

负压差立管内气固两相流的流态特性及分析

魏耀东, 刘仁桓, 孙国刚, 时铭显

[石油大学(北京)化工学院, 北京 102200]

摘要: 对于出口插入密相床的立管, 管内气固两相的流动特点是下行的颗粒速度大于气体速度和颗粒的逆压差流动, 颗粒下行是一个减速运动过程. 管内的气固两相流的流态有两种形式, 当 $G_s < G_{sc}$ 时, 流态是稀密两相流态, 气流上行; 当 $G_s > G_{sc}$ 时, 流态是浓相输送流态, 气流下行. 两种流态可以互相转变, 主要取决于颗粒质量流率的大小. 负压差立管的流态变化与气固两相之间滑落速度和轴向压力的变化密切相关, 滑落速度随颗粒质量流率的增加逐渐减小, 而轴向压力则逐渐增大以平衡立管的负压差.

关键词: 循环流化床; 气固两相流; 立管; 料腿; 流态特性

中图分类号: TQ021 **文献标识码:** A **文章编号:** 1009-606X(2003)05-0385-05

1 前言

一般立管内气固两相流有多种流态形式^[1]. Jones等^[2]用 U_{sl} , u_{mf}/ε_{mf} 两个参数将立管内的气固流动流态划分为流态化流动和非流态化流动两大类. Geldart等^[3]则把立管内流态化流动划分为气泡流化流动区和无气泡流化流动区. Li等^[4]实验表明立管的流态由上部的稀相和下部的密相组成. Wang等^[5]认为这种流态形式由立管的负压差、颗粒质量流率、颗粒浓度所决定. 但 Geldart等^[6]认为这种流态形式符合串联旋风分离器二级料腿或三级料腿内的气固流动, 旋风分离器一级料腿的颗粒质量流率比较大, 气固两相流动过程类似密相输送管, 不存在稀密两相共存现象. Dries等^[7]固定立管两端的压差, 连续增加颗粒质量流率, 在某个颗粒质量流率下, 立管内的稀密两相流态转变为密相输送流态, 但未给出具体的量值. 嵇华等^[8]对 $\phi 80$ mm 立管实验表明这个量值近似为 $90 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$.

本文根据 $\phi 150 \text{ mm} \times 11500 \text{ mm}$ 负压差立管的实验结果^[9], 对立管内的流态结构、流态演变、流态与流动参数的关系进行了分析, 以期能提高对负压差立管内气固两相流的认识.

2 立管流态的基本分析

2.1 基本特征

对于负压差立管内的气固两相流态化流动, 其主要特点是下行的颗粒速度大于气体速度(滑落速度 $U_{sl} = U_f - U_s$ 向上)和颗粒的逆压差流动(从低压端流向高压端, 满足平衡负压差的要求). 这种流动方式既不同于提升管内的气固两相流的流动(气固上行, 滑落速度 U_{sl} 向上), 也不同于下行流化床内的气固两相流的流动(气固下行, 滑落速度 U_{sl} 的方向发生变化). 负压差立管的这种流动方式导致了流态的多样性, 如稀密两相共存流态与浓相输送流态、气固两相并流或逆流等特性. 负压差立管内的颗粒总是尽可能地处于位能最小的位置, 颗粒向下运动; 气体总是趋向选择阻力最小

的途径流动,在负压力梯度的作用下向上运动,颗粒与流体处于相互协调状态中.由于立管内的气体速度小于颗粒速度,气体密度又小,立管内气固两相流态主要取决于固相颗粒的流动参数—颗粒质量流率的大小.

实验表明^[9]对于出口插入流化床密相床层的立管,其流态随颗粒质量流率 G_s 发生如下变化: G_s 较小[如 $<30 \text{ kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$]时,流态由 3 部分构成[见图 1(a)],上部的旋转段、中部的稀相下落段和下部的密相压力段.旋转段的长度约 1 m,大小与旋风分离器的操作参数有关;立管中间部分是稀相雨状下落段,占据了立管的大部分;立管下部插入密相床层深度 H_d ,呈现出鼓泡床的流态,有气泡不断上窜,气流上行,稀密两相分界面高出管外流化床的密相料面 H_0 . 逐渐增加 G_s ,上部旋转段长度减小,中间部分的颗粒浓度增加,下部的稀密两相分界面向下移动,但密相部分仍有气泡上窜,见图 1(b). 继续增加 G_s ,当 $G_s=200\sim 250 \text{ kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ 时,立管下部的稀密两相分界面向下移动消失,看不到上行的气泡,见图 1(c),流态由稀密两相共存流态演变为浓相输送流态,立管内是高浓度的颗粒下行流,颗粒质量流率达到了流态转变的临界颗粒质量流率 G_{sc} . 继续提高 G_s ,立管流态仅有两部分,上部很短的旋转段和中下部的浓相下落段,气流由上行转变为下行,这是下行颗粒夹带的气体,见图 1(d). 当 G_s 比较大[如 $>400 \text{ kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$]时,由于颗粒压缩所夹带的气体,产生低频压力脉动,立管下部的颗粒呈现出波浪式的下行流动^[10]. 当 G_s 达到极限时,颗粒的空隙率接近 ε_{mf} ,见图 1(e).

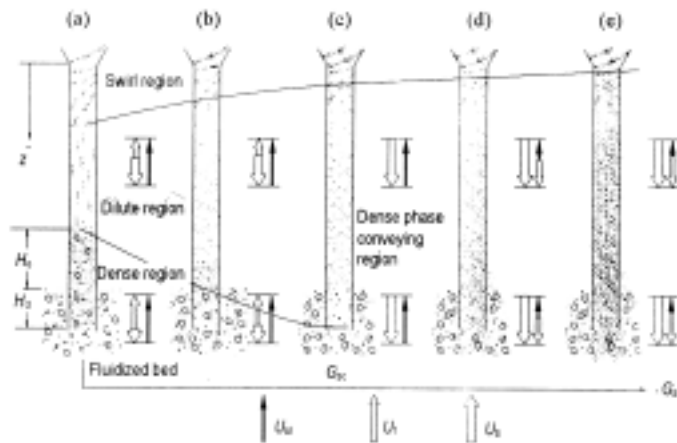


图 1 立管流态与颗粒质量流率的关系

Fig.1 Variation of fluidization regime in the standpipe with mass flux of solid

2.2 流态与滑落速度

滑落速度 $U_{sl}=U_f-U_s$ 表明了气固之间的相对运动.立管内的流态与滑落速度的对应关系见表 1,这里规定向上为正.假设颗粒质量流率很小,立管内是稀密两相共存流态时,气固两相逆流,稀相部分气体上升速度 $U_f=U_f/\varepsilon_d$,颗粒下落速度 $U_s\approx u_f/\varepsilon_d-u_t$,滑落速度 $U_{sl}\approx u_t$.而密相部分来自流化床的流化风形成了速度为 u_b 的上升气泡,稀相的颗粒流落到密相床后以很低的速度 U_s 向下运动,气体速度 $U_f=U_f/\varepsilon_f$,滑落速度 $U_{sl}\approx U_f/\varepsilon_f$.随着 G_s 的增加,密相部分颗粒速度 U_s 加快,空隙率增大,稀相部分空隙率减小,滑落速度 U_{sl} 减小.当达到临界颗粒质量流率 G_{sc} 时,密相部分颗粒下行速度等于气泡上升的速度 $|U_{sl}|=u_b$,气泡不能进入立管,同时颗粒夹带的气体也不能进入流化床,气体速度 $U_f=0$,滑落速度 $U_{sl}=|U_s|$,这是临界料封状态.继续增加 G_s ,气固之间的滑落速度 U_{sl} 进一

步减小,气体速度 U_f 转变为下行,气固两相并流. 当增加 G_s 使气固两相之间的滑落速度 $U_{sl}=u_{mf}/\varepsilon_{mf}$ 时,就达到了立管的下料极限,此时气体速度 $U_f=U_s+u_{mf}/\varepsilon_{mf}$ 向下,其中 $U_s<0$.

表 1 立管内气体速度、颗粒速度、滑落速度与流态的关系(向上为正)
Table 1 Fluidization regimes vs. gas velocity, particle velocity and slip velocity

Velocity	Fluidized type				
	Dilute phase (A) and dense phase (B)	Dilute phase and dense phase	Dense phase conveying	Dense phase conveying	Dense phase conveying
Gas velocity, U_f	$U_f=u_f/\varepsilon_d$ (A) $U_f=u_f/\varepsilon_f$ (B)	$U_f>0$	$U_f=0$	$U_f<0$	$U_f=U_s+u_{mf}/\varepsilon_{mf}$
Particle velocity, U_s	$U_s=u_f/\varepsilon_d-u_t$ (A) $ U_s \approx 0$ (B)	$ U_s <u_b$ dense region	$ U_s =u_b$ dense region	$ U_s >u_b$	$ U_s >u_b$
Slip velocity, U_{sl}	$U_{sl}\approx u_t$ (A) $U_{sl}=u_f/\varepsilon_f$ (B)	$U_{sl}> U_s $	$U_{sl}= U_s $	$U_{sl}< U_s $	$U_{sl}=u_{mf}/\varepsilon_{mf}$
Gas direction	Up	Up		Down	Down

2.3 流态转变的临界颗粒质量流率

负压差立管内流态转变的特征之一是气体的流动方向发生转变. 对于立管的密相部分, 根据颗粒下行速度 U_s 与气泡上升速度 u_b 的关系, 当 $U_s<u_b$ 时, 气体上行, 流态是稀密两相共存; 当 $U_s>u_b$ 时, 气体下行, 流态是浓相输送流态. 利用颗粒相的连续性方程 $G_s=(1-\varepsilon)\rho_s U_s$ 和气泡上升速度 $u_b=u_f-u_{mf}+0.711\sqrt{gD_b}$ [1], 可以给出流态转变时的临界颗粒质量流率 G_{sc} :

$$G_{sc} = \rho_s (1 - \varepsilon_f) (u_f - u_{mf} + 0.711\sqrt{gD_b}), \tag{1}$$

这里取立管密相部分的空隙率 ε_f 与所插入流化床的密相床层空隙率一致(图 1). 计算 G_{sc} 有助于立管的设计和操作分析.

3 立管流态与轴向压力

负压差立管的轴向压力分布综合反映了立管内气固两相流的流动结构的变化. 图 2 和 3 是立管轴向压力和压力梯度的实验测量结果[9]. 根据轴向压力和压力梯度的变化特点, 以及与流态的关系, 沿立管高度可以划分为 3 个区段.

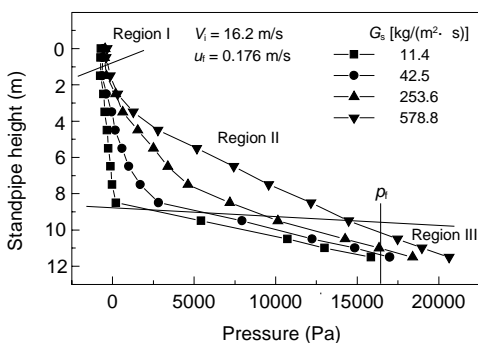


图 2 立管的轴向压力曲线
Fig.2 Pressure profiles in the standpipe

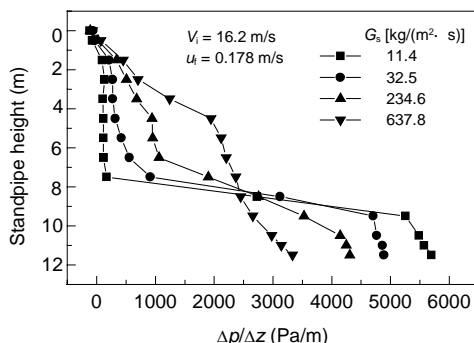


图 3 立管内轴向压力梯度曲线
Fig.3 Pressure gradient profiles in the standpipe

I 区是颗粒旋转段. 在立管的入口处, 颗粒进入立管后旋转速度逐渐衰减, 压力梯度 $dp/dz<0$. 在离心力的作用下径向压力分布和颗粒浓度分布不均匀, 边壁压力和浓度高, 中心压力和浓度低,

随着颗粒扩散下落,压力和浓度沿径向趋于均匀分布发展.当旋转消失时 $dp/dz=0$,旋转段结束.旋转段的长度一般比较短.

II 区是颗粒下落段.扩散后的颗粒浓度沿径向趋于均匀分布,压力梯度 $dp/dz>0$,颗粒克服逆压力梯度作减速下落运动.压力和压力梯度沿轴向向下逐渐增加,轴向压力随着颗粒质量流率的增加而增加,而且颗粒减速的范围也扩大为整个 II 区区间.

III 区是密相压力段. III 区的压力和压力梯度均大于 II 区.根据颗粒相连续性方程 $G_s=(1-\varepsilon)\rho_s U_s$,颗粒速度与颗粒浓度成反比.一般立管密相段的颗粒浓度高于上部,所以颗粒在此段的下行速度比较小.在低颗粒质量流率的条件下,立管负压差主要在此区内平衡.随着颗粒质量流率增大,压力增大,但压力梯度减小,这表明颗粒的下行速度随颗粒质量流率的增大而增加,密相流态逐渐向浓相输送流态过渡.

负压差立管下部插入密相床层的深度 H_d 是基本料封的需要.当立管内颗粒浓度的增加使轴向压力发生改变时,立管的气固两相流的流态需要与整个系统建立新的压力平衡.颗粒质量流率 G_s 比较小时,流态是稀密相两相共存,稀相部分的压力梯度很小, $dp/dz\approx 0$,负压差主要由密相部分平衡,近似为 $\rho_s(1-\varepsilon_i)(H_d+H_0)$.随着 G_s 增大,稀相部分压力梯度和颗粒浓度增大,密相部分压力梯度和颗粒浓度减小,两部分压力趋于光滑过渡.当流态演变为浓相输送流态时,压力沿轴向趋于光滑分布,负压差的平衡区间扩展为整个立管.由于立管内的颗粒浓度是上稀下密分布,根据颗粒项连续性方程 $G_s=\rho_s(1-\varepsilon)U_s$,立管内的颗粒下落是一个减速运动过程.对比下行流化床的轴向压力分布^[11],立管轴向压力分布的 III 区是其独有的,这是立管出口插入密相床层的结果,也是锁气排料的基本要求.

4 结论

实验表明立管内气固两相流的主要特征是颗粒一直处于运动的主动地位,而气体处于被动地位.对于出口插入密相床层的负压差立管,管内的基本流态有两种形式,当 $G_s<G_{sc}$ 时,是稀密两相共存的流型,气体上行;当 $G_s>G_{sc}$ 时,是浓相输送流态,气体下行.两种流态可以互相转换,主要受颗粒质量流率的影响.负压差立管的流态变化反映了气固两相的滑落速度和轴向压力的变化.滑落速度随颗粒质量流率的增加逐渐减小,而轴向压力则逐渐增大.根据负压差立管的轴向压力和压力梯度的分布,颗粒下落经历了旋转,减速和密相压力发展三个阶段,是一个减速下行运动.负压差立管内的气固两相流的流态特性不同于下行流化床,是平衡负压差所要求的.

符号表:

D_b	气泡直径 (m)	u_{mf}	起始流化速度 (m/s)
G_s	颗粒质量流率 [$\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$]	U_s	立管内颗粒真实速度 (m/s)
G_{sc}	临界颗粒质量流率 [$\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$]	U_{sl}	滑落速度 (m/s)
H_d	立管插入流化床密相高度 (m)	u_t	颗粒终端速度 (m/s)
H_0	立管内密相高度与流化床密相料面差 (m)	V_i	旋风分离器入口速度 (m/s)
p	压力 (Pa)	z	坐标 (m)
p_f	立管出口处流化床静压 (Pa)	ε_d	立管稀相部分空隙率
u_b	气泡上升速度 (m/s)	ε_f	立管密相部分空隙率
u_f	流化床气体表观流化速度 (m/s)	ε_{mf}	流化床起始流化空隙率
U_f	立管内气体真实速度 (m/s)	ρ_s	颗粒密度 (kg/m^3)

参考文献：

- [1] Daizo K, Octave L. Fluidization Engineering, Second Edition [M]. Boston: Butterworth-Heinemann, 1991. 144–150, 371–378.
- [2] Jones P J, Leung L S. Downflow of Solids through Pipes and Valves [A]. Davidson J F, Clift R, Harrison D. Fluidization, Second Edition [C]. London: Academic Press, 1985. 293–329.
- [3] Geldart D, Radtke A L. The Effect of Particles on the Behaviour of Equilibrium Cracking Catalysts in Standpipe Flow [J]. Powder Technology, 1986, 47: 157–165.
- [4] Li Y C, Lu Y Q, Wang F M, et al. Behavior of Gas–Solid Flow in the Downcomer of a Circulating Fluidized Bed Reactor with a V-valve [J]. Powder Technology, 1997, 91: 11–16.
- [5] Wang J, Bouma J H, Dries H. An Experimental Study of Cyclone Dipleg Flow in Fluidized Catalytic Cracking [J]. Powder Technology, 2001, 112: 221–228.
- [6] Geldart D, Broodryk N, Kerdoncuff A. Studies on the Flow of Solid Down Cyclone Diplegs [J]. Powder Technology, 1993, 76: 175–183.
- [7] Dries H W A, Bouma J H. Down Flow of “Class A” Powder in Cyclone Diplegs [A]. Proceedings 5th International Conference on Circulating Fluidized Beds [C]. Beijing: Tsinghua University, 1997. 585–590.
- [8] 嵇华, 时铭显, 王祝安. 流化床内旋风分离器下口无约束的料腿中的气固流动 [J]. 炼油设计, 1997, 27(2): 41–45.
- [9] 魏耀东. 负压差立管内气固两相流的研究 [D]. 北京: 石油大学, 2001. 46–49.
- [10] 魏耀东, 刘仁桓, 孙国刚, 等. 气固两相流顺重力流动的压力脉动实验研究 [J]. 过程工程学报, 2002, 2(增刊): 422–426.
- [11] 金涌, 祝京旭, 汪展文, 等. 流态化工程原理 [M]. 北京: 清华大学出版社, 2001. 229–233.

Fluidization Behaviors of Gas–Solid Two-phase Flow in the Standpipe under Negative Pressure Gradient

WEI Yao-dong, LIU Ren-huan, SUN Guo-gang, SHI Ming-xian

(Dept. Chem. Eng., University of Petroleum, Beijing 102200, China)

Abstract: Fluidization behaviors of gas–solid two-phase flow were studied based on experiments in a $\phi 150$ mm \times 11500 mm standpipe under negative pressure gradient. The standpipe exit was dipped into a dense fluidization bed. The gas–solid two-phase flow in the standpipe is characteristic of flowing against negative pressure and slip velocity upward. The fluidization behaviors of the gas–solid flow in the standpipe are effected by mass flux of solid. When the mass flux of solid is less than 200~250 kg/(m²·s), there are two fluidization regimes coexisting in the standpipe, i.e., the upper dilute-phase flow and bottom dense-phase flow with gas flowing upward. When the mass flux of solid is more than 200~250 kg/(m²·s), there is only one dense-phase conveying regime in the standpipe with gas flowing downward. The particles flowing down is a decelerate process in the standpipe and the slip velocity decreases as mass flux of solid increases.

Key words: fluidized bed; gas–solid flow; standpipe; dipleg; fluidization behaviors