

关于二维和三维气液固流化床的研究

黄 健 榕

(化工与生化工程系)

摘 要

本文研究二维($0.02 \times 0.18 \times 1.6\text{m}$)与三维($\phi 0.15 \times 2.0\text{m}$)气液固流化床中以空气、氮气作为气相;水、酒精以及甘油溶液为液相;玻璃、塑料球作为固相,与气液速对相含率及其内构件的关系。

关键词 流化床,三相含率,返混

一、前 言

气液固三相流化床在石化工业的催化加氢、裂解、脱硫以及发酵、水处理等方面都获得了广泛的应用*。

在三相流化床反应器的设计与放大过程中,各相含率、空隙率以及液相返混都是重要的参数。国外Ostergaard^[1]对三相流化床的流体力学性质作了深入的研究。国内胡宗定对三相床的研究也做了许多领先的工作^[2]。

我们曾就二维床($0.02 \times 0.18 \times 1.6\text{m}$)的流体力学性质进行过研究^[3],观察到在二维床中,极易发生气泡的聚并和腾涌现象。为此,本文在三维床($\phi 0.15 \times 2.0\text{m}$)再次进行实验,测定各相含率及液相返混,并将其结果与二维床数据进行了对比。所测气速: $1.2 \times 10^{-2} \sim 8.5 \times 10^{-2}\text{m/s}$;液速: $1.5 \times 10^{-2} \sim 4.8 \times 10^{-2}\text{m/s}$ 。

二、实验材料和装置

气相是空气, $\rho_{\text{空}, 20^\circ\text{C}} = 1.29\text{kg/m}^3$; 氮气, $\rho_{\text{氮}, 20^\circ\text{C}} = 1.25\text{kg/m}^3$ 。液相是水、乙醇溶液、甘油溶液,固相是塑料球和玻璃球,其物性见表1、2。

本文1988年3月28日收到。

*Kim等人于1975年, Begovich于1978年, Soung于1978年, Shah于1979年, Kato于1981年曾有文章报道。

表 1 液相物料的性质

物 性	水	乙醇溶液	甘油溶液	甘油溶液
密度, kg/m³	998.1	995.2	1000.5	1016.1
表面张力, mN/m	70.0	68.0	76.0	77.0
粘度, mPa·s	1.0	0.9	1.1	1.2

表 2 固相物性

物 料	颗粒粒径 d_p (mm)	颗粒密度 ρ_s (kg/m³)	床 高 H_o (mm)	最小流化速度 U_{mf} (m/s)
玻璃球	1.00	2675.6	300	0.0105
玻璃球	3.50	2680.7	300	0.0381
塑料球	3.07	1934.5	300	0.0019

实验装置为两套流化床，二维床为 $0.02 \times 0.18 \times 1.6\text{m}$ ，三维床为 $\phi 0.15 \times 2.0\text{m}$ 的有机玻璃床。前者分布板开孔率为1.2%，后者为0.8%，床层底部均为预分布器，内装填料，二维床中液体分为两路均匀进入预分布器，然后经过分布板进入床层。床层测压孔沿轴向装设，电极安装在轴向位置相距30cm，每一测管均有200目铜网接在测点上以防止物料漏出或堵塞，床层静止高度保持在300mm，各种高位槽及离心泵，压缩机，钢瓶等的装置见图 1。

三、实验结果和讨论

1. 计算公式

在均匀的三相流化床中，床层含率^[4]归一为

$$\epsilon_s + \epsilon_l + \epsilon_g = 1 \tag{1}$$

而固含率为

$$\epsilon_s = \frac{M_s}{AHQ_c}, \tag{2}$$

式中， ρ_s 为固相密度； M_s 为床层固体质量； A 为床层截面积； H 为流化床高度。而经过床层的压降为

$$\Delta P = (\epsilon_s \rho_s + \epsilon_l \rho_l + \epsilon_g \rho_g) g H, \tag{3}$$

式(1) ϵ_l 代入式(3)得

$$\epsilon_g = \frac{\Delta P / Hg - \epsilon_s (\rho_s - \rho_l) - \rho_l}{\rho_g - \rho_l}. \tag{4}$$

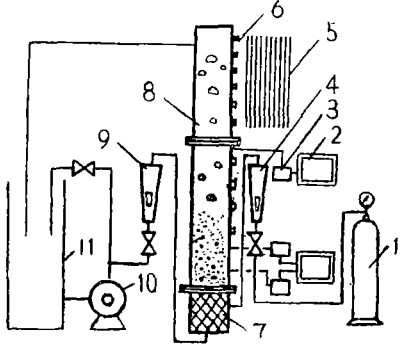


图 1 实验装置流程图
1. 钢瓶, 2. 记录仪, 3. 电导仪,
4. 流量计, 5. 压差计, 6. 测压口,
7. 预分布器, 8. 流化床, 9. 流量计,
10. 泵, 11. 循环槽

流化床的实际总压降为U形压差计两点间的压差指示值加上该两点间距离 Δh 的压强,

$$\Delta P = \rho_1 g H + \rho_1 \Delta h g, \quad (5)$$

因为 $\rho_s \gg \rho_g$, $\rho_1 \gg \rho_g$, 略去 ρ_g , 式(5)代入式(4), 可得

$$\varepsilon_g \approx \varepsilon_s \left(\frac{\rho_s}{\rho_1} - 1 \right) - \frac{\Delta h}{H}, \quad (6)$$

而

$$\varepsilon = \varepsilon_g + \varepsilon_l = 1 - \varepsilon_s. \quad (7)$$

国内外已经发表了一些关于液相返混的文章^[5], 並研究了气速、液速及液固性质包括颗粒大小及反应器几何尺寸对返混的影响, 並且也提出了一些关联式。Ostergaard 提出三相床的返混可用一维扩散模型^[1]来描述, 该模型的表达式为

$$\tau \frac{\partial c}{\partial t} + \frac{\partial c}{\partial z} - \frac{1}{Pe} \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} = 0, \quad (8)$$

式中, Pe 称为皮克来准数。本实验采用非稳态脉冲进料法, 用KCI 作为示踪剂, 测试系统由电导探头、电导仪及记录仪表组成。数学期望为

$$\bar{t} = \sum t \cdot E(t) / \sum E(t), \quad (9)$$

方差为

$$\sigma_t^2 = \sum t^2 \cdot E(t) / \sum E(t) - \bar{t}^2 \quad (10)$$

$$\sigma^2 = \sigma_t^2 / \bar{t}^2. \quad (11)$$

2. 气含率

图2表明气含率和气速的关系, 该图给出二维床和三维床的实验数据, 並标绘了文献^[6]的数据。结果说明气含率随气速的增加而增大, 这点在小床及大床中所得的结论已取得比较一致的看法*。

在二维床中, 实验所得结果为 $\varepsilon_g \propto U_g^{0.87}$ 即其变化幂次为0.87, 而在三维床中, $\varepsilon_g \propto U_g^{1.07}$ 变化幂次为1.07, 在大型的 $\phi 304$ mm的三维床中, $\varepsilon_g \propto U_g^{1.44}$ (T_p , T , H_p 于1984年), 变化幂次为1.44, 见图2。

在二维床中随着气速的增加, 加剧了气泡的聚并现象, 有时甚至达到发生腾涌, 气泡直径聚并几达到床径。而在 $\phi 150$ mm的三维床中观察到当气速增加时, 小气泡大量增加, 床层体现出小气泡组成床层的特性, 由于小气泡多因而三维床中的气含率较二维床的气

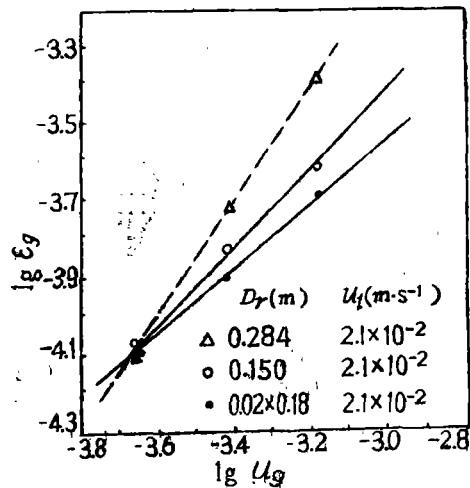


图2 气含率与气速的关系

*Ostergaard于1971年, T. T. Hu于1984年, Epstein于1981年, Lee于1986年, Kim于1972年, Yang于1989年均有报道。

含率高, 这与文^[2, 6]观察到的现象是一致的。再用 U_g/ϵ_g 与 U_g 相关联(图 3), U_g/ϵ_g 表示气泡的平均真正的上升速度, 也反映了气泡的相对大小。

当液速一定时, 气速增大含率增大, U_g/ϵ_g 也增大, 气泡也增大, 二维床因聚并现象严重一些, 上升速度快含率即小些。如果气速保持一定, 增大液速时, 在二维床中得到含率随液速的增加而减小^[3], 但在 $\phi 150\text{mm}$ 的床中, 当气速一定时, 增大液速, $\epsilon_g \propto U_g^{0.24}$ 逐渐增加, U_g/ϵ_g 减小, 气泡变小, 含率增大, 在图 4 中, 为了增加气泡的传质界面, 必须提高 ϵ_g , 此时在增加气速时务必增加液速以便使气泡的上升速度下降。这说明在 $\phi 150\text{mm}$ 的三维床中, 增大液速可使气泡破碎, 增加小气泡, 从而使含率增大。在二维床中和三维床中都没发现 ϵ_g 与气体的性质有什么明显的关系, 同时也发现在实验段内 $H < 1.2\text{m}$ 的床层高度对 ϵ_g 没什么影响。这可能是操作条件不同所致。

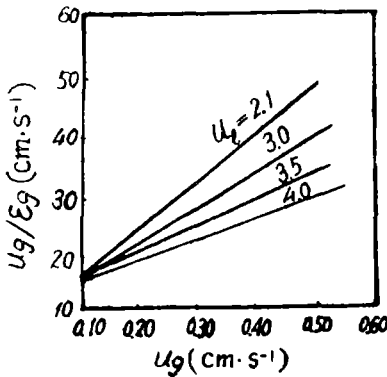


图 3 U_g/ϵ_g 与 U_g 的关系

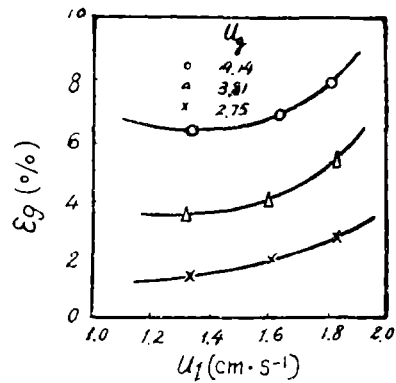


图 4 ϵ_g 与 U_L 的关系

3. 液含率

图 5 说明 ϵ_l 随 U_g 的增加而减小, 随 U_L 的增加而增加, 这与文献^[4]相吻合, 三维床与二维床的结果也相符合。在 $\phi 150\text{mm}$ 的三维床中关联得到 $\epsilon_l = 0.07U_L^{0.3}U_g^{-0.1}$, 床层空隙率 $\epsilon = \epsilon_g + \epsilon_l$, 从而得到 $\epsilon = 1.5U_L^{0.4}U_g^{0.02}$ 如图 6 所示, 液速对床层空隙率有一定的影响。 ϵ 随气速

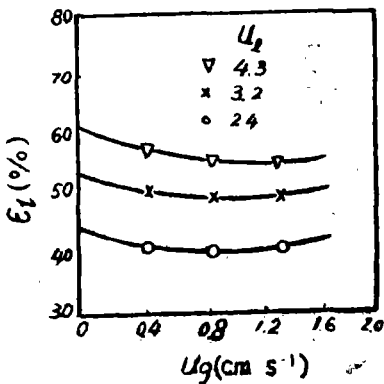


图 5 U_g 与 ϵ_l 的关系

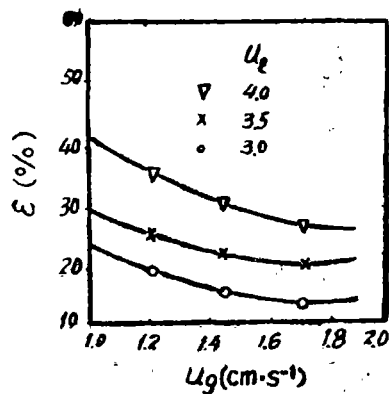


图 6 U_g 与 ϵ 的关系

的变化开始逐渐降低,当 U_g 超过 1.6cm/s 后即慢慢增加。在实验中也发现如气速大于液速,床层产生较多的大气泡;如液速超过气速,床层的气泡较小。因此,为增大传质界面,要提高 ϵ_g ,在操作时应对应液速和气速同时作出调整。

许多作者,如Enrique^[4], Shah^[7]都曾从Wallis^[8]的飘流模型(a drift flux model)计算气液间的滑动速度,说明三相流化床的空隙率随着固体颗粒的性质、气液速的变化而出现极为复杂的情况。胡宗定等人^[9]提出的气液固三相流化床相含率四区模型,首次提出三相床中有液涡存在,并测定了液涡的径向分布。该模型不仅能计算三相床平均相含率,而且能描述局部相含率的径向分布。内构件影响见图7。

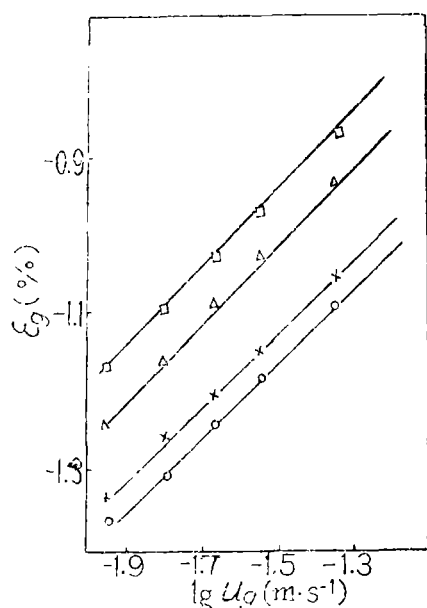


图7 内部构件对气含率的影响

液相:甘油溶液 $U_L = 2.4 \times 10^{-2} (\text{m} \cdot \text{s}^{-1})$,
无构件(\times),有构件(\square); $U_L =$
 $3.0 \times 10^{-2} (\text{m} \cdot \text{s}^{-1})$,无构件(\circ),
有构件(\triangle)

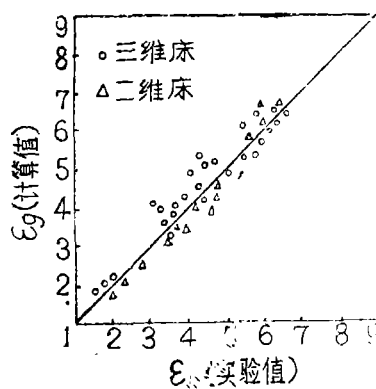


图8 ϵ_g 的计算值与实验值比较

4. 液相返混

在改变气速和液速的条件下,测定气速和液速对液相返混的影响。气速增大,加剧环流,返混加剧;增大液速,固体粒子易于分散,减少环流,减弱返混,这在二维床与三维床中的实验结果都比较一致。与文献[2]值也相吻合。同时也考虑了液相粘度对返混的影响,粘度增大,返混减少, Pe 增加。颗粒粒径的影响因数据较少,故未列入。对实验数据回归其结果如下式

$$P_e = 32.8 U_g^{-0.24} U_L^{0.17} \mu^{0.53} \quad (12)$$

误差在±10%左右。

四、结 论

1. 在 $\phi 150\text{mm}$ 的三维床中测定的相含率数据表明, 气含率较二维床稍高。气含率随气速的增加而增大; 随液速的增加而慢慢增大, 液速增加, 气泡破碎, 气含率增大, 为增加气泡的传质界面积, 在增加气速时必须同时调节液速; 内构件可限制气泡的增大, 增加气含率。

2. 液含率随 U_g 的增加而减小, 随 U_L 的增加而增大, 其关联式为

$$\varepsilon_L = 0.07U_L^{0.3}U_g^{-0.1},$$

床层空隙率为

$$\varepsilon = 1.5U_L^{0.4}U_g^{0.02}.$$

3. 液体返混在二维床和三维床中的实验结果可用下式表示

$$P_e = 32.8U_g^{-0.24}U_L^{0.17}\mu^{0.63},$$

误差为±10%。

符 号 说 明

A ——床层截面积, m^2 ; c ——示踪剂浓度, mol/l ; d_p ——颗粒平均直径, m ; g ——重力加速度 m/s^2 ; $E(t)$ ——停留时间分布密度函数, min^{-1} ; H ——流化床高度, m ; ΔP ——三相床压降, N/m^2 ; P_e ——皮克来准数, $U_L L/E$; R_e ——雷诺准数, $d_p U_L \rho_L / \mu$; U_L ——液体表现速度, m/s ; U_g ——气体表现速度, m/s ; μ ——液体粘度, Ns/m^2 ; ε ——含率; ρ ——密度, kg/m^3 。

参 考 文 献

- [1] Ostergaard, K., *Fluidization*, Academic Press, N. Y., (1971) 753.
- [2] 胡宗定等人, 气液固三相流化床气含率和液相返混的研究, 化学工程, 4 (1983).
- [3] 陈秉辉、黄健榕, 二维床中三相流态化特性研究, 福建化工, 1 (1985).
- [4] Costa, E., Antonio de lucas and pedro Garcia, I & EC, 25, 4 (1986).
- [5] 杨守志, 三相流化床液体返混系数的关联, 化工学报, 2 (1989).
- [6] 胡宗定等人, $\phi 304 \times 10$ 毫米直径三相流化床含率与返混的研究, 第三届全国流化会议论文集, (1984), 247.
- [7] Shah, Y. T., Design Parameters Estimation For Bubble Column Reactors, AIChE J, 28 (1982).
- [8] Wallis, B. B., *One Dimensional Two-Phase Flow*, McGraw-Hill, N. Y., (1969).
- [9] 胡宗定等人, 气液固三相流化床相含率四区模型的研究, 化工学报, 2 (1989).

A Study of Two-Dimensional and Three-Dimensional Gas-Liquid-Solid Fluidized Beds

Huang Jiahong

Abstract

The author studies the correlation between the gas hold-up, liquid hold-up, bed porosity and the backmixing in two-dimensional ($200 \times 180 \times 1600\text{mm}$) and three-dimensional ($150 \times 2000\text{mm}$) gas-liquid-solid fluidized beds. Gas-liquid-solid phases are represented by air, alcohol, glycerin, glass bead, plastic ball respectively. The author studies also the effect of gas-liquid velocity on phase hold-ups, bed porosity and backmixing.

Key words fluidized bed, gas holdup, backmixing