

再分布板和径向挡板对淤浆鼓泡床流体力学特性的影响

孙淑兰, 刘昌见, 魏伟胜, 鲍晓军

[中国石油大学(北京)中国石油天然气集团公司催化重点实验室, 北京 102249]

摘要:研究了在以空气-水-石英砂为实验体系的淤浆鼓泡床中加入内构件——再分布板和径向挡板对床层气含率和固含率的影响, 并与不加内构件的情况进行了对比. 实验结果表明, 再分布板可明显提高床层的平均气含率, 且开孔孔径越小, 作用越显著; 但径向挡板的作用不明显; 再分布板和径向挡板均可改善气含率和固含率的轴向分布, 且不会大幅度增加压降. 通过对 Smith 关联式进行修正, 得到了带有再分布板的淤浆鼓泡床中床层平均气含率的经验关联式.
关键词: 淤浆鼓泡床; 内构件; 流体力学; 气含率; 固含率

中图分类号: TQ 027.3 文献标识码: A 文章编号: 1009-606X(2005)02-0139-05

1 前言

淤浆鼓泡床反应器是近年来得到快速发展的一类三相反应器^[1], 已在重油加氢、废水生化处理、费托合成、甲醇合成、煤液化、聚合物加工等过程中得到了广泛应用. 由 Air Product and Chemicals 和 Eastman(美国)发展的液相甲醇合成过程^[2]及 Sasol(南非)发展的淤浆鼓泡床费托合成过程^[3]就是淤浆鼓泡床反应器成功应用的范例.

在淤浆鼓泡床中, 气体以气泡形式通过床层, 由于气泡在上升过程中不断聚并长大, 导致反应效率降低, 因此, 需要有效抑制气泡的聚并.

众所周知, 再分布板以其结构简单、破碎气泡充分而在流化床反应器中得到广泛应用. 但由于淤浆鼓泡床内三相流动的复杂性和可能涉及的知识产权问题, 有关内构件型式和其对淤浆鼓泡床流体力学特性影响的公开文献较少, 仅有少数有关换热元件对淤浆鼓泡床流体力学特性影响的研究报道^[4]. 为此, 本研究探索将内构件用于淤浆鼓泡床中, 考察了不同型式的内构件对淤浆鼓泡床流体力学特性的影响, 并与不加任何内构件的空筒淤浆鼓泡床的流体力学特性进行了对比, 以期为淤浆鼓泡床的开发提供借鉴.

2 实验方法

2.1 冷模淤浆鼓泡床反应器

图 1 为本研究建立的冷模淤浆鼓泡床反应器的流程图. 反应器主体为壁厚 5 mm、内径 102 mm、高 2 m 的有机玻璃圆筒. 气体分布器位于反应器下部, 为多孔分布板, 孔径 0.8 mm, 呈正三角形分布, 分布板的开孔率为 1%.

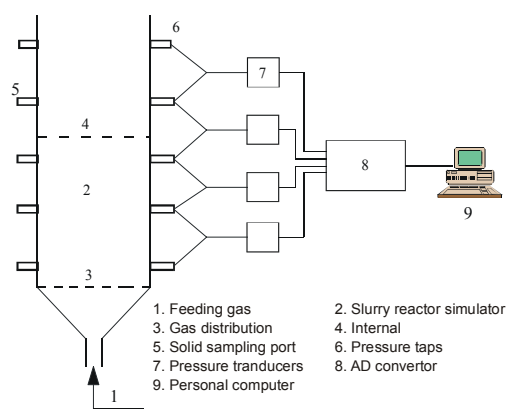


图 1 淤浆鼓泡床反应器流程示意图
Fig.1 Schematic diagram of slurry bubble column reactor

为考察内构件对淤浆鼓泡床中固含率和气含率的影响, 设计了如图 2 所示的不同结构参数的再分布板和多孔挡板, 有关参数列于表 1 和 2 中. 每次实验时只加入一个内构件, 置于气体分布板上方 1 m 处.

表 1 再分布板参数表

Redistributor	Number of holes	Hole diameter, d_0 (mm)	Opening (%)	Pitch, ϕ (mm)
a	85	3.5	10.41	10
b	121	5.0	30.25	8
c	19	10.0	19.00	20

冷模实验采用空气-水-石英砂体系. 来自压缩机的压缩空气先经减压过滤, 然后通过空气流量计计量, 再经反应器下部的分布板进入淤浆鼓泡床中鼓泡上升, 最后由反应器上部放空. 实验所用的水为城市自来水. 实验所用石英砂的粒径为 50~74 μm , 密度为 2527 kg/m^3 . 所有实验均在常压下进行. 实验前先向反应器中加入一定量的水和固体颗粒, 然后再通入压缩空气, 待系统稳定后进行有关流体力学参数的测试.

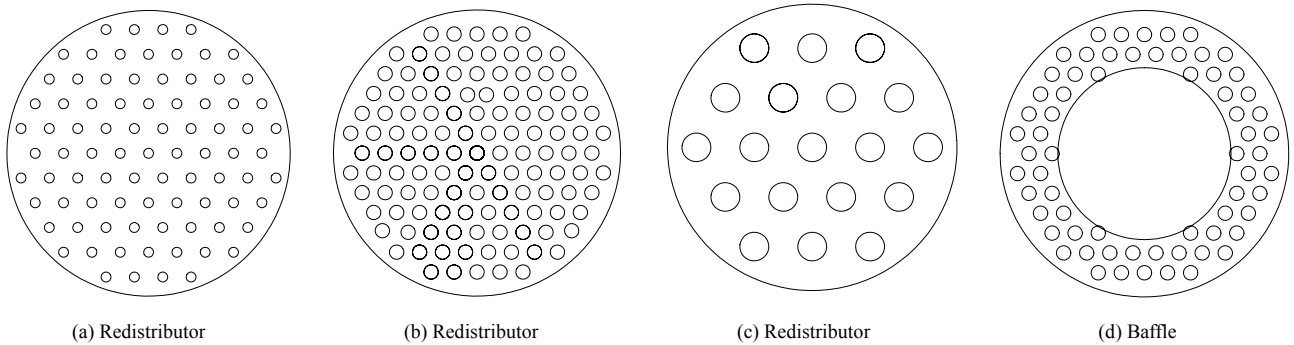


图2 内构件示意图

Fig.2 Geometry of internals

表2 挡板参数

Table 2 Dimensions of the baffle

Baffle	Outer diameter (mm)	Inner diameter (mm)	Hole diameter, d_0 (mm)	Pitch, φ (mm)	Number of holes	Opening (%)
d	100	30	5.0	8.0	68	26.56

Note: For all the internals, holes are arranged triangularly, all the plates are made of stainless steel of thickness of 2.0 mm.

2.2 实验测试方法

本研究所测量的流体力学特性包括床层的平均气含率、床层局部平均气含率和局部平均固含率。

床层平均气含率的测量采用床层膨胀法(忽略内构件体积), 其计算公式如下:

$$\bar{\varepsilon}_g = (H_c - H_0)/H_c \quad (1)$$

局部平均气含率(ε_g)用压差法测量, 如图1所示. 传感器为Omega公司的PX26-001DV型差压传感器. 将4个差压传感器的高、低压采压孔通过塑料导管分别连接到反应器管壁上相邻的两个取压孔, 以测量该区间的 ε_g . 差压传感器将接收到的压力信号转换为电信号, 经A/D转换并经放大器放大后由计算机在线采集. 相邻测量点之间的距离为400 mm, 最下端的测量点距分布板60 mm. 差压传感器所测出的压力差 Δp (以mm H₂O表示, 1 mm H₂O=9.8 Pa)由位于该段的淤浆相和气相的重力引起, 由于气体引起的重力可以忽略, 所以 Δp 值可表示为

$$\rho_l g \Delta p = \rho_{sl} g \Delta L (1 - \varepsilon_g) \quad (2)$$

式中的淤浆密度可以通过实验测量得到, 且两取压点间的距离已知, 因此, 两取压点间的局部平均气含率可由下式计算^[5]:

$$\varepsilon_g = 1 - \frac{\rho_l \Delta p}{\rho_{sl} \Delta L} \quad (3)$$

床层局部平均固含率采用取样法测量, 取出的浆液经过过滤、烘干、称重即可得到固相在浆液中的质量含量. 测量时, 在相同条件下同一位置重复取样3次, 每次取样50~75 mL, 取3次的平均值作为最终结果. 在平

均固含率为0~30%的范围内, 取样的平均绝对偏差约为10%.

3 结果及讨论

3.1 内构件对平均气含率的影响

Kastaneck等^[6]的结果表明, 当反应器高径比大于5时, 静止床层高度对气含率的影响不大. 有关固体颗粒浓度对气含率影响的研究结果表明, 随着固体颗粒浓度的增大, 气含率减小^[7-9]. 本实验也得到了相同的结论. 但当固体浓度大于10%时, 发现气含率随固体浓度的增大而减小的趋势变缓. 在本研究中, 由于静止床层高度和固体浓度的变化范围均较小, 因此, 其对气含率的影响可以忽略. 图3为不同固含量和静止床层高度下, 向反应器中加入不同再分布板时平均气含率随表观气速的变化情况. 由图可以看出, 加入不同孔径、不同开孔率的再分布板均可以提高反应器中的平均气含率, 但不同再分布板的效果不同. 再分布板的孔径越小, 平均气含率的增加越明显. 因为孔径越小, 大气泡经由破碎后产生的小气泡的直径越小, 气泡在反应器中的停留时间越长, 气含率的增加幅度也就越大. 孔径过大的再分布板或是不能起到破碎气泡的作用, 或是破碎后产生的气泡尺寸仍然较大, 所以不能有效地增加气含率. 本研究观察到再分布板开孔率大小对平均气含率的影响不明显.

在实验中还观察到, 在一定气速下, 不加再分布板时, 如床层内的流动处于湍流与腾涌并存的状态, 加入再分布板后会使得整个床层内的流动都处于湍流区或者减小腾涌区的高度. 在实验条件下, 再分布板以上约270 mm以内的流动空间不会形成腾涌.

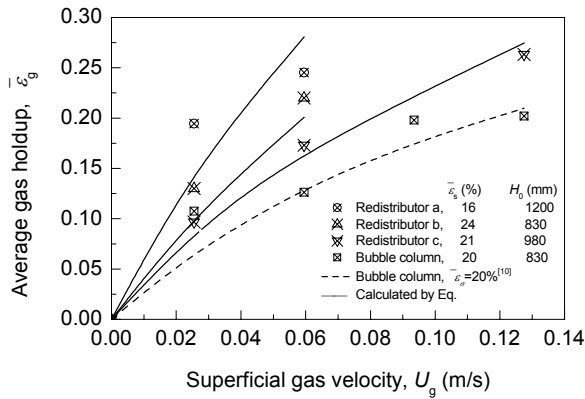


图 3 再分布板对平均气含率的影响
Fig.3 Effect of redistributors on average gas holdup

图 4 显示了径向挡板对平均气含率的影响. 由图可以看出, 径向挡板对平均气含率的影响不大. 因径向挡板的中心开孔很大, 仅在靠近反应器器壁的部分开孔, 其作用实际上相当于孔径很大、且开孔率也很高的再分布板, 基本上不能起到破碎气泡的作用, 对气泡和浆液的流动阻力也很小. 在没有挡板的情况下, 固体颗粒的加入会大大减小气含率, 而观察此图可以发现, 在加入挡板后, 固含量为 0 和 10% 的浆液的气含率却相差不多, 这说明径向挡板的加入减小了因固含量的增加而引起的浆液粘度变化对平均气含率的影响.

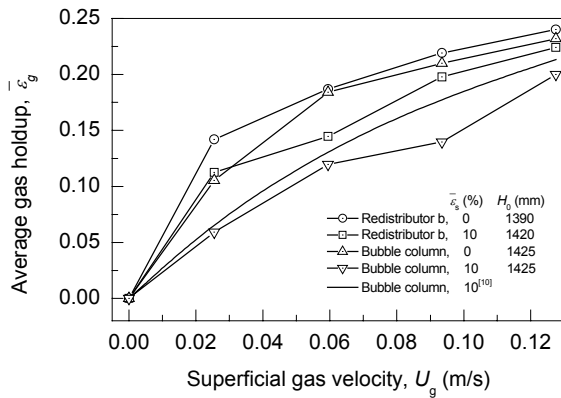


图 4 挡板对平均气含率的影响
Fig.4 Effect of baffle on average gas holdup

对于淤浆鼓泡床中的平均气含率已有较多的研究, 业已获得了许多不同形式的平均气含率关联式^[10-13], 但大多是针对不带有径向内构件的淤浆鼓泡床, 对于带有内构件的情形研究较少.

Smith 等^[10]采用与本研究相似的实验体系, 对无内构件的淤浆鼓泡床得出了如下的平均气含率的关联式:

$$\varepsilon_g = U_g / \left[2.25U_g + 0.339(\rho_{sl}\sigma/72)^{0.31} \mu_{sl}^{0.016} \right], \quad (4)$$

式中: $\mu_{sl} = \mu_l \exp\left[\frac{5}{3}\psi_s/(1-\psi_s)\right]. \quad (5)$

图 3, 4 给出了通过关联式(4)计算得到的无内构件的淤浆鼓泡床反应器中平均气含率随表观气速的变化曲线. 可以看出, 计算值与实验测量结果符合较好, 且两者随表观气速的变化趋势也非常相似.

从图 3 还可以看出, 加入再分布板前后淤浆鼓泡床中的平均气含率相差较大, 这主要是由于再分布板对大气泡的破碎作用所引起. 考虑到再分布板的作用与其孔径和开孔率有关, 而再分布板对气泡的破碎作用应与孔径与淤浆鼓泡床中的气泡平均直径之比 d_0/d_{vs} 及孔间距与孔径之比 ϕ/d_0 这两个无因次参数有关, 以这两个无因次参数对式(4)进行修正, 可以得到如下带有再分布板的淤浆鼓泡床中平均气含率的关联式:

$$\bar{\varepsilon}_g = \left(\frac{U_g}{2.25U_g + 0.339(\rho_{sl}\sigma/72)^{0.31} \mu_{sl}^{0.016}} \right) \left(\frac{d_0}{d_{vs}} \right)^a \left(\frac{\phi}{d_0} \right)^b, \quad (6)$$

式中 d_{vs} 为气泡的 Sauter 平均直径. 因带有内构件的淤浆鼓泡床中的气泡大小随再分布板的不同而有所变化, 每次需测量得到, 因此 d_{vs} 采用不带内构件的反应器中的气泡 Sauter 平均直径, 可用 Mersmann^[14]提出的关联式计算:

$$d_{vs} = 1.8 \left[\sigma / (\rho_{sl} - \rho_g) g \right]^{0.5}, \quad (7)$$

用实验测得的气含率对上式进行拟合, 得到:

$$\bar{\varepsilon}_g = \left(\frac{U_g}{2.25U_g + 0.339(\rho_{sl}\sigma/72)^{0.31} \mu_{sl}^{0.016}} \right) \left(\frac{d_0}{d_{vs}} \right)^{-0.532} \left(\frac{\phi}{d_0} \right)^{-0.171}. \quad (8)$$

通过式(8)计算得到的结果也示于图 3 中. 对于不加内构件的情况, 床层平均气含率仍然按式(4)计算. 由图 3 可以看出, 对加入再分布板的情况, 式(8)的计算结果与实验结果符合较好, 但对如图 4 所示的带有径向挡板的情况, 式(8)则不太适用. 这说明内构件的加入对淤浆鼓泡床反应器内流体动力学的影响十分复杂, 很难用一个统一的关联式来描述.

3.2 内构件对压差的影响

为研究内构件是否会增加反应器内的压降, 本研究进一步考察了再分布板和挡板对床层不同轴向位置局部压降的影响, 结果如图 5 所示. 由图可见, 在无内构件的空管淤浆鼓泡床中, 局部压力差随反应器轴向位置的升高而减小, 而加入再分布板和挡板后局部压力差的分布则变得比较均匀. 实验还发现, 在空管反应器中, 气含率沿反应器轴向呈减小的趋势, Gandhi 等^[7]曾得到相同的结论, 因此会造成压力差沿反应器轴向逐渐增大, 但固含率沿反应器轴向逐渐降低则使压力差减小, 因此压降沿反应器轴向的变化情况最终将取决于两者

的相对影响. 正如下面将要看到的, 因加入再分布板和挡板后, 固含率的轴向分布变得较为均匀, 而压差沿轴向的变化也不大, 因此内构件的加入也将使气含率的轴向分布变得比较均匀. 由于再分布板和挡板的加入都会形成对流动的阻碍作用, 因此在内构件放置处 ($Z=0.6\sim 0.7$)的压差稍有增加. 反应器上部压差的迅速减小是由于在床层的上部形成了很多泡沫的缘故, 其中绝大部分都是气相, 液固相的含量均很低.

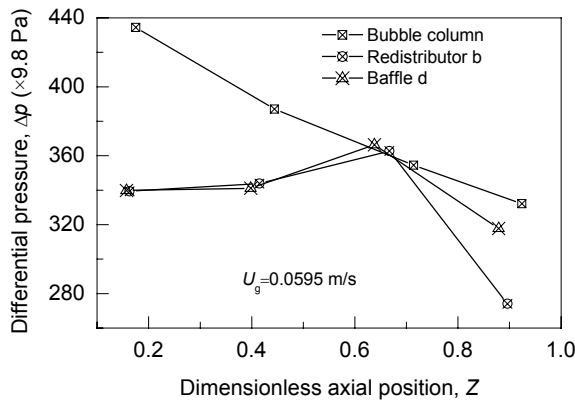


图5 内构件对压差的影响
Fig.5 Effect of internals on differential pressure

3.3 内构件对固含率轴向分布的影响

图6对比了加入内构件前后淤浆鼓泡床中固含率的轴向分布. 在空管中, 局部平均固含率随反应器轴向高度的增加而逐渐减小, 而内构件的加入则使固含率的分布变得均匀. 气体刚进入反应器时, 能量较高, 因此对固体颗粒的曳力较大, 固体可以完全悬浮, 随着气体向上流动, 由于摩擦和悬浮固体颗粒等消耗了一部分能量, 固体的重力会大于曳力, 因此便会造成固含率沿床高逐渐减小. 由图6可以看出, 再分布板不会对固体颗粒形成很大的阻碍作用, 将其挡在再分布板以下, 这可能是由于固体颗粒很小, 且再分布板的开孔率较大的缘

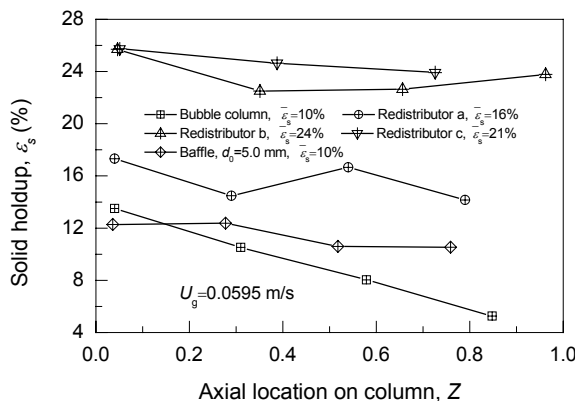


图6 内构件对固体颗粒轴向分布的影响
Fig.6 Effect of internals on axial solids distribution

故. 由于大部分气体在床层的中部快速上升, 因此会造成大量固体颗粒向器壁处移动, 而内构件的阻力作用使固体颗粒重新分布, 分散的固体颗粒易于被气体夹带上升, 所以加入内构件后固含率的轴向分布变得比较均匀.

4 结论

(1) 再分布板可显著增加淤浆鼓泡床内的平均气含率, 其孔径越小对气泡的破碎作用越好, 即气含率的增加效果越明显, 再分布板的开孔孔径比开孔率对平均气含率的影响要大; 径向挡板由于中心开孔较大, 对增加气含率的作用不明显.

(2) 再分布板和径向挡板都可以改善固体颗粒的轴向分布, 使之变得更为均匀, 且不会阻碍固体颗粒向上运动.

(3) 内构件的加入可在不明显增加气体通过反应器压降的情况下使气含率的轴向分布变得更加均匀.

符号表:

a, b	回归系数	$\bar{\epsilon}_g$	床层平均气含率
d_0	内构件开孔孔径 (mm)	ϵ_{gs}	局部平均气含率
d_{vs}	气泡的Sauter平均直径 (mm)	$\bar{\epsilon}_s$	平均固体含量
H_0	静止床层高度 (mm)	σ	液体表面张力 (N/m)
H_c	膨胀床层高度 (mm)	μ	液体粘度 (Pa·s)
U_g	表观气速 (m/s)	μ_{sl}	浆液粘度 (Pa·s)
Z	无因次轴向高度	φ	孔间距 (mm)
ΔL	相邻两测压点间距离 (mm)	φ_s	浆液中固体体积分数
Δp	相邻两测压点间压差 ($\times 9.8$ Pa)		
ρ_{sl}	浆液密度 (kg/m^3)		
ρ	水的密度 (kg/m^3)		
ρ_a	空气密度 (kg/m^3)		

参考文献:

- [1] Fan L S. Gas-Liquid-Solid Fluidization Engineering [M]. Boston: Butterworths, 1989. 5-7.
- [2] Air Products and Chemicals Inc. Commercial-scale Demonstration of the Liquid Phase Methanol (LPMEOH(trademark)) Process, Final Report of DOE [EB/OL]. http://www.fischer-tropsch.org/DOE/DOE_abs/A/air/air_06_11_97.htm, 1997-06-11.
- [3] Jager B, Espinoza R. Advances in Low Temperature Fischer-tropsch Synthesis [J]. Catal. Today, 1995, 23(1): 17-28.
- [4] Saxena S C. Bubble Column Reactors and Fischer-tropsch Synthesis [J]. Catal. Rev. Sci. Eng., 1995, 37(2): 227-309.
- [5] Inga J R. Scale up and Scale down of Slurry Reactors: A New Methodology [D]. Pittsburgh: University of Pittsburgh, 1997. 58.
- [6] Kastanek F, Zahradnik J, Kratochvil J, et al. Modeling of Large-scale Bubble Column Reactors for Non-ideal Gas-Liquid Systems [A]. Doraiswamy L K, Masheldar R A. Frontiers in Chemical Reaction Engineering, Vol. 1 [C]. Bombay: Wiley, 1984. 330-334.
- [7] Gandhi B, Prakash A, Bergougnou M A. Hydrodynamic Behavior of Slurry Bubble Column at High Solids Concentrations [J]. Powder Technol., 1999, 103(2): 80-94.
- [8] Koide K, Takazawa A, Komura M, et al. Gas Holdup and Volumetric Liquid-phase Mass Transfer Coefficient in Solid-suspended Bubble Columns [J]. J. Chem. Eng. Jpn., 1984, 17(5): 459-466.

- [9] Yasunishi A, Fuduma M, Muroyama K. Measurement of Behavior of Gas Bubbles and Gas Holdup in a Slurry Bubble Column by a Dual Electroresistivity Probe Method [J]. *J. Chem. Eng. Jpn.*, 1986, 19(5): 444–449.
- [10] Smith D N, Ruether J A, Stiegel G J. Polydispersed Solids Behavior in a Bubble Column, Report of DOE [EB/OL]. http://www.fischer-tropsch.org/DOE/DOE_reports/de85013463/de85013463.pdf, Paper Presented at the Annual AIChE Meeting. San Francisco, California, 1984–11–25.
- [11] Kawase Y, Umeno S, Kumagai T. The Prediction of Gas Hold-up in Bubble Column Reactors: Newtonian and Non-Newtonian Fluids [J]. *Chem. Eng. J.*, 1992, 50(1): 1–7.
- [12] Kito M, Shimida M, Sakai T, et al. Performance of Turbulent Bed Contactor: Gas Holdup and Interfacial Area under Liquid Stagnant Flow [A]. Keairns D L. *Fluidization Technology I* [C]. California: Hemisphere Publishing Corporation, 1976. 411–429.
- [13] Luo X K, Lee D J, Lau R, et al. Maximum Stable Bubble Size and Gas Holdup in High-pressure Slurry Bubble Columns [J]. *AIChE J.*, 1999, 45(4): 665–680.
- [14] Mersmann A. Design and Scale-up of Bubble and Spray Columns [J]. *Ger. Chem. Eng.*, 1978, 1(1): 1–11.

Influence of Redistributors and Baffles on Hydrodynamics of Slurry Bubble Column Reactors

SUN Shu-lan, LIU Chang-jian, WEI Wei-sheng, BAO Xiao-jun

(*The Key Laboratory of Catalysis, China National Petroleum Co., China University of Petroleum, Beijing 102249, China*)

Abstract: The effects of redistributors and baffles with different geometry on average gas holdup, solid holdup and gas axial profiles of an air–water–quartz sand three-phase system were investigated in a slurry bubble column reactor of 0.1 m in I.D. and 2.0 m in height. The results showed that the redistributors could significantly increase the average gas holdup in the reactor, but baffles had no obvious effect. The increase in average gas holdup by introducing the redistributors was found to depend upon the hole size and opening fraction of the perforated redistributors. It was also found that both redistributors and baffles could improve the uniformity of the axial profiles of gas and solid holdup with only small increase in pressure drop. Based on the correlation due to Smith, an empirical correlation for the average gas holdup in slurry bubble columns with redistributor was obtained.

Key words: slurry bubble column; internals; hydrodynamics; gas holdup; solid holdup