

研究论文

上行气固两相流充分发展段的颗粒浓度

黄卫星 石炎福

祝京旭

(四川大学化工学院, 四川 成都 610065) (西安大略大学化工系, 加拿大 伦敦 N6A 5B9)

摘 要 在 $\phi 100\text{ mm} \times 16\text{ m}$ 循环床提升管实验装置上测试了 134 组操作条件下提升管 12 个截面位置的平均颗粒浓度, 其中 113 组操作条件下提升管中的气固两相流展现出明确的充分发展段。结果表明, 充分发展段的颗粒浓度 ε_s 随颗粒循环量 G_s 的增加而增大且具有显著的线性关系, ε_s 随表观气速 U_g 的增加以幂函数关系减小。所提出的实验关联式不仅较好地拟合了本文所获得的充分发展段的平均颗粒浓度数据, 而且诠释了以往有关提升管稀相段出口颗粒浓度预测结果之间的差异, 更明确地反映了充分发展段颗粒浓度与操作参数之间的定量关系。

关键词 提升管 气固两相流 颗粒浓度 充分发展段

中图分类号 TQ 021.1

文献标识码 A

文章编号 0438-1157(2001)11-0963-06

引 言

循环流化床提升管中的颗粒浓度及其分布既是影响气固两相微观行为如湍流结构的重要因素^[1], 又对循环流化床的应用设计具有重要实用价值^[2]。已有的研究工作使人们对提升管中颗粒分布上稀下浓的基本形式有了明确的认识, 基于应用设计和模型边界条件的需要, 不少研究者分别提出了下部浓相段和上部稀相段出口截面平均颗粒浓度的关联式^[2~6]。但是, 在这些关联式中, 颗粒浓度与其相关影响因素之间的依存关系各有不同, 其预测结果相互之间存在较大差异。计算表明, 对于稀相段出口颗粒浓度的预测, 在终端颗粒浓度 $\varepsilon_s = 0.01 \sim 0.05$ 的范围, 若以 Kunii 和 Levenspiel^[2] 的预测结果为基准, 则 Issangya^[3] 和 Ouyang 等人^[4] 的预测浓度平均高出 160%, 而 Bai 和 Kato^[5] 的预测浓度平均高出 94%。究其原因, 主要是缺乏针对提升管上部稀相段颗粒浓度分布的系统实验, 而现有的数据又比较分散, 未能全面描述颗粒浓度与其相关影响因素之间的定量关系; 此外, 上述各研究者所采集的数据大多来自不到 10 m 高度的实验装置, 即使在床层上部出口处, 气固流动仍可能未接近或达到充分发展, 颗粒浓度沿床高仍有显著变化, 因此其出口处颗粒浓度数据受床高影响较大, 难以代表接近或达到充分发展的稀相段的颗粒浓度。

本文针对充分发展段的颗粒浓度问题, 在 16 m 高循环床提升管实验装置上对颗粒浓度的轴向分布进行了较系统的实验测试。由于提升管较高, 提升管上部的气固两相流动在多数操作条件下都达到或接近充分发展, 从而能更精确地描述充分发展段的颗粒浓度分布及其操作参数的影响。

1 实验装置与方法

1.1 实验装置与参数测量

图 1 为实验装置示意图。其提升管由有机玻璃制成, 直段高度为 16 m、内径 100 mm, 其出口采用等直径圆弧弯头过渡, 为弱约束。为有助于颗粒的加速, 提升管底部的气体分布器的多孔板上安装有 37 根内径为 8 mm 的管束, 辅助流化气通过孔板流动使颗粒流化, 主气流通过管束提升颗粒。颗粒达到提升管顶部出口后, 经过旋风分离器和下行管进入储料罐, 然后再由储料罐下部斜接管回到提升管底部。与现有其他研究工作所采用的实验装置相比, 该装置特点是提升管较长, 可以在比较宽的操作条件范围之内使气-固两相流动有较长的距离发展, 从而展现出明确的充分发展段。

实验流化气体采用常温空气, 气体流量由孔板流量计测量。循环颗粒物料采用 FCC 催化剂, $\rho_p = 1500\text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, $d_p = 67\text{ }\mu\text{m}$; 颗粒进料量由蝶阀调节, 并采用切换法通过测量管测量颗粒循环量。为测量提升管各高度位置的压差梯度, 在 16 m 高的提升管上安装了 12 个压差传感器 (Omega PX160 系列), 这 12 个传感器对应截面与床层底部的距离分别是 0.774、1.993、3.365、4.737、

2000-05-04 收到初稿, 2000-09-12 收到修改稿。

联系人及第一作者: 黄卫星, 男, 43 岁, 博士, 教授。

基金项目: 国家自然科学基金——海外青年基金资助项目 (No. 29928005)。

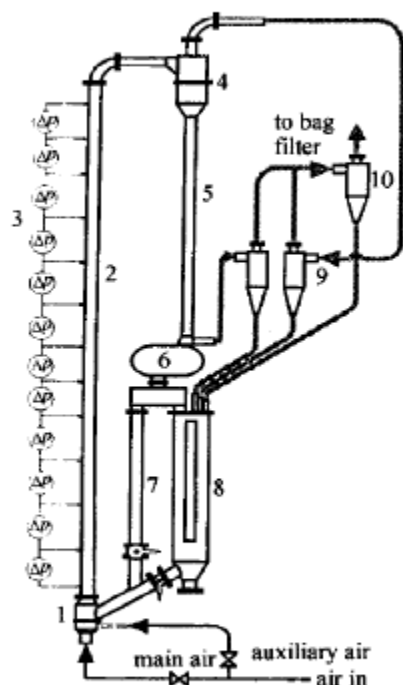


Fig. 1 Schematic diagram of experimental set-up

- 1—gas distributor; 2—riser; 3—pressure transducer;
4—primary cyclone; 5—downer; 6—fast separator;
7—measuring column; 8—solids storage tank;
9—secondary cyclones; 10—tertiary cyclone

5.880、6.794、7.910、9.309、10.681、12.090、13.196、14.286 m. 传感器连接到微机数据采集系统, 其采样频率为 50 Hz, 采样时间为 20 s. 实验过程中 U_g 变化范围为 2.0~10.3 $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$, G_s 变化范围为 5.4~230 $\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$.

1.2 截面平均颗粒浓度与充分发展段的确定

提升管的 ε_s 可根据单位长度的压降 $\Delta p / \Delta z$ 用下式换算

$$-\frac{\Delta p}{\Delta z} = [\rho_g(1 - \varepsilon_s) + \rho_p \varepsilon_s] g \quad (1)$$

由测试压差换算浓度, 方法简单有效, 不干涉

流场, 在循环流态化研究中应用广泛^[7~9]. 但需要指出, 该式忽略了气固两相的加速效应及其与提升管壁的摩擦效应对压力降的影响, 所换算出的颗粒浓度称为表观浓度. 本文中颗粒浓度亦指表观浓度. 对于快速流态化, 表观浓度与实际浓度差异不大且主要存在于加速段^[10], 对于本文关注的充分发展段, 气固两相的加速效应已基本消除.

对于给定的操作条件, 实验测得的 $\Delta p / \Delta z$ 沿提升管高度逐渐减小并趋于恒定. 原理上, $\Delta p / \Delta z$ 趋于恒定的位置即为充分发展段的起点. 然而, 由于工况的脉动和测试误差, 实际测试曲线并不光滑, 难以确切定出 $\Delta p / \Delta z$ 趋于恒定的位置. 因此, 本文中对充分发展段的起点这样确定: 由提升管底部起, 若第 n 个测点及其以上各点的压力梯度测试值 $(\Delta p / \Delta z)_i$ 与 n 点以上管段的总压力梯度 $(\Delta p / \Delta z)_m$ 的相对偏差最大值都不大于 10%, 即

$$\left| \frac{(\Delta p / \Delta z)_i - (\Delta p / \Delta z)_m}{(\Delta p / \Delta z)_m} \right|_{\max} \leq 10\% \quad (2)$$

($i = n, n+1, \dots, 12$)

则认为从 n 点起进入充分发展段. 这里, $(\Delta p / \Delta z)_m = \sum_{i=n}^{12} (\Delta p)_i / \sum_{i=n}^{12} (\Delta z)_i$, 其中 12 是提升管上部最后一个压差传感器序号. 充分发展段的平均颗粒浓度用 $(\Delta p / \Delta z)_m$ 计算.

2 实验结果与讨论

本文在 $U_g = 2.0 \sim 10.3 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ 、 $G_s = 5.4 \sim 230 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$ 的操作参数范围内, 根据表观气速和颗粒循环量的不同组合, 分别在 134 组操作条件下测试了提升管 12 个截面位置的轴向压差.

2.1 底部浓相段与上部稀相段截面上的颗粒浓度

图 2 所示为提升管上段 $z = 12.09 \text{ m}$ 和下段

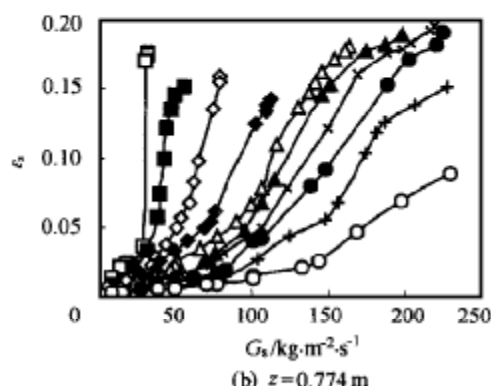
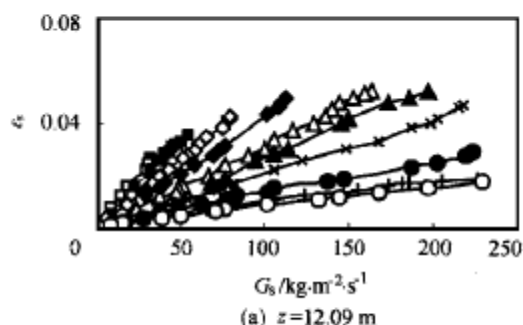


Fig. 2 Variations of solids holdups with solids circulating rate at different axial positions of riser

$U_g/\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$: □ 2.0; ■ 2.5; ◇ 3.0; ◆ 3.5; △ 4.0; ▲ 4.5; × 5.0; ● 6.0; + 8.0; ○ 10

$z = 0.774 \text{ m}$ 两个典型截面上 ε_s 随 G_s 的变化, 图 3 所示则为这两个截面上 ε_s 随 U_g 的变化. 由图首先可注意到, 相同条件下底部截面上的颗粒浓度总是大于上部截面的. 这显然是由于颗粒进入提升管底部后在大于自身重力的气体曳力作用下向上加速运动的结果, 因为根据颗粒相的连续性方程 $\rho_p \varepsilon_s v_p = G_s$, 在颗粒平均速度 v_p 沿提升管高度不断增加的同时, 其 ε_s 将不断减小, 使颗粒在提升管中形成上稀下浓的不均匀分布.

其次, 由于颗粒的加速和输送都是以消耗气体能量为代价的, 因此在 U_g 一定时增加 G_s , 用于加速和输送单位质量颗粒的能量将减少, 从而使得 v_p 减小, ε_s 增加, 所以在提升管上下段截面上都表现出 ε_s 随 G_s 增大而升高的趋势, 如图 2(a)、(b) 所示; 反之, 在 G_s 一定时增加 U_g , 用于加速和输送单位质量颗粒的能量将增加, 从而使得 v_p 增大, ε_s 减小, 所以在上下两个截面上都表现出 ε_s 随 U_g 提高而减小的共同趋势, 如图 3(a)、(b) 所示.

进一步, 由于提升管下部浓相段和上部稀相段内颗粒运动所耗散的能量不同, 所以尽管上下截面

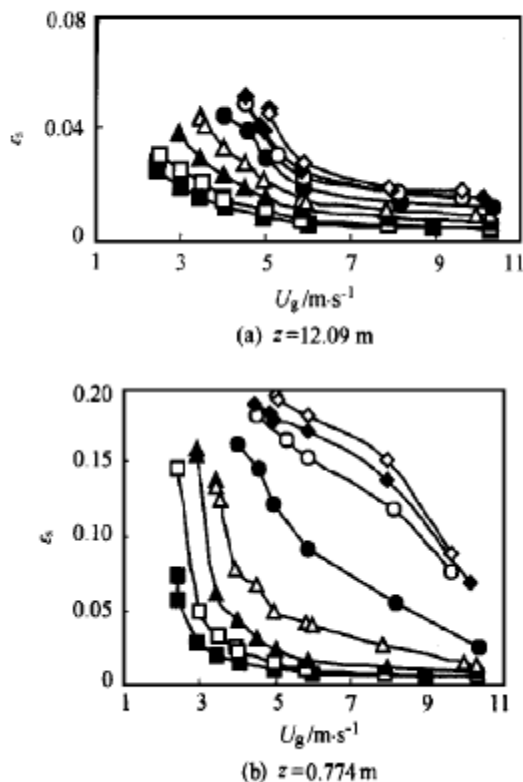


Fig. 3 Variations of solids holdups with superficial gas velocity at different axial positions of riser
 $G_s / \text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$: ■ 38; □ 50; ▲ 76; △ 105;
 ● 146; ○ 186; ◆ 200; ◇ 220

颗粒浓度随操作参数的变化表现出相同的变化趋势, 但具体规律却明显不同. 在提升管上部稀相段, 能量的耗散主要是颗粒输送引起的位头损失, 然而在提升管下部浓相段, 不仅位头损失高于稀相段, 而且还有颗粒加速引起的能量损失, 所以浓相段单位高度的能量耗散明显高于上部稀相段. 这意味着改变操作参数对提升管下部浓相段内颗粒运动的影响也将更为显著, 即在 U_g 一定时增加 G_s 或 G_s 一定时降低 U_g , 将更显著地减少用于浓相段颗粒加速和输送的能量, 使得 v_p 的减小或 ε_s 的增加比上部稀相段明显, 故随着 G_s 的提高或 U_g 的减小, 在提升管下部浓相段截面上, ε_s 会呈现出显著的上升趋势, 如图 2(b) 和图 3(b) 所示; 而在提升管上部稀相段截面上, ε_s 的增加则表现得比较平稳, 如图 2(a) 和图 3(a) 所示.

2.2 充分发展段的平均颗粒浓度及其操作参数的影响

本文所进行的 134 个操作条件的实验测试中, 有 113 个条件下的气固两相流动展现出明确的充分发展段. 有明确的充分发展段在这里指的是充分发展段长度至少大于 2.8 m (由下向上第 11 个压差传感器对应的截面到提升管顶部的距离). 按 1.2 节所述, 由实验数据所得到的充分发展段的平均颗粒浓度及其操作参数的影响如图 4 和图 5 所示. 图 4 表明, 充分发展段的 ε_s 随 G_s 的提高按线性关系增加; 图 5 则表明, ε_s 随 U_g 的提高基本是按幂函数关系减小. 这与提升管底部加速段截面上呈现出来的规律(见图 2(b) 和图 3(b)) 是不同的.

由于本文所用提升管较长, 有较充分的发展

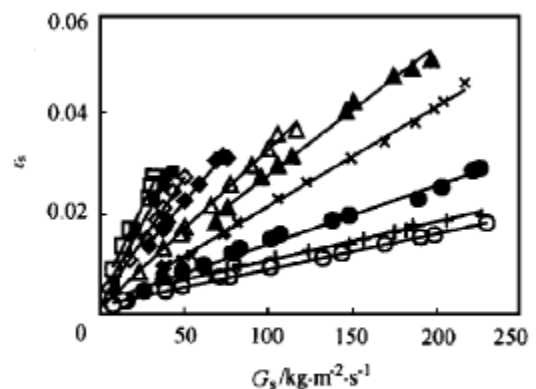


Fig. 4 Variations of solids holdups with solids circulating rate in fully developed region
 $U_g / \text{m} \cdot \text{s}^{-1}$: □ 2.0; ■ 2.5; ◇ 3.0;
 ◆ 3.5; △ 4.0; ▲ 4.5; × 5.0; ● 6.0; + 8.0; ○ 10

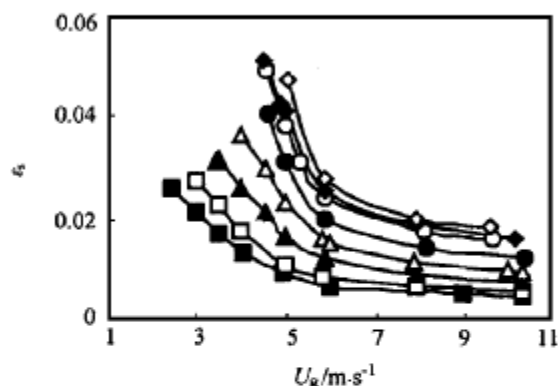


Fig. 5 Variations of solids holdups with superficial gas velocity in fully developed region

$G_s/\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$: ■ 38; □ 50; ▲ 76; △ 105;
● 146; ○ 186; ◆ 200; ◇ 220

段, 所以图 4 和图 5 中所表现出来的 ϵ_s 随 G_s 和 U_g 变化的定量规律应该有一定的代表性, 其中 U_g 的影响与以往研究工作所描述的定量规律^[2~5]有明显的不同(见表 1)。这主要与以往研究工作中提升管高度较低有关。高度不足, 可能使得某些操作条件下颗粒在床层上部出口处仍处于加速阶段, 因此出口处颗粒浓度数据受床高影响较大。

Table 1 Correlations for solids holdup at riser exit

Authors	Correlations
Kunii and Levenspiel ^[2]	$\epsilon_s = \epsilon'_s = G_s / [\rho_p (U_g - U_T)]$
Issangya ^[3]	$\epsilon_s = 5.06 \epsilon'_s{}^{1.19} Ar^{-0.05}$
Ouyang and Potter ^[4]	$\epsilon_s = 2.6 \epsilon'_s$
Bai and Kato ^[5]	$\epsilon_s = 4.04 \epsilon'_s{}^{1.214}$

2.3 充分发展段颗粒浓度数据的关联及比较

根据充分发展段的平均颗粒浓度及其操作参数的影响, 本文在以往有关研究者提出的关联式(见表 1)基础上, 提出以下关联式拟合本文中 113 个操作条件下充分发展段的颗粒浓度数据

$$\epsilon_s = 33.684 \epsilon'_s Fr^{-0.6} + 0.00184 \quad (3)$$

式(3)的计算值与实验值的比较见图 6, 其平均偏差为 $\pm 10.34\%$, 标准方差为 0.00256。

关联式(3)与表 1 中各关联式的比较见图 7。由图可见, 尽管参考文献[2]~[5]的预测结果相互之间差别较大, 但本文提出的关联式(3)却可根据表观气速的不同将参考文献的预测结果联系起来。在高速情况下($U_g = 10 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$), 即对应于浓度较

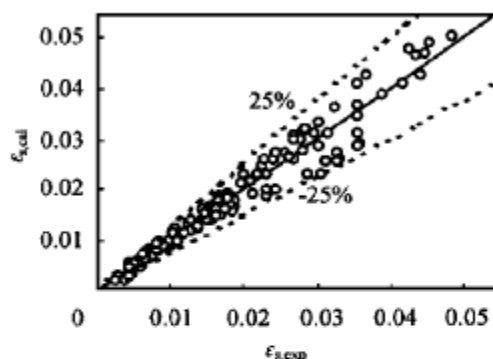


Fig. 6 Comparison of experimental solids holdups with those calculated by correlation (3) in fully developed region

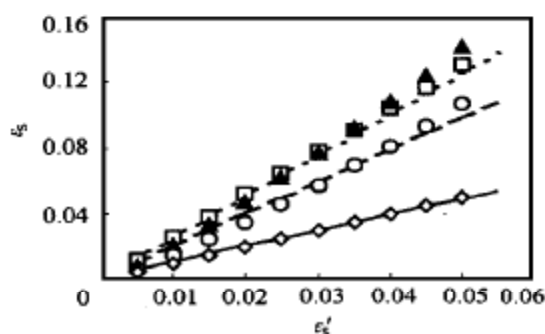


Fig. 7 Comparison of correlation (3) with results predicted from references [2], [3], [4] and [5]

▲ ref. [3]; □ ref. [4]; ○ ref. [5]; ◇ ref. [2]
 $U_g/\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$: ... 2; --- 3; — 10 (correlation (3))

低的情况, 关联式(3)与 Kunii 和 Levenspiel^[2]的预测一致, 这主要是文献[2]认为稀相段出口 ϵ_s 就等于 ϵ'_s , 因而其预测式适合的就是颗粒浓度较低的情况。在低速条件下(如 $U_g = 2 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$), 即对应于浓度较高的情况, 关联式(3)与 Issangya^[3]和 Ouyang^[4]的预测基本一致, 说明文献[3]和文献[4]所提出的关联式适合浓度较高的情况, 这可能是上述文献的数据大多取自较短的提升管装置(文献[3]的提升管高度为 6 m, 而文献[4]的数据涉及的提升管高度平均为 7.7 m), 因此可能在某些操作条件下出口处仍处于加速阶段, 从而使得颗粒浓度数据偏高。综上所述, 文献中所提出的关联式都有其合理性, 但本文的实验结果表明仅用颗粒终端浓度 ϵ'_s 还不能充分关联充分发展段的颗粒浓度, 有必要进一步考虑 U_g 的影响。由此提出的关联式(3)在与本文实验结果吻合较好的同时, 亦能根据表观气速的不同将表 1 中的文献预测结果联系起来, 并对文献预测结果之间的差异作出解释。

此外, 值得说明的是, 上述结果和讨论是针对弱约束出口而言的, 因为本文提升管出口采用的是等直径弯头圆弧过渡, 且最高的测点距出口尚有 1 m 以上的距离, 所获得的浓度分布受出口效应影响较小, 没有强约束型出口导致的颗粒浓度增加的现象。

3 结 论

本文在 16 m 高循环床提升管实验装置上对充分发展段的颗粒浓度进行了较系统的实验测试。结果表明, 由于加速段和充分发展段内颗粒运动所耗散的能量不同, 充分发展段的颗粒浓度受操作条件的影响没有加速段那样显著。在充分发展段, ε_s 随 G_s 的提高呈现出显著的线性增加关系, 随 U_g 的提高以幂函数关系减小。所提出的实验关联式能较好拟合本文 113 个操作条件下获得的充分发展段的平均颗粒浓度数据, 并解释了以往有关文献中关于提升管稀相段出口颗粒浓度预测结果之间的差异, 更明确地反映了充分发展段颗粒浓度与操作参数之间的定量关系。

符 号 说 明

- Ar —— Archimedes 数
 d_p —— 颗粒平均直径, m
 Fr —— Froude 数 ($Fr = U_g / \sqrt{g d_p}$)
 G_s —— 颗粒循环量, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
 g —— 重力加速度, $\text{m} \cdot \text{s}^{-2}$
 Δp —— 对应于 Δz 的压力差, Pa

- U_g —— 表观气速, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
 U_T —— 颗粒终端速度, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
 Δz —— 测压点间距, m
 ε_s —— 截面平均颗粒浓度
 ε_s' —— 终端颗粒浓度 ($\varepsilon_s' = G_s / [\rho_p (U_g - U_T)]$)
 ρ_g —— 气体密度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
 ρ_p —— 颗粒密度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$

References

- 1 Cheng Yi (程易), Wei Fei (魏飞), Lin Qian (林仟), Jin Yong (金涌), Yu Zhiqing (俞芷青). *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)* (化工学报), 1998, 49(2): 185—193
- 2 Kunii D, Levenspiel O. *Fluidization Engineering*. 2nd. Ed. Boston: Butterworth-Heinemann, 1991
- 3 Issangya A S. *Flow Dynamics in High Density Circulating Fluidized Beds*: [dissertation]. Vancouver: University of British Columbia (Canada), 1998
- 4 Ouyang S, Potter O E. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 1993, 32: 1041—1045
- 5 Bai D, Kato K. *Proc. 7th SCEJ Symp. on CFB*. Tokyo, Japan: SCEJ, 1994. 137—144
- 6 Patience G S, Chaouki J, Berruti F, Wong R. *Powder Technology*, 1992, 72: 31—37
- 7 Li Y, Kwauk M. In: Grace J R, Matsen J M, eds. *Fluidization*. New York: Plenum Press, 1980. 537—544
- 8 Bai D R, Jin Y, Yu Z Q, Zhu J X. *Powder Technology*, 1992, 71: 51—58
- 9 Issangya A S, Bai D, Bi H T, Lim S K, Zhu J, Grace J R. *Chem. Eng. Sci.*, 1999, 54: 5451—5460
- 10 Arena U, Cammarota A, Pistone L. In: Basu P, ed. *Circulating Fluidized Bed Technology*. Toronto: Pergamon, 1986. 119—125

SOLIDS HOLDUPS OF GAS- SOLID TWO- PHASE UPWARD FLOW IN FULLY DEVELOPED REGION OF CFB RISER

HUANG Weixing and SHI Yanfu

(School of Chemical Engineering,
Sichuan University, Chengdu 610065, Sichuan, China)

ZHU Jingxu

(Department of Chemical Engineering University
of Western Ontario, London, Canada N6A 5B9)

Abstract Systematic experiments were conducted with FCC particles in a 16 m high CFB riser to investigate the solids holdup in a fully developed section of the riser, with superficial gas velocity U_g from 2.0 to 10.3 $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ and solids circulating rate G_s from 5.4 to 230 $\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$. Of 134 sets of operation conditions employed in the experiments, there were 113 sets of operation conditions under which the gas- solids two- phase flow became fully developed in the upper or even the whole section of the riser. It is found that in a fully developed

section of the riser, the average solids holdup ϵ_s increases linearly with increasing solids circulating rate G_s and decreases with increasing superficial gas velocity U_g , with a trend rather different from that reported in literature. The correlation developed in the paper, for solids holdup in a fully developed section of CFB riser, is in good agreement with the experimental data and also explains the differences among the predicted results of other authors, delineating more clearly the variations of solids holdup in a fully developed section with operation parameters.

Keywords CFB riser, gas–solid two–phase flow, solids holdup, fully developed flow

Received date: 2000–05–04.

Corresponding author: HUANG Weixing.

Foundation item: supported by the National Natural Science Foundation of China for Overseas Young Scholar (No. 29928005).

信息与交流

醇基清洁燃料前景好

随着我国经济的发展和人民生活质量的提高, 社会对清洁能源的需求越来越大, 新型清洁燃料的开发利用已迫在眉睫, 醇基燃料则是这方面极有前景的一种。

醇基作为一种化工原料在我国来源广泛, 造价低廉, 主要是炼油厂、石化厂、化工厂、化肥厂、酿酒厂、制糖厂、造纸厂的副产品。目前我国能够生产醇基产品的企业有近千家(含几乎每县一家的碳铵厂), 年产能力有 1000 多万吨, 其辅助材料全国市县化工商店均有出售。如果乡镇用户按 3000 万计算, 每年可向每户供醇基 300 多公斤, 足够家庭使用。

我国化肥厂目前有 70% 处于停产状态, 如果这些厂在生产化肥的同时生产甲醇, 则可使企业恢复运行。这样不仅利用了闲置的生产能力和废弃物质, 同时也降低了燃料的成本, 据测算, 生产出的醇基产品造价可低于液化气 20%。醇基燃料的另一优点是易于在常压下分散储存、运输, 这样就极易推广到乡镇使用。

目前国外已出现用醇基燃料作高级汽车燃料, 其系列产品还广泛应用于中央空调、暖气、工业锅炉等领域。因此, 醇基燃料的良好前景应得到有关方面的充分重视。

(摘自“中国化工信息网”)