

研究论文

两级气液内环流反应器内气含率和循环液速

于 伟, 王铁峰, 汪展文
(清华大学化学工程系, 北京 100084)

摘要: 基于多釜串联可以有效减小返混的原理, 通过引入特殊设计的级间构件构建了一种新型的两级内环流反应器。实验研究了级间构件形式、表观气速、表观液速和气液分离器对每一级内气含率和循环液速的影响。实验结果表明, 表观气速对反应器二级(上一级)中上升管与下降管气含率之差和循环液速影响较大, 而对一级(下一级)的影响较小; 各级内上升管和下降管的气含率均随表观液速的增大而减小, 但影响程度较小。基于推动力和阻力平衡建立了预测反应器中每一级的气含率和循环液速的流体力学模型, 模型预测值与实验结果吻合较好。

关键词: 两级内环流反应器; 级间构件; 气含率; 循环液速

中图分类号: TQ 021.1

文献标识码: A

文章编号: 0438-1157 (2008) 05-1107-07

Gas holdup and liquid circulation velocity in gas-liquid two-stage internal-loop airlift reactor

YU Wei, WANG Tiefeng, WANG Zhanwen

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

Abstract: Specially designed internals were used in a novel two-stage internal-loop airlift reactor to effectively decrease liquid backmixing by analogy with the tanks-in-series concept. The effects of the inter-stage internal type, superficial gas and liquid velocities and gas-liquid separator on the gas holdup and liquid circulation velocity in each stage were experimentally studied. The results showed that superficial gas velocity had a significant effect on the difference between gas holdups in the riser and the downcomer and liquid circulation velocity in the second stage (the top stage), but had a smaller effect on those in the first stage (the bottom stage). The gas holdups both in the riser and the downcomer slightly decreased with an increase in superficial liquid velocity. A mathematical model for predicting liquid circulation velocity was proposed based on the balance between driving and resistance forces, and a good agreement was obtained between the calculated and experimental data.

Key words: two-stage internal-loop airlift reactor; inter-stage internal; gas holdup; liquid circulation velocity

引 言

鼓泡床和环流反应器以其良好的传热、传质和

相间接触效率, 在能源、环境、医药和材料等领域得到了广泛应用^[1-3]。目前, 文献中的研究工作主要集中于单级鼓泡床和环流反应器。Krishna 等^[4]

2007-09-21 收到初稿, 2008-01-05 收到修改稿。

联系人: 王铁峰。第一作者: 于伟 (1982-), 男, 硕士研究生。

基金项目: 国家自然科学基金项目 (20606021); 优秀博士论文作者专项基金项目 (200757); 国家重点基础研究发展计划项目 (2007CB714302)。

Received date: 2007-09-21.

Corresponding author: WANG Tiefeng, associate professor.
E-mail: wangtf@tsinghua.edu.cn

Foundation item: supported by the National Natural Science Foundation of China (20606021), FANEDD (200757), and the National Basic Research Program of China (2007CB714302).

通过实验研究发现,液相在单级鼓泡床中接近均匀混合,这对于液相是反应物且要求高转化率的反应过程很不利。在许多实际应用中,希望液相尽可能地接近平推流以达到较高的转化率。基于多釜串联可有效减小返混的原理,可以通过引入级间构件的方法实现多级反应器以减小液相返混,从而显著提高转化率。

目前研究^[5-10]主要通过引入多孔板级间构件构建多级鼓泡床反应器,从而达到减小气液体系中液相返混的效果。但是这种反应器很难实现气液固三相体系中固体颗粒在级内和级间均匀分布。为解决这一问题,Yu等^[11]提出了一种新型两级内环流反应器。根据需要,该两级反应器中可采用不同的级间构件。当颗粒粒径较小且浓度较低时,多孔板级间构件可以实现固体颗粒轴向分布均匀;而当颗粒粒径较大和浓度较高时,采用一种专门设计的新型气浆分离式级间构件,使气相和浆相分别经级间构件不同的流动通道由一级流入二级,能够实现固体颗粒轴向均匀分布。在两级内环流反应器中,气含率和循环液速是非常重要的两个参数,对固含率的轴向分布也有着重要的影响。本文通过实验研究了级间构件形式、表观气速、表观液速和气液分离器对每一级内气含率和循环液速的影响。同时基于推动力和阻力平衡建立了预测反应器中每一级的气含率和循环液速的流体力学模型。研究结果可为两级或多级内环流反应器的设计提供重要的基础数据。

1 实验部分

1.1 实验装置

冷态实验装置以及气体分布器和两种级间构件分别如图 1 和图 2 所示。该装置分为一、二级,每一级为环隙气升式内环流反应器。反应器外径为 200 mm、内径为 190 mm、高度约 2850 mm;每一级导流筒外径 120 mm、内径 110 mm、高度为 1000 mm。采用多孔板作为气体分布器,30 个直径为 1.5 mm 的小孔在环隙均匀分布。两级之间采用级间构件分隔。本实验采用了两种级间构件,一种是多孔板级间构件,其结构为 8 个直径为 8 mm 的小孔在环隙均匀分布,气液两相均通过构件板上的小孔从一级流入二级;另一种是新型气液分离式级间构件,其结构为 20 个直径为 2 mm 的小孔在环隙均匀分布,同时在环隙引入 3 根内径为 8 mm、长度为 400 mm 的细长管,这样气液两相经

级间构件上不同流动通道由一级流入二级,气相主要通过小孔流入二级,而液相通过细长管流入二级反应器。实验在常温、常压下进行,以空气和自来水分别作为气相和液相。

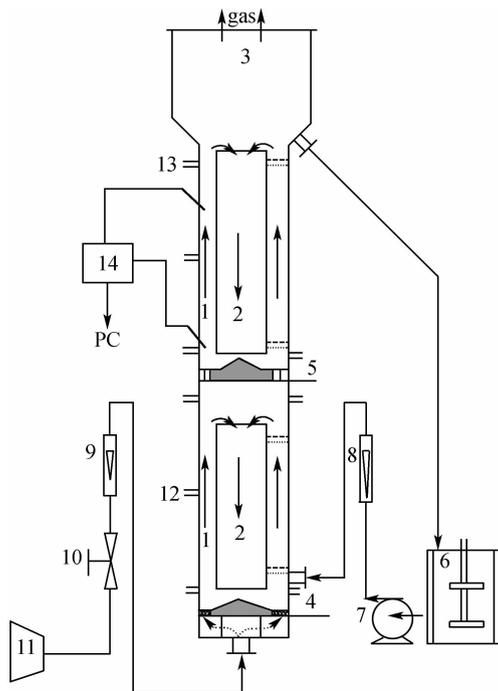


图 1 实验装置示意图

Fig. 1 Scheme of experimental apparatus

- 1—riser; 2—downcomer; 3—gas-liquid separator;
- 4—gas distributor; 5—internal; 6—stirred tank;
- 7—pump; 8—liquid flow meter; 9—gas flow meter;
- 10—valve; 11—compressor; 12—tapping port;
- 13—electrical conductivity probe; 14—data acquisition system

1.2 测量方法

利用压差法测量上升管和下降管的平均气含率。具体方法是测量两轴向位置间的床层压差,忽略流体流动的阻力^[12]。设两测点间距为 h , 则压差 ΔP 与气含率 ϵ_g 满足如下关系

$$\Delta P = \rho_l g h (1 - \epsilon_g) \quad (1)$$

即

$$\epsilon_g = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_l g h} \quad (2)$$

采用双电导探头法测量循环液速。分别在上升管两个不同的轴向位置处安装了电导探头,在探头顶端固定一层丝网以消除气泡对测量的影响。在上升管底部快速将示踪剂 KCl 溶液注入到反应器内,然后采用电导率仪实时检测电解质浓度随时间的变化情况。电导率仪输出的信号经放大后,由 A/D

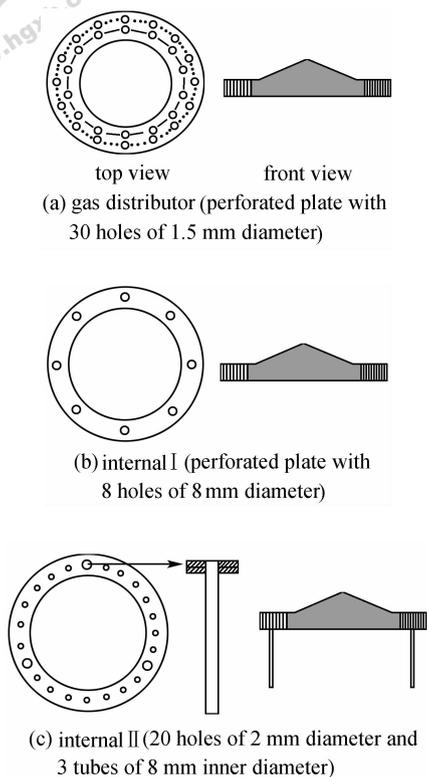


图 2 气体分布器和级间构件示意图

Fig. 2 Structures of gas distributor and inter-stage internals

转换器将该模拟信号转化成数字信号输入到计算机内，采样频率为 10 Hz。由于探头位置不同，所测得的两信号之间存在一定的延迟时间，基于两路信号，可以采用式 (3) 计算循环液速 V_{lr}

$$V_{lr} = \frac{H_0}{t} \quad (3)$$

式中 H_0 为两电导探头之间的垂直距离，m； t 为两信号的延迟时间（可由信号相关算法确定），s。

2 循环液速的数学模型

在气升式环流反应器中，上升管和下降管中气

$$V_{lr} = \sqrt{2gH(\epsilon_{gr} - \epsilon_{gd}) \left[K_{fr} + K_{ft} + (K_{fd} + K_{fb}) \frac{(1 - \epsilon_{gr})^2}{(1 - \epsilon_{gd})^2} \left(\frac{A_r}{A_d} \right)^2 \right]^{-1}} \quad (13)$$

上升管和下降管的局部阻力系数 K_f 可以采用范宁公式进行计算，摩擦因子 f 可以采用单相流的 Blasius 公式进行近似计算^[2-3]

$$K_{fi} = 4f_i \frac{H}{D_i} \quad (14)$$

$$f_i = 0.0791Re_i^{-0.25} \quad (15)$$

式中 Re_i 为基于液相物理性质和循环液速计算的 Reynolds 数。

床上部和下部的局部阻力系数 K_{ft} 和 K_{fb} 可以

含率之差造成的推动力与流动的阻力相平衡。基于这一原理，可以建立预测循环液速的数学模型。对于气液两相系统，上升管和下降管中气含率不同造成的压力差为

$$\Delta P = \rho_l g H (\epsilon_{gr} - \epsilon_{gd}) \quad (4)$$

式中 H 为内套筒的高度，m。上升管和下降管中的气含率满足线性关系^[13]

$$\epsilon_{gd} = m\epsilon_{gr} + n \quad (5)$$

上升管气含率可采用指数型关联式进行计算^[14]

$$\epsilon_{gr} = aU_g^b \quad (6)$$

其中，参数 m 、 n 、 a 和 b 采用气含率的实验数据进行回归。

在环流反应器中，总的摩擦阻力为

$$\Delta P_f = \Delta P_{fr} + \Delta P_{fd} + \Delta P_{ft} + \Delta P_{fb} \quad (7)$$

式中 ΔP_{fr} 为上升管的阻力降，Pa； ΔP_{fd} 为下降管的阻力降，Pa； ΔP_{ft} 和 ΔP_{fb} 分别为床上部和床下部的局部阻力降，Pa。不同区域的阻力降由式 (8) 进行计算

$$\Delta P_{fi} = \frac{1}{2} \rho_l K_{fi} V_{li}^2 \quad (8)$$

其中， $i=r, d, t, b$ 。 K_{fr} 、 K_{fd} 、 K_{ft} 和 K_{fb} 分别为上升管、下降管、床上部和床下部的流动阻力系数。

由液相的质量守恒可得

$$U_r A_r = U_{ld} A_d \quad (9)$$

表观液速和真实液速满足以下关系式

$$V_{lr} = \frac{U_{lr}}{1 - \epsilon_{gr}} \quad (10)$$

$$V_{ld} = \frac{U_{ld}}{1 - \epsilon_{gd}} \quad (11)$$

结合式 (9) ~ 式 (11) 可得

$$V_{ld} = \frac{V_{lr} (1 - \epsilon_{gr}) \frac{A_r}{A_d}}{1 - \epsilon_{gd}} \quad (12)$$

由推动力和流动阻力相平衡可得^[3]

通过实验数据拟合得到，结果如表 1 所示。

表 1 两种构件下每一级床下部和上部的局部阻力系数

Table 1 Friction coefficients of top and bottom parts in each stage

Internal	Stage	K_{ft}	K_{fb}
I	top stage	0.4	5.8
	bottom stage	3.4	9.0
II	top stage	0.2	7.8
	bottom stage	5.0	7.0

3 实验结果

3.1 气含率

3.1.1 表观气速对气含率的影响 图 3 和图 4 给出在两种不同的级间构件下, 表观气速对每一级上升管和下降管中平均气含率的影响。在较低表观气速下, 每一级上升管和下降管的气含率随着表观气速的增加而单调增加, 而在较高的表观气速下, 气含率随表观气速的增加趋势变缓。从图中还可以看出, 二级上升管和下降管气含率之差明显大于一级的值, 原因在于二级气液分离器使得气泡较少进入下降管。利用实验数据对式 (5) 和式 (6) 中的参数进行回归, 结果如表 2 所示。图 3 和图 4 中实线为计算结果, 表明各级的上升管和下降管气含率可以很好地分别用指数型关联式和线性关联式进行表征。

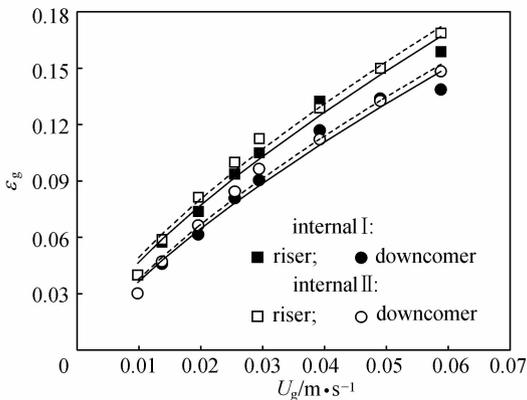


图 3 表观气速对一级内上升管和下降管平均气含率的影响

Fig. 3 Effect of superficial gas velocity on gas holdups in riser and downcomer in bottom stage

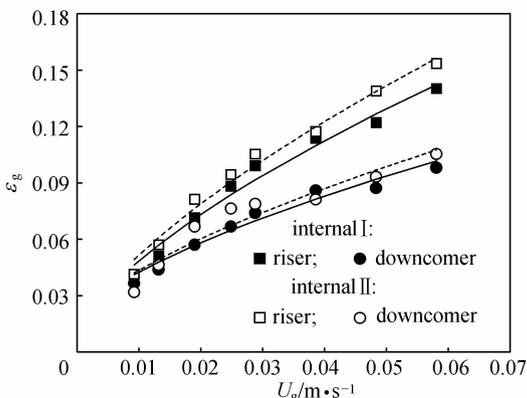


图 4 表观气速对二级内上升管和下降管平均气含率的影响

Fig. 4 Effect of superficial gas velocity on gas holdups in riser and downcomer in top stage

表 2 不同构件下气含率模型参数取值
Table 2 Values of parameters in model of gas holdup with different inter-stage internals

Internal	Stage	a	b	m	N
I	top stage	0.885	0.652	0.63	0.011
	bottom stage	1.269	0.716	0.93	-0.007
II	top stage	1.022	0.669	0.61	0.011
	bottom stage	1.265	0.704	0.93	-0.008

图 5 给出了采用两种不同级间构件时表观气速对每一级总体平均气含率影响。从图中可以看出, 每一级气含率均随表观气速的增加单调增加, 且较高气速下气含率增加趋势变缓。从图中还可以看出, 一级的气含率高于二级的气含率, 且一级与二级气含率之差随着表观气速的增加而增加。构件 II 与构件 I 相比, 二级的总平均气含率得到了一定程度的提高, 一级总平均气含率近似不变。这是由于构件 II 的气体分布器孔径 ($\phi 2$ mm) 小于构件 I 的气体分布器的孔径 ($\phi 8$ mm), 气泡从一级进入二级时能得到更好的破碎, 从而减小了气泡通过构件时的直径, 降低了气泡滑移速度, 因此增加了气含率。而文献 [15] 报道的多级外环流反应器中两级之间总的气含率之差很大, 原因可能是在一级内由分布器分布的气泡很小, 导致气含率较大; 而在二级内气泡经过级间构件时会重新破碎和聚并, 形成较大的气泡, 从而导致二级内总体平均气含率与一级的差别显著。

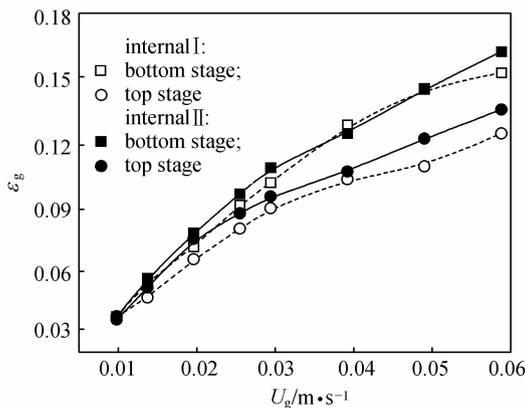


图 5 表观气速对每一级总体平均气含率的影响
Fig. 5 Effect of superficial gas velocity on average gas holdups in each stage

3.1.2 气液分离器对气含率的影响 位于反应器顶部的气液分离器对反应器的流动行为有较大影响^[16]。合理设计气液分离器既能提高气液分离效

果，又可以合适地控制循环流动。在实验中通过开关二级出口阀门考察了有无气液分离器对上升管和下降管气含率的影响。当阀门关闭时，保持扩大段内的液面高度，使气液分离器发挥作用；当阀门打开时，液面在扩大段以下，气液分离器不起作用。从图 6 中可以看出，气液分离器使下降管的气含率明显下降，从而增大了上升管和下降管的气含率之差。利用实验数据对式 (5) 和式 (6) 中的参数进行回归，结果如表 3 所示。从图 6 中可以看出模型预测值与实验值吻合较好。

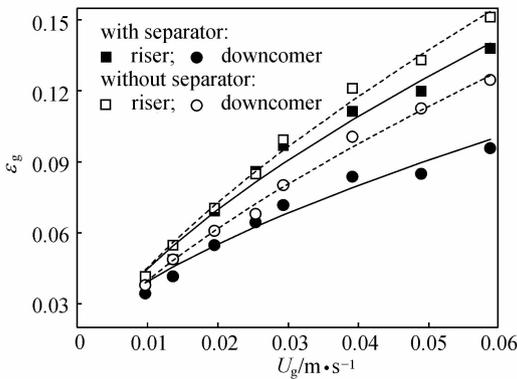


图 6 气液分离器对二级内上升管和下降管气含率的影响
Fig. 6 Effect of gas-liquid separator on gas holdups in riser and downcomer in top stage

表 3 有无气液分离器时上一级气含率模型的参数取值
Table 3 Values of parameters in model of gas holdup in top stage with and without gas-liquid separator

Gas-liquid separator	Stage	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>m</i>	<i>n</i>
with	top stage	0.885	0.652	0.63	0.011
without	top stage	1.106	0.698	0.80	0.003

3.1.3 表观液速对气含率的影响 图 7 和图 8 为表观液速对一、二两级内上升管和下降管气含率的影响。从图中可以看出，随着表观液速的增加，一、二两级内上升管和下降管的气含率均缓慢降低，说明表观液速对气含率的影响不是很大，原因可能在于表观液速在一个相对比较窄的范围内变化。更全面的变化规律需要在更大范围内变化表观液速进行考察。

3.2 循环液速

循环液速是建立多级环流反应器流动模型和进行反应器设计的重要参数。循环液速由上升管和下降管的密度差所致，对固体颗粒的均匀悬浮以及反

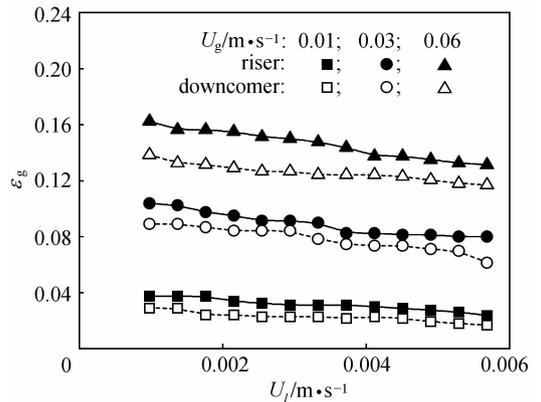


图 7 表观液速对一级内上升管和下降管气含率的影响
Fig. 7 Effect of superficial liquid velocity on gas holdups in riser and downcomer in bottom stage

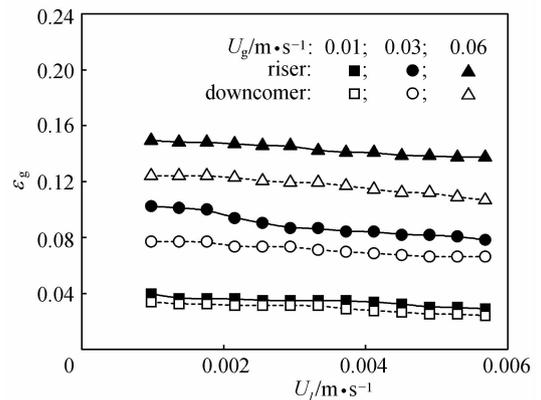


图 8 表观液速对二级内上升管和下降管气含率的影响
Fig. 8 Effect of superficial liquid velocity on gas holdups in riser and downcomer in top stage

应器内的传质有着重要的影响。文献中的相关研究主要集中在单级环流反应器中循环液速的实验测量和模型建立，对多级反应器的报道很少。

图 9 为采用不同级间构件时，表观气速对每一级循环液速的影响。随着表观气速的增加，在两种构件下，每一级循环液速均单调增加，但是增加的幅度逐渐变小，这与文献 [1, 3] 的结果相一致。从图中还可以看出，二级的循环液速明显大于一级的循环液速，原因在于一级的顶部与二级相比没有气液分离器，导致一级内上升管和下降管气含率之差小于二级的值，从而导致推动力减小，循环液速降低。将实验结果与循环液速模型的计算值进行了比较，如图 9 和图 10 所示。从图中可以看出，实验结果与模型计算结果吻合较好，表明该模型能够合理地描述两级环流反应器的流动行为，对该种类型反应器的设计具有指导意义。

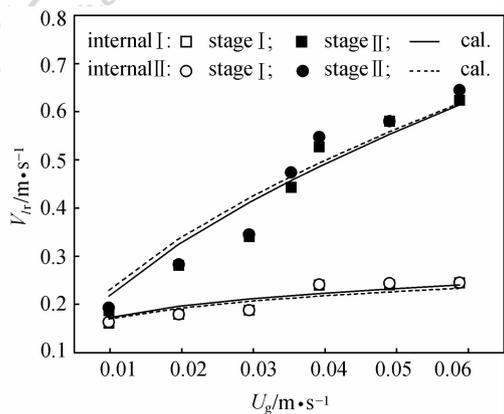


图 9 表观气速对每一级循环液速的影响

Fig. 9 Effect of superficial gas velocity on liquid circulation velocity in each stage

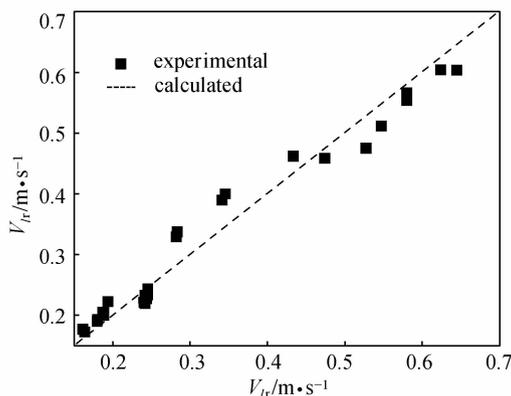


图 10 循环液速测量值和模型计算值的比较

Fig. 10 Comparison of measured and calculated values for liquid circulation velocity

4 结 论

对新型两级内环流反应器的气含率和循环液速进行了实验研究。系统考察了级间构件形式、表观气速、表观液速和气液分离器对每一级内气含率和循环液速的影响，并建立了预测气含率和循环液速的流体力学模型，为多级内环流反应器的开发和设计提供了重要的数据。主要结论如下：

- (1) 在两级环流反应器中，一级的平均气含率高于二级，一、二两级的平均气含率和两级平均气含率之差均随表观气速的增加而增加；
- (2) 表观气速对一级上升管和下降管气含率之差影响较小，而对二级的影响较大；
- (3) 表观液速对每一级上升管和下降管的气含率的影响均很小；

(4) 随着表观气速的增加，循环液速单调增加，且增加幅度逐渐变小，二级的循环液速明显大于一级的循环液速；

(5) 基于推动力和阻力平衡的循环液速模型计算值与实验结果吻合较好，可指导反应器设计。

符 号 说 明

- A_r, A_d ——分别为上升管、下降管的横截面积， m^2
- g ——重力加速度， $m \cdot s^{-2}$
- h ——压差法两测点点距， m
- ΔP ——倒 U 形管内的液面间的压差， Pa
- Re ——Reynolds 数
- U_g ——表观气速， $m \cdot s^{-1}$
- U_l ——表观液速， $m \cdot s^{-1}$
- U_{lr}, U_{ld} ——分别为上升管、下降管的表观液速， $m \cdot s^{-1}$
- V_{lr}, V_{ld} ——分别为上升管、下降管的循环液速， $m \cdot s^{-1}$
- ϵ_g ——气含率
- $\epsilon_{gr}, \epsilon_{gd}$ ——分别为上升管、下降管的气含率
- ρ_l ——液体密度， $kg \cdot m^{-3}$

下角标

- d ——下降管
- f ——阻力
- g ——气体
- l ——液体
- r ——上升管

References

- [1] Bendjaballah N, Dhaouadi H, Poncin S, Mioux N, Hornut J M, Wild G. Hydrodynamics and flow regimes in external loop airlift reactors. *Chem. Eng. Sci.*, 1999, **54**: 5211
- [2] García-Calvo E, Rodríguez A, Prados A, Klein J. A fluid dynamic model for three-phase airlift reactors. *Chem. Eng. Sci.*, 1999, **54**: 2359
- [3] Freitas C, Fialova M, Zahradnik J, Teixeira J A. Hydrodynamics of a three-phase external-loop airlift bioreactor. *Chem. Eng. Sci.*, 2000, **55**: 4961
- [4] van Baten J M, Krishna R. Scale up studies on partitioned bubble column reactors with the aid of CFD simulations. *Catal. Today*, 2003, **79/80**: 219
- [5] Vinaya M, Varma Y B G. Some aspects of hydrodynamics in multistage bubble columns. *Bioproc. Eng.*, 1995, **13**: 231
- [6] Palaskar S N, De J K, Pandit A B. Liquid phase RTD studies in sectionalized bubble column. *Chem. Eng. Technol.*, 2000, **23**: 61
- [7] Maretto C, Krishna R. Design and optimization of a multi-stage bubble column slurry reactor for Fischer-Tropsch synthesis. *Catal. Today*, 2001, **66**: 241

- [8] Dreher A J, Krishna R. Liquid-phase backmixing in bubble columns, structured by introduction of partition plates. *Catal. Today*, 2001, **69**: 165
- [9] Meikap B C, Kundu G, Biswas M N. Prediction of dispersed phase holdup in a modified multi-stage bubble column scrubber. *Can. J. Chem. Eng.*, 2002, **80**: 306
- [10] Alvaré J, Al-Dahhan M H. Liquid phase mixing in trayed bubble column reactors. *Chem. Eng. Sci.*, 2006, **61**: 1819
- [11] Yu W, Wang T F, Liu M L, Wang Z W. Study on the hydrodynamics in a multi-stage internal-loop airlift slurry reactor//The 9th China-Japan Symposium on Fluidization. Beijing, China, 2006
- [12] Boyer C, Duquenne A, Wild G. Measuring techniques in gas-liquid and gas-liquid-solid reactors. *Chem. Eng. Sci.*, 2002, **57**: 3185
- [13] Contreras A, Chisti Y, Molina E. A reassessment of relationship between riser and downcomer gas holdups in airlift reactors. *Chem. Eng. Sci.*, 1998, **53**: 4151
- [14] Couvert A, Roustan M, Chatellier P. Two-phase hydrodynamic study of a rectangular airlift loop reactor with an internal baffle. *Chem. Eng. Sci.*, 1999, **54**: 5245
- [15] Kaustubha M, Das D, Biswas M N. Hydrodynamics of a novel multi-stage external loop airlift reactor. *Chem. Eng. Sci.*, 2006, **61**: 4617
- [16] Choi K H, Chisti Y, Moo-Young M. Comparative evaluation of hydrodynamic and gas-liquid mass transfer characteristics in bubble column and airlift slurry reactors. *Chem. Eng. J.*, 1996, **62**: 223