位置得到的气含率和气泡速度大于 A 测孔得到的值. 随气速增加, 下降管的液体速度增加, 其对上升管液体的冲量也相应增加, 使偏流更严重, 所以两方向间气含率和气泡速度的差异也相应增加.

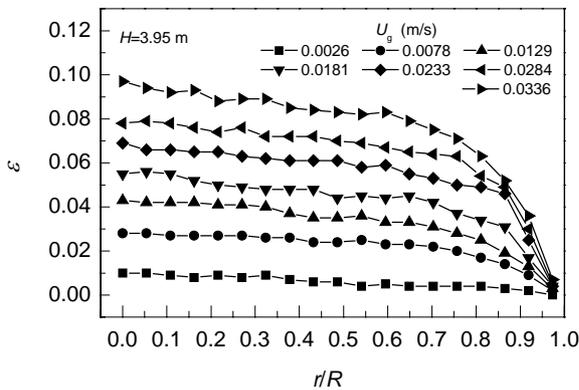


图 2 上升管不同表观气速下气含率的径向分布
Fig.2 Radial profiles of gas holdup at different superficial gas velocities in riser

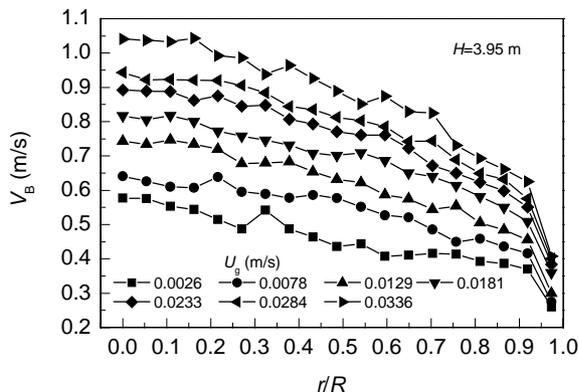


图 3 上升管不同表观气速下气泡速度的径向分布
Fig.3 Radial profiles of bubble velocity at different superficial gas velocities in riser

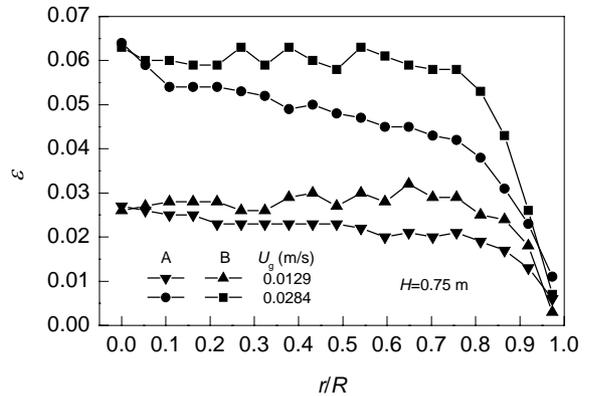


图 4 上升管不同角向气含率的径向分布
Fig.4 Radial profiles of gas holdup at different tangential direction gas velocities in riser

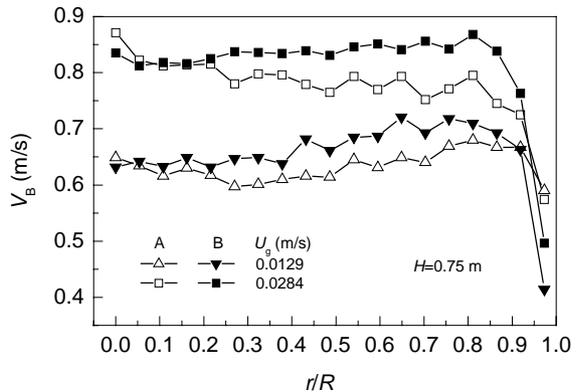


图 5 上升管不同角向气泡速度的径向分布
Fig.5 Radial profiles of bubble velocity at different superficial gas velocities in riser

被液体夹带的气泡进入上升管既有向 A 测孔运动的速度,又有因浮力上升的速度,由于测孔 A 与下降管出口间的径向距离较大,使到达 A 点的气泡较少,故如图 4 所示, A 点的气含率较低. 并且由于大气泡的轴向速度大,且其惯性强,所以大气泡较大小泡难于向 A 测孔移动,所以如图 5 所示, A 角向的气泡速度低于 B 角向的气泡速度.

由于气泡存在角向分布,基于轴对称假设的平均气含率计算公式

$$\bar{\varepsilon} = \frac{1}{\pi R^2} \int_0^R 2\pi r \varepsilon dr, \quad (2)$$

将得出错误的结果. 应采用其他方法,如压力探头、X 射线扫描等方法测量气含率. 而气含率和气泡速度角向分布的差异也是判断轴向高度是否处于分布板区的一个重要依据.

3.3 气泡行为随轴向位置的变化规律

由于分布器及下降管回流液体的影响,使上升管底部的流动行为不同于其他轴向位置,但这种影响随轴向高度的增加逐渐减弱. 实验观察发现,当轴向高度超过 1.3 m 时,上升管中的偏流现象消失,气泡行为近似呈轴对称分布.

图 6 为上升管中表观气速 0.0284 m/s 时不同轴向位置气含率的径向分布. 由于气泡在上升管中自高压区向低压区运动,气体体积膨胀,并且床层较高,气泡在上升过程中体积变化较大,使轴向截面位置越高,气体流量越大,气含率也随轴向位置的升高而逐渐增加.

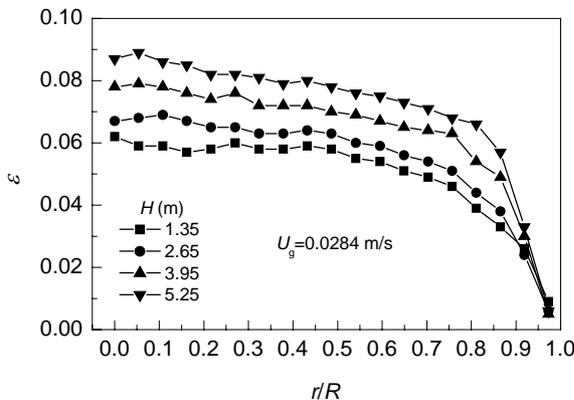


图 6 上升管不同轴向位置气含率的径向分布
Fig.6 Radial profiles of gas holdup at different axial positions in riser

图 7 为上升管中表观气速 0.0284 m/s 时不同轴向位置气泡速度的径向分布. 不同轴向位置处的气泡速度变化很小,对气泡弦长分析表明气泡尺寸介于 3~6 mm. Tsuchiya 等^[8]对单个气泡在水中上升速度的研究也发现,气泡尺寸从 1 mm 增至 10 mm,气泡上升速度近似相等.

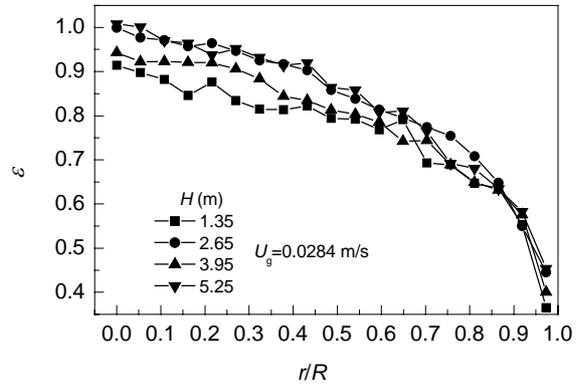


图 7 上升管不同轴向高度气泡速度的径向分布
Fig.7 Radial profiles of bubble velocity at different axial positions in riser

3.4 下降管中的气泡行为

表观气速增加,液速相应增加,并夹带部分气泡进入下降管,使一部分气体在床层内随液体一起循环流动. 对于一些工业过程,未反应完全的气体被夹带可以增加其在床层内的停留时间,增强传质效率,提高反应产率;但气泡夹带会降低上升管和下降管间的密度差,使循环液速降低. 由此可见,下降管中的气泡行为对床层内的传质和流动有利也有弊,因此对下降管中的流动行为进行深入研究对于反应器的放大具有重要意义.

Al-Masry 等^[9]认为小气泡上升速度较小,会被液体携带在床层内循环流动,且长时间停留在床层内,对传质和反应没有影响;而 Livingston 等^[10]则认为小气泡在循环过程中会与其他气泡发生聚并,有增加相界面面积、强化传质的作用.

下降管距分布器 2.65 m 处不同表观气速时的气含率径向分布如图 8 所示,由于液体向下流动,沿径向速度变化较小,近似呈平推流^[11],由于固壁的无滑移条件,只有在边壁处变化较大,所以气含率在较大径向范围内近似呈均匀分布.

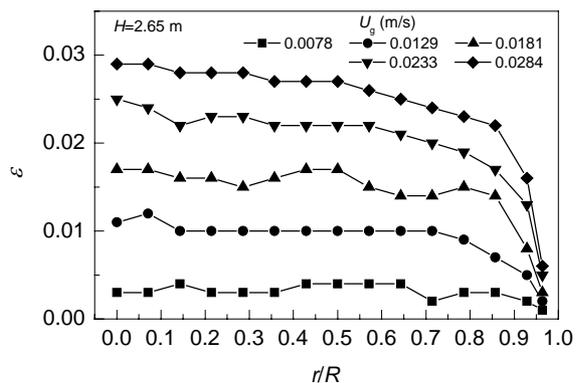


图 8 下降管中气含率的径向分布
Fig.8 Radial distributions of gas holdup in downcomer

由于液体从上升管进入气液分离器后, 速度显著降低, 只有尺寸较小的气泡才会被夹带进入下降管, 且其滑移速度小, 故其径向分布较均匀, 使下降管内的气泡速度如图9所示, 沿径向近似呈均匀分布。

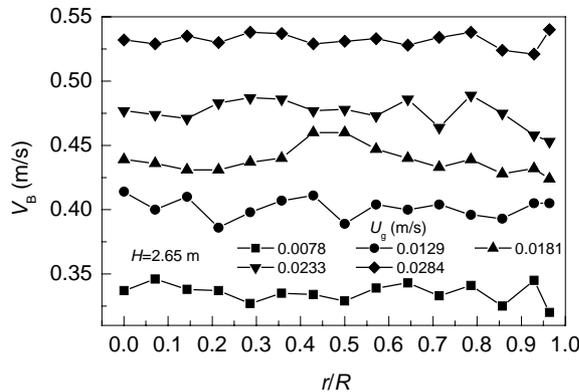


图9 下降管中气泡速度的径向分布

Fig.9 Radial distributions of bubble velocity in downcomer

气体循环率是被夹带进入下降管的气体流量与上升管的气体流量之比:

$$\eta = \frac{p_{\text{measure}} \int_0^{R_d} 2\pi r \varepsilon V_B dr}{p_{\text{bottom}} Q} \quad (3)$$

气体循环率可用来衡量气液分离器的分离效果, 是反应器操作性能的一个重要指标, 因此研究气体循环率对于提高反应器性能、优化操作具有重要意义. 由式(3)计算得到的不同位置处气体循环率随表观气速的变化关系如图10所示. 由于在下降管内气体自上向下移动, 为增压减容过程, 所以气体循环率随高度的降低而降低. 实验过程中发现, 被夹带进入下降管的气泡在下降过程中部分会聚并成为大气泡, 使其速度降低甚至重新返回气液分离器, 所以4.6 m处由式(3)计算得到的气体循环率明显大于2.65 m处的值. 表观气速较低时, 上升管内的部分气泡会经下降管出口进入下降管, 使1.35 m处的气体循环率在低气速时大于2.65 m处; 随表观气速增加, 下降管内的循环液速相应增加, 经下降管出口进入其中的气体量减小, 使低气速时1.35 m处的循环率大于2.65 m处, 而气速较高时, 则小于2.65 m处.

Heijnen等^[12]曾认为上升管与下降管气体流量间呈简单的线性关系, 表观气速增加, 上升管中的气含率和气泡速度相应增加. 根据能量平衡模型^[4], 液体循环所消耗的能量会随液速的增加而急剧增加, 即液速随表观气速增加而增加的趋势逐渐减弱, 所以如图10所示, 气体循环量随表观气速增加而增加, 但增加的趋势逐渐减弱. 由此可知, Heijnen等认为的线性关系过于简化, 不能反映床层气体循环的真实情况.

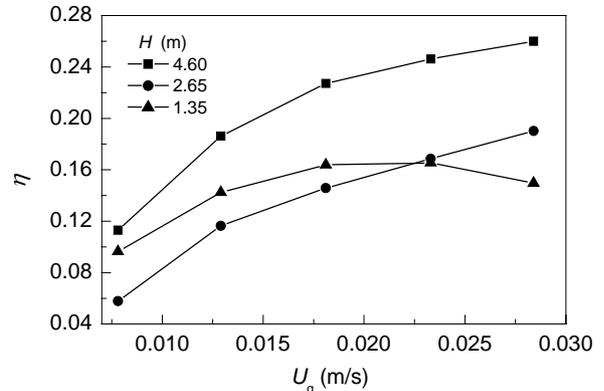


图10 气体循环率与表观气速的关系

Fig.10 Gas circulating rate vs. superficial gas velocity

4 结论

详细考察了环流反应器上升管和下降管中的气泡行为沿轴向和径向的变化规律, 并对分布板区气泡行为在不同角向的变化规律进行了研究, 分析实验结果, 得出如下结论:

(1) 气含率和气泡速度随表观气速的升高而升高; 在上升管中, 气含率和气泡速度沿径向逐渐降低. 在分布板区, 由于下降管液体的冲击, 产生偏流, 气含率和气泡速度不再呈轴对称分布. 在下降管中, 气含率沿径向逐渐降低, 气泡速度沿径向变化很小.

(2) 由于床层内的平均气泡尺寸介于3~6 mm之间, 故在主体液层区内气泡速度沿轴向变化很小. 在上升管内, 气泡由高压区向低压区运动, 所以气含率随轴向位置的升高而逐渐增加. 下降管中的气体循环率随表观气速的增加而增加, 由于被夹带进入下降管的气泡发生聚并及上升管中的部分气泡经下降管出口进入下降管, 使表观气速不同, 气体循环率随轴向高度的变化规律也不相同.

符号表:

C	升力系数	R_d	下降管直径 (m)
F	剪切诱导力 (N)	U_g	表观气速 (m/s)
H	轴向高度 (m)	V_B	气泡速度 (m/s)
p	压力 (Pa)	V_L	液体速度 (m/s)
Q	气体流量 (m ³ /h)	ε	气含率
r	径向位置 (m)	η	气体循环率
R	上升管直径 (m)	ρ	液体密度 (kg/m ³)

参考文献:

- [1] Hyndman C L, Larachi F, Guy C. Understanding Gas-phase Hydrodynamics in Bubble Columns: A Convective Model Based on Kinetic Theory [J]. Chem. Eng. Sci., 1997, 52(1): 63-77.
- [2] 王铁峰, 王金福, 杨卫国. 三相循环流化床中气泡大小及其分布的实验研究 [J]. 化工学报, 2001, 52(3): 197-203.
- [3] Tomiyama A. Struggle with Computational Bubble Dynamics [J]. Multiphase Sci. Technol., 1998, 10: 369-405.
- [4] Garcia-Calvo E. Fluid Dynamics of Airlift Reactors: Two-phase Friction

- Factors [J]. *AIChE J.*, 1992, 38(10): 1662–1666.
- [5] Merchuk J C, Stein Y. Local Holdup and Liquid Velocity in Air-lift Reactors [J]. *AIChE J.*, 1981, 27(3): 377–388.
- [6] Zun I. The Transverse Migration of Bubble Influenced by Walls in Vertical Bubbly Flow [J]. *Int. J. Multiphase Flow*, 1980, 6: 583–588.
- [7] Shavaraju S M, Russel T W F, Blanch H W. The Design of Gas Sparged Devices for Viscous Liquid Systems [J]. *AIChE J.*, 1978, 24(3): 454–466.
- [8] Tsuchiya K, Furumoto A, Fan L S. Suspension Viscosity and Bubble Rise Velocity in Liquid–Solid Fluidized Beds [J]. *Chem. Eng. Sci.*, 1997, 52(18): 3053–3066.
- [9] Al-Masry W A, Dukkan A R. The Role of Gas Disengagement and Surface Active Agents on Hydrodynamic and Mass Transfer Characteristics of Airlift Reactors [J]. *Chem. Eng. J.*, 1997, 65: 263–271.
- [10] Livingston A G, Zhang S F. Hydrodynamic Behavior of Three-phase (Gas–Liquid–Solid) Airlift Reactor [J]. *Chem. Eng. Sci.*, 1993, 48(9): 1641–1654.
- [11] Young M A, Carbonell R G, Ollis D F. Airlift Bioreactors: Analysis of Local Two-phase Hydrodynamics [J]. *AIChE J.*, 1991, 37(3): 403–428.
- [12] Heijnen J J, Hols J, Van der Lans R G J M. A Simple Hydrodynamic Model for the Liquid Circulation Velocity in a Full-scale Two- and Three-phase Internal Airlift Reactor Operating in the Gas Recirculation Regime [J]. *Chem. Eng. Sci.*, 1997, 52(15): 2527–2540.

Experimental Study on the Bubble Behavior in Gas–Liquid External Loop Reactors

ZHANG Tong-wang, WANG Jin-fu, JIN Yong

(Department of Chemical Engineering, Tsinghua University, Beijing 100084, China)

Abstract: This work dealt with the variation of bubble behavior in axial and radial directions. It was shown that the bubble behavior at the distributor region was axially unsymmetrical. The gas holdup and bubble velocity increased with increasing superficial gas velocity. The gas holdup in both the riser and downcomer and the bubble velocity in the riser decreased gradually from the center to the wall while the bubble velocity in the downcomer was almost uniform in the radial direction. The gas circulating rate increases with increasing superficial gas velocity and the trend of this increase became slower with the increase of superficial gas velocity.

Key words: external loop reactor; bubble velocity; gas holdup