

研究简报

加压气升式内环流反应器流动特性

刘 敏¹, 郭 志², 史士东¹, 胡发亭¹, 毛学峰¹, 李培霖¹

(¹ 煤炭科学研究总院北京煤化工研究分院, 北京 100013;

² 中国神华煤制油化工研究院, 北京 100011)

关键词: 加压环流反应器; 气含率; 液相循环速度

中图分类号: TQ 051.3

文献标识码: A

文章编号: 0438-1157 (2010) 06-1437-06

Local flow characteristics in pressurized internal air loop reactor

LIU Min¹, GUO Zhi², SHI Shidong¹, HU Fating¹, MAO Xuefeng¹, LI Peilin¹

(¹ Beijing Coal Chemistry Branch Institute, China Coal Research Institute, Beijing 100013, China;

² China Shen Hua Coal Liquefaction Institute, Beijing 100011, China)

Abstract: The flow characteristics of a $\phi 600\text{ mm} \times 6000\text{ mm}$ pressurized internal air loop reactor was studied. During the experiment the liquid superficial velocity in the draught tube was fixed at $0.008\text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$, gas superficial velocity ranged from $0.02\text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ to $0.12\text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$, pressure of the reactor varied from 0 to 2.0 MPa. Local gas holdup in the draught tube and annual space was measured and correlations for these parameters were obtained. Meanwhile, the model of liquid circulation velocity on the basis of the energy balance analysis in the reactor was derived. Reasonable agreement was found between the calculated and measured data. From the model and experiment data, it was easily found that liquid circulation velocity increased with increasing gas superficial velocity and system pressure, however when gas superficial velocity and system pressure exceeded respective critical values, liquid circulation velocity increased only gently.

Key words: pressurized internal air loop reactor; gas holdup; liquid circulation velocity

引 言

煤炭直接液化技术是缓解我国石油资源紧缺、保障能源安全的重要技术之一。液化过程可以简述为: 首先将煤磨成粉末状, 再和自身产生的液化重油(循环溶剂)配成煤浆, 在高温($445 \sim 465^\circ\text{C}$)、高压($20 \sim 30\text{ MPa}$)氢气气氛下进行加氢, 生成液体产品^[1]。其中, 液化反应器是该技术的核心

设备。

目前, 煤炭直接液化反应器主要有两种形式: 鼓泡床反应器^[2]和强制循环悬浮床反应器^[3]。鼓泡床反应器结构简单、返混程度小、单程转化率较高, 但浆体搅动不足, 不利于热质传递且容易产生颗粒沉积。强制循环悬浮床反应器能有效抑制颗粒沉积、传质与传热效率高, 但须配备高温高压循环泵且结构较为复杂^[4], 影响长期稳定运行。

2009-11-24 收到初稿, 2010-03-18 收到修改稿。

联系人及第一作者: 刘敏 (1982-), 男, 硕士研究生, 工程师。

基金项目: 国家重点基础研究发展计划项目 (2004CB217604)。

Received date: 2009-11-24.

Corresponding author: LIU Min, we.side622@hotmail.com

Foundation item: supported by the National Basic Research Program of China (2004CB217604).

本文考虑用内置中心导流筒的气升式环流反应器来代替现有的强制循环悬浮床以改善装置的操作稳定性。环流反应器在生物化工、石油化工、环境保护的很多领域都有广泛的应用，由于内置了导流筒使得反应器内气体分布不均，产生了内部流体循环，强化了颗粒物悬浮以及物料与器壁间的传热。气含率以及浆相循环速度是描述反应器操作工况的重要参数。从已有的文献^[5-8]来看，关于两相或三相在间歇、连续进出料的情况下气升式环流反应器的流动性能均有过报道，但大都只是针对实验室小型装置，且缺乏较高压力条件下的实验。本文针对煤炭直接液化的运行工况，采用气-液模拟氢气-拟均相（煤浆+微米级煤粉、催化剂）体系，考察了不同体系压力（文中压力值均为表压）情况下，操作条件对反应器内局部气含率以及循环液速的影响，为环流反应器应用于煤炭直接液化过程提供依据。

1 实验装置及条件

1.1 实验装置

实验流程如图 1 所示，采用的环流反应器为不锈钢材质，尺寸为 $\phi 600\text{ mm}\times 6000\text{ mm}$ ，上下均采用半球形球罩密封，中心导流筒采用上下焊接的方式同心固定在反应器内部，尺寸见表 1。导流筒与反应器截面积之比为 0.44，导流筒底部距离分布板 150 mm。分布板采用螺丝紧固的方式固定在反

应器下部半球封盖上，其结构尺寸见表 2，气体喷嘴呈正六边形分布在导流筒下方的中心区域。实验采用的液相为水、正丁醇-水、Span-20-水。浆相的物性参数见表 3。

表 1 中心导流筒尺寸
Table 1 Dimensions of draught tube

D_i/mm	D_o/mm	L/mm	n
200	201	5750	36

表 2 底部分布板尺寸
Table 2 Dimension of sieve plate

D'_o/mm	Thickness/mm	L_o/mm	D/mm
8	50	76	3

表 3 浆相物理性质
Table 3 Physical properties of liquids

Liquid	$\rho\times 10^{-3}/\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	$\mu\times 10^3/\text{Pa}\cdot\text{s}$	$\sigma\times 10^3/\text{N}\cdot\text{m}^{-1}$	M
water	1.0	1.0	72	2.63×10^{-11}
<i>n</i> -butyl alcohol	0.976	5.4	47.2	7.92×10^{-8}
Span-20	1.038	7.8	59	1.76×10^{-7}

1.2 实验方法

如图 1 所示，从空气压缩机输送出来的气体与从离心泵输送出的液体在环流反应器底部混合，通过分布板上的喷嘴射入反应器内形成内部循环。从反应器顶部出料口流出的尾气进入气-液分离器内，分离后分别通过空气压缩机和离心泵再循环返回环流反应器内。当需要升高体系压力时，通过缓冲罐出口处的气体管线往体系内充入高压氮气进行加压。

反应器局部气含率采用差压变送器测量，仪器为天津延辉仪表通讯有限公司生产的最高耐压 5 MPa 的差压变送器，安装在距分布板 0.9~2.9 m、2.9~4.9 m 的导流筒内外，分别测量 4 个床层段的气含率。差压传感器的电流信号通过 A/D 采集卡转变为数字信号，进行读取和存储。

液相循环速度采用电解质示踪的方式测量，使用两个相同的电导探针插入反应器环隙内，垂直安装距离为 ΔL 。采用饱和硝酸钾溶液作为示踪剂，脉冲注入，数据采集系统把电极响应时间输入计算机，通过 $U=\Delta L/\Delta t$ 计算出循环液速，其中 Δt 为示踪剂经过相距 ΔL 的两探针时间差值。

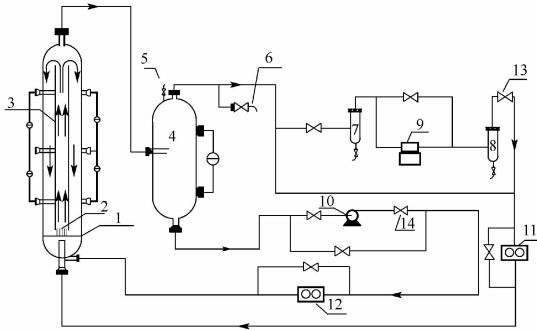


图 1 连续中心气升式环流反应器实验流程
Fig.1 Schematic diagram of concentric draught-tube air loop reactor

- 1—gas-liquid distributor; 2—gas-liquid nozzle;
3—air loop reactor; 4—gas-liquid separate tank;
5—exhaust valve; 6—gas inflator valve; 7—gas inlet
buffer tank; 8—gas outlet buffer tank; 9—air compressor;
10—centrifugal pump; 11—gas flow meter;
12—liquid flow meter; 13—gas valve; 14—liquid valve

2 实验结果与讨论

2.1 气含率

2.1.1 中心导流筒气含率 环流反应器是在鼓泡床基础上发展而来，但由于二者内部结构不同，气含率以及浆相流动都存在较大区别。不同空塔气速环流反应器中心导流筒气含率与鼓泡床气含率如图 2 所示（图例见表 4）。由图可以看出，与鼓泡床相比，环流反应器中心导流筒内气含率更低，体系压力以及液相物理性质的变化对于气含率的影响也更小。

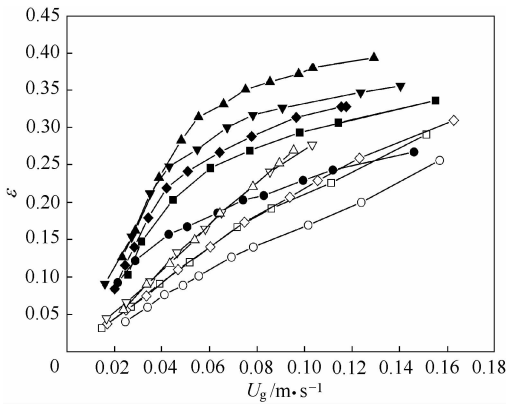


图 2 中心导流筒气含率
Fig. 2 Gas holpup in draught tube
(legends are shown in Table 4)

表 4 实验操作条件
Table 4 Experimental conditions

Liquid	System pressure/MPa	Operation mode	Legend (Fig. 2)
water	0.1	bubble column	●
water	0.1	loop reactor	○
water	0.5	bubble column	■
water	0.5	loop reactor	□
water	1.0	bubble column	◆
water	1.0	loop reactor	◇
<i>n</i> -butyl alcohol-water	0.1	bubble column	▼
<i>n</i> -butyl alcohol-water	0.1	loop reactor	▽
<i>n</i> -butyl alcohol-water	0.5	bubble column	▲
<i>n</i> -butyl alcohol-water	0.5	loop reactor	△

对于反应器内气含率的模型研究，比较具有代表性的是基于 drift-flux 模型推导出的气含率计算模型^[9]。根据对反应器中心导流筒内流体力学的分析，气液两相间的作用力由相间摩擦力、表观质量力和 Basset 力组成，其中 Basset 力很小，可以忽略不计。在反应器达到操作稳定状态时，气泡所受

的相间摩擦力及表观质量力相等

$$\frac{\pi}{6}d_{\max}^3g(\rho_l-\rho_g)=\frac{1}{8}\pi C_DV_{gr}^2\rho_ld_{\max}^2 \tag{1}$$

在湍流破碎控制的两相流中，根据分散相被连续相湍流破碎的机理，分散相最大气泡直径与连续相表面张力以及单位质量能量耗散相关，即

$$d_{\max}=k\left(\frac{\rho_l}{\sigma_l}\right)^{-0.6}\alpha^{-0.4} \tag{2}$$

Sevik 等^[10]结合大量的实验数据并从理论上推导得出，*k* 的取值为 0.725。

单位质量能量耗散可以采用式 (3) 计算

$$\alpha=\left(f_w\frac{2\rho_lu_l^2}{D}\right)\frac{u_l}{\rho_l} \tag{3}$$

结合式 (1) ~ 式 (3) 可以发现，中心导流筒气含率 ϵ_g 与空塔气速呈线性关系，即

$$\epsilon_g=0.255\frac{C_D}{k}\left(\frac{\rho_l/\rho_w}{\sigma_l/\sigma_w}\right)^{0.3}\left[\frac{f_w(u_l/U_s)^2}{D_i/L_s}\right]^{0.2}\frac{U_{gr}}{U_s} \tag{4}$$

图 3 为不同操作工况下中心导流筒气含率的预测值和实验值的对比。

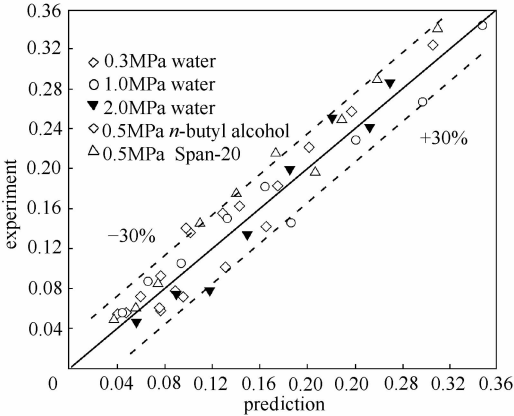


图 3 中心导流筒气含率实验值与模型值的对比
Fig. 3 Comparison of experimental data with predicted data for gas holdup in draught tube

2.1.2 环隙气含率 刘梦溪等^[11]在有机玻璃制成的环流反应器内进行实验，采用目测的方式对反应器内的液相流动情况进行观察，发现当空塔气速比较小的时候，在外环可以观察到一个很不稳定的气泡液体界面，在界面的上下两侧分别是含气泡液体与无气泡液体。在本文的研究过程中也发现，只有在空塔气速较大的情况下，气泡在液体的曳带下才能运动至环隙底部，完成完整的气泡循环。

从已有文献^[12]来看，下降区环隙气含率与中心导流筒气含率基本为一次函数关系。在本文的研究中也发现了这个规律（图 4）。下降区环隙的气含率随着中心导流筒气含率的增加而增加，并且反

应器结构、体系压力、液相物性也会对其产生影响。根据实验数据通过经验回归得到了如下关联式

$$\epsilon_{gd} = (0.58 - 0.014M) \left(\ln \frac{P}{P_0} \right)^{1.15} \epsilon_{gr} + 0.01 \quad (5)$$

图 5 为不同操作工况下环隙气含率预测值和实验值的对比。

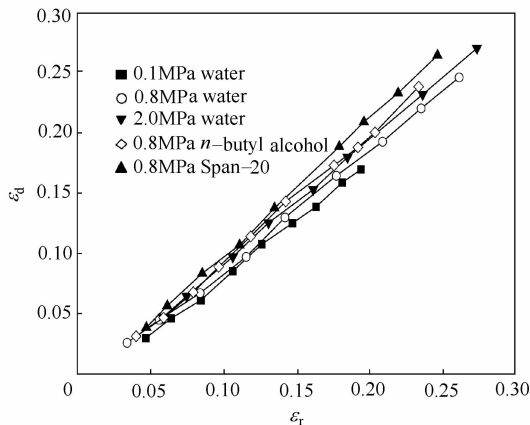


图 4 下降环隙气含率

Fig. 4 Gas holdup in annulus

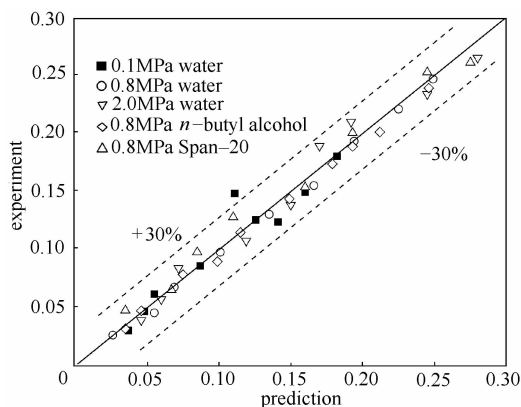


图 5 下降环隙气含率实验值与模型值的对比

Fig. 5 Comparison of experimental data with predicted data for gas holdup in annulus

2.2 液相循环速度

当气体通过分布板喷嘴进入环流反应器中心导流筒之后, 由于升流区和降流区中气体含量不同, 使两区中混合液的密度存在差异, 由密度差所导致的压差使得混合液在升流区和降流区之间形成循环流动^[13]。

图 6 为下降环隙中液相循环速度随空塔气速及体系压力的变化, 可以看出, 随着体系压力以及空塔气速的增大, 液相循环速度也相应增加。

对于连续操作的环流反应器, 以反应器内的气、液相为研究对象, 忽略液相与器壁摩擦所造成

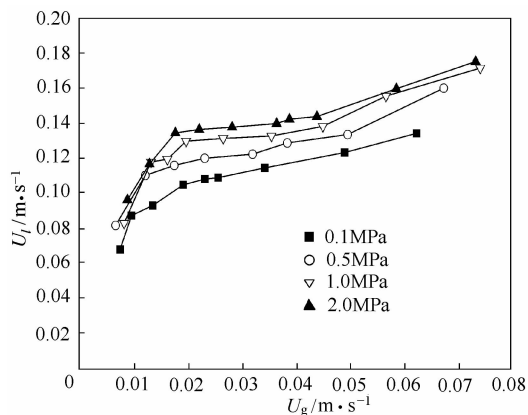


图 6 液相循环速度随空塔气速的变化

Fig. 6 Effect of superficial gas velocity on liquid circulation velocity

的能量损失, 其能量平衡可以表示为^[13-14]

$$E_e - E_o = E_r + E_d + E_T + E_B - E_l \quad (6)$$

对中心导流筒顶部和底部的流体进行能量衡算

$$m_1 g z_l + \frac{m_1 U_l^2}{2} + P_l V_l + E_l + E_e =$$

$$m_2 g z_2 + \frac{m_2 U_2^2}{2} + P_2 V_2 + E_r \quad (7)$$

推算可得

$$\begin{aligned} E_r &= E_l + E_e + U_l A_r \rho g h (1 - \epsilon_r) - \\ &a U_e A_r P_2 - \rho g h U_l A_r - a U_e A_r \rho g z_2 - \\ &\frac{A_r \rho}{2} (3a U_l^2 U_e + 3a U_l U_e^2 + a^3 U_e^3) \end{aligned} \quad (8)$$

$$a = \frac{36 A_e}{A_r} \quad (9)$$

对于下降环隙顶部和底部的流体进行能量衡算

$$m_3 g z_3 + \frac{m_3 U_3^2}{2} + P_3 V_3 = m_4 g z_4 + \frac{m_4 U_4^2}{2} + P_4 V_4 + E_d \quad (10)$$

可以得出下降环隙气液两相摩擦所造成的能量损失为

$$E_d = \rho g h U_l A_d \epsilon_d \quad (11)$$

E_B 为流体在环流反应器底部改变流动方向所造成的能量损耗, 根据文献[13-15]可知, 对于气升式环流反应器底部流动方向改变的能量损失, 可采用管道流动计算

$$E_B = \frac{1}{2} \rho K_B A_d \frac{U_d^3}{(1 - \epsilon_r)^2} \quad (12)$$

对于内循环环流反应器而言, 底部的流体流动阻力系数与反应器中心导流筒距反应器底部的净空区域面积有关, 如图 7 阴影面积所示, K_B 可以采用式 (13) 求解^[13]

$$K_B = 11.40 \left(\frac{A_d}{A_b} \right)^{0.79} \quad (13)$$

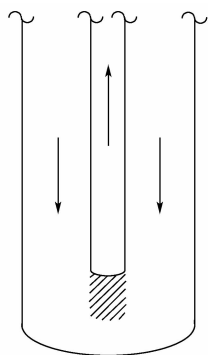


图7 反应器底部净空区域

Fig. 7 Free area in bottom of air loop reactor

本实验中的内环流反应器顶部为与反应器底部相同的半球密封结构，计算其流动方向改变的能量损失时所采用的阻力系数公式为

$$K_T = 11.40 \left(\frac{A_r}{A_f} \right)^{0.79} \quad (14)$$

将以上各式代入反应器能量总平衡等式可以得到

$$\begin{aligned} & \frac{1}{2} \rho A_r \left[\frac{K_T}{(1-\epsilon_r)^2} + \left(\frac{A_r}{A_d} \right)^2 \frac{K_B}{(1-\epsilon_d)^2} \right] - \\ & \frac{3}{2} a A_r \rho U_e U_2^2 + [\rho g h A_r (\epsilon_d - \epsilon_r) + \frac{3}{2} a^2 A_r U_e^2] U_2 + \\ & \left\{ a A_r U_e \rho g h (h \epsilon_r - h \epsilon_d + r \epsilon_r) + \left[\left(\frac{A_r}{A_0} \right)^2 - 1 \right] a^3 U_e^3 \frac{A_r}{2 \rho} \right\} = 0 \end{aligned} \quad (15)$$

对于某个确定的操作工况，通过式(4)、式(5)可分别得到中心导流筒与环隙区的气含率，代入式(15)可求出下降区环隙中液相的循环速度，计算值与实验值的比较如图8所示。

3 结 论

本文在 $\phi 600 \text{ mm} \times 6000 \text{ mm}$ 的耐压不锈钢环

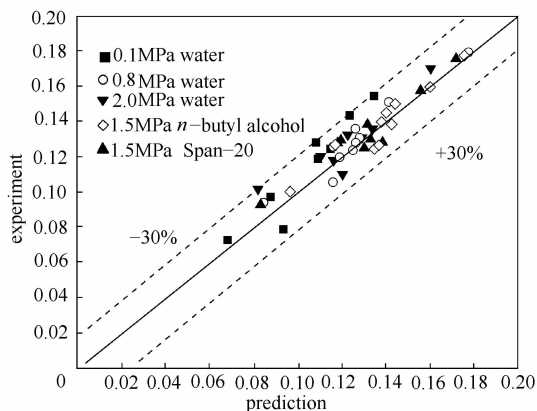


图8 液相循环速度模型值与实验值的对比

Fig. 8 Comparison of experimental data with predicted data for liquid circulation velocity in annulus

流反应器内，研究了不同压力 and 不同体系条件下气含率及循环液速的变化规律，得到了如下结论。

(1) 无论是在常压还是加压条件下，对于内环流反应器，由于存在大尺度的液相循环流动，其中中心导流筒的气含率要低于鼓泡床的平均气含率。

(2) 环流反应器内环隙区平均气含率随空塔气速的增加而增大，且与体系压力及液相物性有关，其值与中心导流筒平均气含率呈线性关系。

(3) 环流反应器内液相循环速度可以采用机械能守恒模型导出，模型的计算值与实验值吻合较好。

符 号 说 明

- A_b ——反应器底部净空区域面积， m^2
- A_d ——下降环隙截面积， m^2
- A_e ——喷嘴截面积， m^2
- A_f ——反应器顶部净空区域面积， m^2
- A_r ——中心导流筒截面积， m^2
- C_D ——曳力系数
- D ——喷嘴口径， mm
- D_i, D_o ——分别为中心导流筒内径、外径， mm
- D'_0 ——分布板孔径， mm
- E_B, E_T ——分别为流体在反应器底部、顶部改变方向消耗的能量， $\text{J} \cdot \text{s}^{-1}$
- E_d ——下降环隙中两相作用造成的能量耗散， $\text{J} \cdot \text{s}^{-1}$
- E_e ——输出反应器的能量， $\text{J} \cdot \text{s}^{-1}$
- E_l ——气泡等温膨胀所做的功， $\text{J} \cdot \text{s}^{-1}$
- E_o ——输入反应器的能量， $\text{J} \cdot \text{s}^{-1}$
- E_r ——流体在中心导流筒所耗散的能量， $\text{J} \cdot \text{s}^{-1}$
- f_w ——壁面摩擦力， $\text{N} \cdot \text{m}^{-3}$
- g ——重力加速度， $\text{m} \cdot \text{s}^{-2}$
- h ——高度， m
- K_T, K_B ——分别为反应器顶部、底部阻力系数
- L ——中心导流筒长度， mm
- L_s ——单位长度
- L_0 ——喷嘴长度， mm
- M ——Morton 数
- n ——喷嘴数目
- P ——体系压力， Pa
- P_0 ——标准大气压， Pa
- r ——反应器内径， mm
- U_g, U_l ——分别为空塔气速、液速， $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
- U_s ——速度常量 ($U_s = 1 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$)
- u ——速度， $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
- V_{gr} ——气体绝对速度， $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
- ϵ ——相含率

μ ——黏度系数, $\text{Pa} \cdot \text{s}$

ρ_w ——水的密度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$

σ ——表面张力, $\text{N} \cdot \text{m}^{-1}$

σ_w ——293 K 时水的表面张力, $\text{N} \cdot \text{m}^{-1}$

下角标

d——下降环隙

e——分布板喷嘴

g——气相

l——液相

r——中心导流筒

1, 2——分别为中心导流筒底部和顶部

3, 4——分别为下降环隙顶部和底部

References

- [1] Shu Geping (舒歌平), Shi Shidong (史士东), Li Kejian (李克健). Coal Direct Liquefaction Technology (煤炭液化技术). Beijing: Coal Industry Press, 2003: 85-105
- [2] Ryoichi Yoshida. Clean coal technologies in Japan. *Energy Sources*, 1997, **19** (9): 931-943
- [3] International Energy Agency. Coal industry advisory board workshop report [R]. Paris: IEA, 2006: 34-59
- [4] Shi Shidong (史士东), Shu Geping (舒歌平), Huo Weidong (霍卫东). To explore the application of loop reactor in coal direct liquefaction area//International Rap Session of Coal Direct Liquefaction Technology. Beijing, 2008: 166-177
- [5] Li Hongxing (李红星), Huang Hai (黄海), Gu Kuiqing (谷奎庆). Local flow characters of gas-liquid-solid multiphase continuous loop reactor. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)* (化工学报), 2007, **58** (10): 2493-2499
- [6] Young M A, Carbonell R G. Airlift bioreactors; analysis of local two-phase hydrodynamics. *Journal of American Institute of Chemical Engineers*, 1991, **37** (3): 403-428
- [7] Koide K, Iwamoto S, Takasaka Y, Matsuura S. Liquid circulation, gas holdup and pressure drop in bubble column with draught tube. *Journal of Chemical Engineering in Japan*, 1984, **17** (6): 611-618
- [8] Yang Haiguang (杨海光), Fan Yi (范轶), Li Fei (李飞), Chen Shailin (陈筛林). Liquid circulation velocity and local gas holdup in air-lift loop reactor. *Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities* (高校化学工程学报), 2003, **17** (1): 37-41
- [9] Shamlou P A, Pollard D J, Ison A P, Lilly M D. Gas holdup and liquid circulation rate in concentric-tube airlift bioreactors. *Chemical Engineering Science*, 1994, **49** (3): 303-312
- [10] Sevik M, Park S H. The splitting of drops and bubbles by turbulent fluid flow. *Journal of Fluids Engineering*, 1973, **95** (7): 53-60
- [11] Liu Mengxi (刘梦溪), Lu Chunxi (卢春喜), Chu Ling (储凌). Experimental study on local gas holdup in a novel three-phase air loop reactor. *Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities* (高校化学工程学报), 2005, **19** (1): 36-41
- [12] Lu Gang (卢刚), Zheng Ping (郑平). Hydrodynamic character of internal-loop airlift reactor. *Journal of Zhejiang University* (浙江大学学报), 2003, **29** (2): 188-194
- [13] Chisti M Y. Airlift Bioreactors. London and New York: Elsevier, 1989: 202-227
- [14] Lo C S, Hwang S J. Local hydrodynamic properties of gas phase in an internal-loop airlift reactor. *Journal of Chemical Engineering*, 2003, **91** (1): 3-22
- [15] Liu Mengxi (刘梦溪), Lu Chunxi (卢春喜), Chu Ling (储凌). Theoretical analysis of gas holdup in a novel air loop reactor. *Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities* (高校化学工程学报), 2005, **19** (3): 332-337