

# 浆态床鼓泡反应器中气含率的分布

张奉波,卜亿峰,许明,门卓武

(北京低碳清洁能源研究所,北京 102211)

**摘要:**为了解浆态床鼓泡反应器中气含率的分布规律,在浆态床鼓泡反应器冷模试验装置中,以空气-液体石蜡-氧化铝微球为试验介质对装置内部的气含率进行研究。利用压差法研究了表观气速、浆液固含量等操作条件对反应器床层总体气含率的影响,利用光纤探针法研究了浆态床反应器不同操作条件对局部气含率的影响,总结了反应器内部气含率的分布规律,并由此对工业浆态床鼓泡反应器的设计进行了研究。结果表明:浆态床反应器的总体气含率随表观气速的增大而增大,固体细颗粒的加入能适当降低总体气含率;在反应器底部,分布器对气体的均布作用明显,但表观气速的增大能够弱化分布器的作用;在反应器的中上部气含率不受分布器的影响,沿反应器径向呈现“中间高,边缘低”的分布趋势;在工业费托浆态床中,表观气速不宜低于0.12 m/s,内过滤系统适宜设置于反应器中上部靠近器壁的位置。

**关键词:**浆态床鼓泡反应器;表观气速;总体气含率;局部气含率

中图分类号:TQ021.1 文献标志码:A 文章编号:1006-6772(2017)03-0061-05

## Distribution of gas holdup in slurry bubble column reactor

Zhang Fengbo, Bu Yifeng, Xu Ming, Men Zhuowu

(National Institute of Clean-and-Low-Carbon Energy, Beijing 102211, China)

**Abstract:** In order to study distribution law of gas holdup in slurry bubble column reactor, the gas holdup in slurry bubble column reactor was studied under cold-state experiment with the aid of an air-liquid paraffin-alumina microspheres 3-phase system. The effects of superficial gas velocity and solid concentration on total gas holdup were investigated using differential pressure transmitter. The distribution of local gas holdup under different operating condition was also systematically elucidated by means of an optical fiber probe. Based on these experimental results, the design of an industrial slurry bubble column reactor was also proposed. Results show that total gas holdup increases with increasing of superficial gas velocity, while the addition of solid fine particles slightly decreases the total gas holdup. In the bottom area of the reactor, a significant effect of gas sparger on gas holdup distribution presents. Such effects partly decrease with the increasing of superficial gas velocity. In the middle and upper area of the reactor, the gas holdup shows higher in the middle, while lower at the edge distribution status along the radial direction, which means there is no obvious effect from the gas sparger in this area. For an industrial Fischer-Tropsch synthesis reactor, the filtration system should be better located at the area near the middle/upper reactor wall, with the operating superficial velocity higher than 0.12 m/s.

**Key words:** slurry bubble column reactor; superficial gas velocity; total gas holdup; local gas holdup

## 0 引 言

浆态床鼓泡反应器(slurry bubble column reactor, SBCR)具有结构简单、传热效果好、生产能

力大和相间接触充分等优点<sup>[1-3]</sup>,逐步成为费托合成(Fischer-Tropsch synthesis)技术的发展方向。国外的Sasol、Exxonmobil、Syntroleum<sup>[4-5]</sup>以及国内的中国科学院山西煤炭化学研究所<sup>[6]</sup>、神华集团<sup>[7]</sup>、兖

收稿日期:2017-01-20;责任编辑:白娅娜 DOI:10.13226/j.issn.1006-6772.2017.03.012

基金项目:神华集团科技创新项目(ST930012SH12)

作者简介:张奉波(1987—),男,山东淄博人,工程师,硕士,从事煤间接液化研究工作。E-mail:zhangfengbo@nicenergy.com

引用格式:张奉波,卜亿峰,许明,等.浆态床鼓泡反应器中气含率的分布[J].洁净煤技术,2017,23(3):61-65.

Zhang Fengbo, Bu Yifeng, Xu Ming, et al. Distribution of gas holdup in slurry bubble column reactor[J]. Clean Coal Technology, 2017, 23(3):61-65.

矿集团<sup>[3]</sup>等均先后开展了浆态床费托合成技术研究。作为浆态床费托合成技术开发的核心<sup>[8]</sup>,浆态床反应器的设计及相关流体力学的研究也逐步成为近几年热点。而气含率作为浆态床反应器的关键参数,直接影响着气液接触面积和反应器有效体积,进而影响反应器内的传质和宏观反应速度<sup>[8-10]</sup>,是浆态床反应器工程设计必不可少的重要参数之一。许多学者对浆态床鼓泡反应器中的气含率进行了研究。Krishna等<sup>[11-12]</sup>研究了常压下液体石蜡-空气-石英砂体系中不同条件下的总体气含率,得出了总体气含率随表观气速增大而增大,随浆液固含量增加而减小的结论。Behkish等<sup>[9]</sup>对不同温度压力下浆态床反应器的总体气含率、气泡大小分布等进行了研究,认为压力增大导致气泡直径变小,增加小气泡气含率,温度升高导致浆液表面张力和黏度减小,造成小气泡气含率和总体气含率的增大。上述研究主要针对于浆态床反应器的总体气含率,缺乏对反应器内局部气含率的认识。王丽军等<sup>[13]</sup>、张同旺等<sup>[14]</sup>基于水-空气-玻璃珠体系对局部气含率分布进行研究,但缺乏对油性液体体系的研究。笔者在浆态床冷模装置中,基于液体石蜡-空气-氧化铝微球体系,考察了不同操作条件下总体气含率、局部气含率的分布状况,总结气含率的分布规律,为浆态床反应器的工程设计提供理论支持。

## 1 试验

### 1.1 试验装置与试验条件

试验装置流程如图1所示。

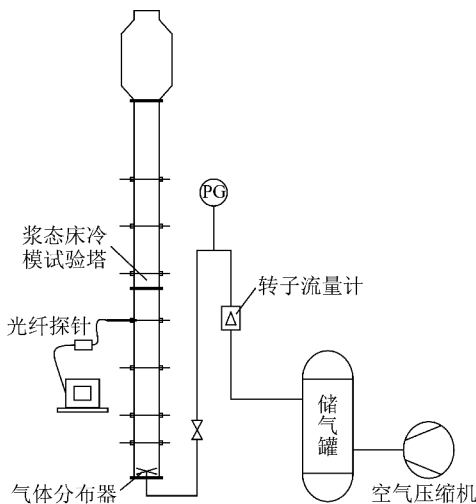


图1 试验装置流程

Fig. 1 Sketch of experimental equipment

浆态床冷模试验塔由有机玻璃筒体组成,内径150 mm,高2 000 mm,顶部设有内径300 mm的扩大段,塔侧壁距底部气体分布器150、300、550、800、1 050、1 300、1 550 mm处对称设置测试孔,所用气体分布器为十字形管式分布器,分布器底部开有20个均匀分布的直径3.8 mm的圆形小孔。试验在常温常压下进行,测试体系为液体石蜡-空气-氧化铝微球体系,其20℃下的物理性质见表1。来自空气压缩机的气体经储气罐稳压后,流经转子流量计计量,然后经设置在底部的气体分布器以气泡的形式进入盛有液体石蜡的试验塔,在试验塔上部气液分离后气体从顶部放空。

表1 体系的物理性质

Table 1 Physical properties of system

物质	密度/ ( $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ )	黏度/ ( $\text{mPa} \cdot \text{s}$ )	表面张力/ ( $\text{N} \cdot \text{m}^{-1}$ )	粒径/ $\mu\text{m}$
液体石蜡	877.6	2.517	0.031	—
氧化铝微球	2 279.0	—	—	30~200

### 1.2 测试方法

试验塔总体气含率及轴向局部气含率采用压差法进行测定,计算公式为

$$\varepsilon_G = 1 - \frac{\Delta P}{\rho gh}$$

式中, $\varepsilon_G$ 为气含率; $\Delta P$ 为床层测量压差; $\rho$ 为液体密度; $g$ 为重力加速度; $h$ 为床层高度。

试验塔内径向局部气含率采用光纤探针进行测量,光纤探针结构及测试信号如图2所示。

## 2 试验结果与讨论

### 2.1 总体气含率

#### 2.1.1 表观气速对总体气含率的影响

表观气速 $U_g$ 对浆态床床层总体气含率的影响如图3所示。在相同浆液浓度下,随着表观气速的增加,床层的总体气含率逐渐增加。这与Krishna等<sup>[11-12]</sup>在研究不同直径反应器中空气-石蜡油体系的气含率时得到的结论一致;王丽军等<sup>[13]</sup>利用床层膨胀法,杨索和等<sup>[15]</sup>通过动态气体逸出法研究空气-水体系以及张同旺等<sup>[14]</sup>利用压差法研究三相环流反应器中的气含率也得到了相似的结果。这是因为随着表观气速增大,相同时间内进入床层的气体量增加,造成床层总体气含率增大。

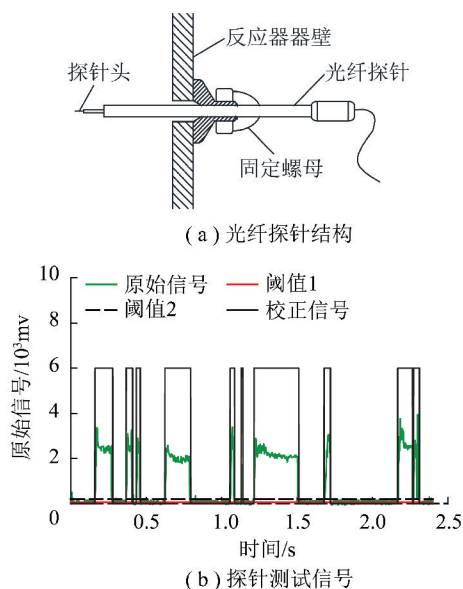


图2 光纤探针结构及测试信号

Fig. 2 Sketch and test signal of optical fiber probe

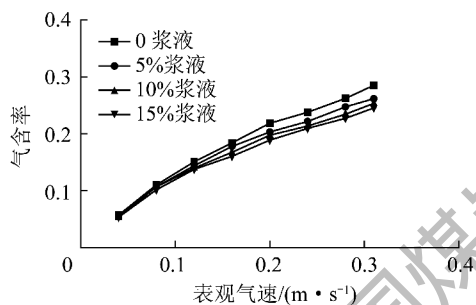


图3 表观气速和浆液浓度对总体气含率的影响

Fig. 3 Effect of superficial gas velocity and slurry concentration on total gas holdup

### 2.1.2 浆液固含量对总体气含率的影响

浆液固含量对床层总体气含率的影响如图3所示。由图3可知,随着浆液中固含量的增加,床层的总体气含率逐渐下降,且表观气速越大,下降趋势越明显,这与胡立峰等<sup>[16]</sup>试验结果一致。根据双气泡理论<sup>[17-18]</sup>,鼓泡床中的气相由大气泡和小气泡组成,并且大、小气泡在上升过程中不断破碎和聚并,浆液中固含量的增加导致气泡聚并加剧,使得床层中大气泡增加而小气泡减少。由于大气泡在床层中上升速度快,停留时间短,大气泡的增多将导致总体气含率下降。但在较小的表观气速下,气体动能较小,无法使床层中固体完全悬浮于浆液中,大量固体沉积在反应器底部,导致反应器内浆液的有效固含量偏低,对床层总体气含率的影响较小。

相同的表观气速下,浆液中固含量的增加造成床层总体气含率下降,说明对于相同体积的反应器,

增加浆液中催化剂的浓度可以提高表观气速的操作上限,即在一定程度内可以通过增加催化剂的浓度来提高单位反应器的产能。

### 2.1.3 其他因素对总体气含率的影响

除了上述表观气速和浆液固含量2个重要的操作变量外,反应器的结构(如反应器直径、反应器高度、气体分布器型式、内构件)、介质的物性参数(如介质的密度、黏度、表面张力)和操作工况(如温度、压力)等诸多因素也对浆态床反应器的总体气含率有影响<sup>[11-12,19]</sup>。这些因素相互间关系错综复杂,主要通过影响气泡尺寸和气泡上升速度来影响总体气含率。在浆态床反应器应用时,应结合具体工况对反应器的总体气含率进行研究,为反应器的设计提供真实可靠的理论依据。

## 2.2 局部气含率

### 2.2.1 局部气含率沿反应器的轴向分布

在不同表观气速下( $U_g=0.04\sim 0.31\text{ m/s}$ ),采用压差法对反应器不同轴向位置处(高度 $H$ /直径 $D=0.5,1.5,2.8,4.5,6.2,7.8$ )的局部气含率进行了测试,局部气含率沿轴向的分布情况如图4所示。由图4可知,在相同表观气速下,床层底部靠近气体分布器处气含率明显偏低,床层中部位置气含率相对稳定,床层上部气含率呈增大趋势,表观气速越小,分布趋势越明显。随着表观气速的增大,床层轴向各处气含率均增加,同时床层底部和中部气含率的差异逐渐减小。熊超等<sup>[20]</sup>在研究分布器对气含率影响时得到了相似的结论。

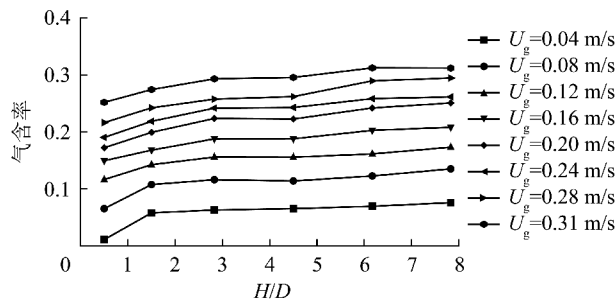


图4 局部气含率沿反应器轴向分布

Fig. 4 Distribution of local gas holdup along axial direction

在床层底部,气体从气体分布器中以气泡形式向下流出,在较小的表观气速下,气泡的初始速度较小,不足以达到反应器底部即已开始反方向向上运动,导致反应器底部存在一部分纯液相的“死区”,使得床层底部气含率偏低。而随着表观气速的增大,气泡的初始速度逐渐增大,反应器底部的纯液相

的“死区”逐渐减小,使得床层底部和中部气含率的差异逐渐减小。在床层上部,由于床层静压减小、气液相分离等原因,气含率呈现增大趋势。

### 2.2.2 局部气含率沿反应器的径向分布

在不同浆态床反应器不同高度处( $H/D$ 为1.0、5.0),采用光纤探针测试方法对不同表观气速下( $U_g=0.04\sim 0.31\text{ m/s}$ )反应器不同径向位置处(探针测试位置 $r/\text{反应器半径 } R=0\sim 0.97$ )的局部气含率进行了测试,试验结果如图5所示。

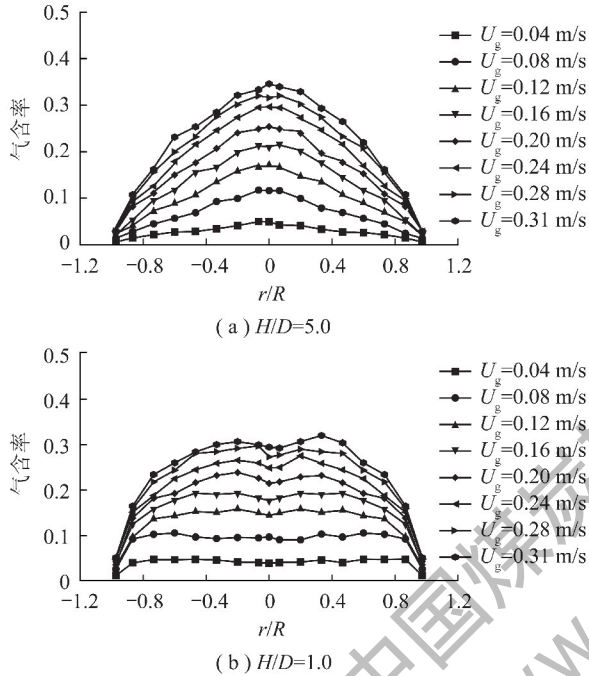


图5 局部气含率沿反应器径向分布

Fig.5 Distribution of local gas holdup along radial direction

由图5可知,在反应器底部气体分布器附件( $H/D=1.0$ )处,气含率沿反应器径向基本呈现对称均匀分布,说明此处分布器对气体的均布作用明显,但表观气速的增大逐渐弱化了分布器的作用,使得气体趋于向中心区域聚拢。在气体上升过程中,流型逐渐发生变化并趋于稳定,至反应器的中上部( $H/D=5.0$ )时气含率的分布基本摆脱分布器的影响,呈现“中心高、边缘低”的对称分布状态,且表观气速越大,此种分布状态越显著。曹长青等<sup>[21]</sup>利用电导探针研究局部气含率的分布情况时,在离气体分布器轴向距离较远处,同样观测到了“中心高、边缘低”的气含率分布状态。

### 2.3 工业费托浆态床反应器的设计

浆态床反应器中气含率的分布情况,对于工业费托合成浆态床反应的设计,尤其对气体分布器、内

过滤系统的设计至关重要。作为浆态床鼓泡反应器的气体入口,气体分布器设置在浆态床反应器的底部,均匀分布气体,保证气体与浆液中催化剂的良好接触,防止沟流、偏流,同时提供合适的初始气速,避免因气速过低导致催化剂在反应器底部堆积出现“死区”。根据不同条件下气含率的轴向分布结果,工业浆态床反应器的表观气速不宜低于 $0.12\text{ m/s}$ 。内过滤系统是费托合成浆态床反应器中分离液相产物和固体催化剂的重要组件,根据反应器中局部气含率的分布结果,内过滤系统适宜设置在反应器中上部靠近反应器器壁的位置,此处流型相对稳定,气含率沿反应器径向呈现明显的“中心高、边缘低”的分布状态,近壁面处气含率很低,介质以液相和固相为主,内过滤系统设置于此可以避免大量气相组分随过滤操作流出反应器,充分提高过滤效率。

### 3 结 论

1) 浆态床反应器总体气含率随表观气速增大而增大,固体细颗粒的加入能够降低总体气含率。

2) 在反应器底部,分布器对气体的分布作用明显,气含率沿反应器径向分布相对均匀,但表观气速的增加逐渐弱化了分布器的影响。在浆态床反应器中上部,反应器内气、液、固三相的流型已相对稳定,气体分布已摆脱气体分布器的影响,呈现“中心高、边缘低”的分布情况。

3) 在工业费托浆态床反应器中,为防止反应器底部出现死区,表观气速不宜低于 $0.12\text{ m/s}$ 。为充分提高液相产物和固体催化剂的分离效率,内过滤系统适宜设置于反应器中上部靠近器壁的位置。

### 参考文献 (References):

- [1] Wang Tiefeng, Wang Jinfu, Jin Yong. Slurry reactors for gas-to-liquid process; A review [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2007, 46(18): 5824-5847.
- [2] Burtron H D. Overview of reactor for liquid phase Fischer-Tropsch synthesis [J]. Catalysis Today, 2002, 71(3/4): 249-300.
- [3] 孙启文, 吴建民, 张宗森, 等. 煤间接液化技术及其研究进展 [J]. 化工进展, 2013, 32(2): 1-12.  
Sun Qiwen, Wu Jianmin, Zhang Zongsen, et al. Indirect coal liquefaction technology and its research progress [J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2013, 32(2): 1-12.
- [4] Espinoza R L, Steynberg A P, Jager B, et al. Low temperature Fischer-Tropsch synthesis from a Sasol perspective [J]. Applied Catalysis A: General, 1999, 186(1/2): 13-26.
- [5] Sie S T. Process development and scale up IV: Case history of the

- development of a Fischer-Tropsch synthesis process[J]. Reviews in Chemical Engineering, 1998, 14(2): 109-157.
- [6] 陈建刚, 相宏伟, 李永旺, 等. 费托法合成液体燃料关键技术研究进展[J]. 化工学报, 2003, 54(4): 516-523.  
Chen Jianguang, Xiang Hongwei, Li Yongwang, et al. Advance in key techniques of Fischer-Tropsch synthesis for liquid fuel production[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering(China), 2003, 54(4): 516-523.
- [7] 石玉林, 门卓武, 卜亿峰. 浆液外循环过滤分离费托合成浆态床反应器研究开发[J]. 神华科技, 2009, 27(1): 83-88.  
Shi Yulin, Men Zhuowu, Bu Yifeng. Slurry-bed reactor research and development of external slurry circulation filtering separation of Fischer-Tropsch synthesis[J]. Shenhua Science and Technology, 2009, 27(1): 83-88.
- [8] 孙启文. 煤炭间接液化[M]. 北京: 化学工业出版社, 2012: 155-164.
- [9] Behkish A, Lemoine R, Sehabiague L, et al. Gas holdup and bubble size behavior in a large-scale slurry bubble column reactor operating with an organic liquid under elevated pressure and temperature[J]. Chemical Engineering Science, 2007, 128(2/3): 69-84.
- [10] 李小蓓, 赵璐琦, 任国良, 等. 浆态床反应器中相含率及粒径分布的研究[J]. 燃料化学学报, 2007, 35(4): 477-481.  
Li Xiaobei, Zhao Luqi, Ren Guoliang, et al. Studies of phase holdup and particle size distribution in slurry bubble column reactor[J]. Journal of Fuel Chemistry and Technology, 2007, 35(4): 477-481.
- [11] Krishna R, Sie S T. Design and scale-up of the Fischer-Tropsch bubble column slurry reactor[J]. Fuel Processing Technology, 2000, 64(1/2/3): 73-105.
- [12] Krishna R, Baten J M V, Ureanu M I, et al. Design and scale up of a bubble column slurry reactor for Fischer-Tropsch synthesis[J]. Chemical Engineering Science, 2001, 56(2): 537-545.
- [13] 王丽军, 张煜, 李希. 湍动浆态床流体力学研究( I )气含率及其分布规律[J]. 化工学报, 2008, 59(12): 2996-3002.  
Wang Lijun, Zhang Yu, Li Xi. Studies on hydrodynamics of slurry turbulent bubble column( I ): Gas holdup and its radial distribution[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering(China), 2008, 59(12): 2996-3002.
- [14] 张同旺, 高继贤, 王铁锋, 等. 三相环流反应器流体力学行为[J]. 化工学报, 2005, 56(7): 1213-1217.  
Zhang Tongwang, Gao Jixian, Wang Tiefeng, et al. Hydrodynamics behavior in three phase external loop airlift reactors[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering(China), 2005, 56(7): 1213-1217.
- [15] 杨索和, 靳海波, 佟泽民. 加压浆态鼓泡床中固含率与气含率轴向分布的研究[J]. 石油化工, 2004, 33(4): 347-350.  
Yang Suohe, Jin Haibo, Tong Zemin. Axial distribution of solid and gas holdup in a pressurized slurry bubble column[J]. Petrochemical Technology, 2004, 33(4): 347-350.
- [16] 胡立峰, 李大东, 唐晓津, 等. 大型外环流浆态床中宏观流动特性规律研究[J]. 石油炼制与化工, 2012, 43(6): 1-5.  
Hu Lifeng, Li Dadong, Tang Xiaojin, et al. Study on the hydrodynamics characteristics of external-loop airlift slurry reactors[J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 2012, 43(6): 1-5.
- [17] Krishna R, Ellenberge J. Gas holdup in bubble column reactors operating in the churn-turbulent flow regime[J]. AIChE Journal, 1996, 42(9): 2627-2634.
- [18] Yang Ning, Chen Jianhua, Zhao Hui, et al. Explorations on the multi-scale flow structure and stability condition in bubble column[J]. Chemical Engineering Science, 2007, 62(24): 6978-6991.
- [19] 宋巍, 靖英, 于波. 浆态床反应器气含率研究进展[J]. 天津化工, 2009, 23(1): 12-15.  
Song Wei, Jing Ying, Yu Bo. Research progress on the gas holdup of slurry bed reactor[J]. Tianjin Chemical Industry, 2009, 23(1): 12-15.
- [20] 熊超, 蔡连波, 王晓宁, 等. 鼓泡床反应器中气液分配器对气含率的影响[J]. 当代化工, 2014, 43(10): 2019-2022.  
Xiong Chao, Cai Lianbo, Wang Xiaoning, et al. Influence of the gas-liquid distributor in bubbling bed reactors on gas holdup[J]. Contemporary Chemical Industry, 2014, 43(10): 2019-2022.
- [21] 曹长青, 刘明言, 王一平, 等. 气液固三相流化床局部相含率轴径向分布[J]. 化工学报, 2005, 56(2): 249-256.  
Cao Changqing, Liu Mingyan, Wang Yiping, et al. Axial and radial distribution of local phase holdups in gas liquid solid fluidized beds with small size particles[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering(China), 2005, 56(2): 249-256.