

研究论文

# 负压差立管内的气固两相流

魏耀东 刘仁桓 孙国刚 时铭显  
(石油大学化工学院, 北京 100220)

**摘 要** 在  $\phi 800 \text{ mm} \times 12000 \text{ mm}$  流化床实验装置上对  $\phi 150 \text{ mm} \times 11500 \text{ mm}$  负压差立管内气固两相流的轴向压力、空隙率和气体流动特性进行了测量和分析。立管出口无约束淹没在密相流化床内, 颗粒质量流率范围  $G_s < 1200 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ 。立管内气固两相流态有两种存在形式, 当颗粒质量流率  $G_s < 200 \sim 250 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$  时, 流态是稀密两相共存形式; 当  $G_s > 200 \sim 250 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$  时, 流态是浓相输送流态。两种流态之间可以相互转换, 主要取决于颗粒质量流率的变化。影响立管内气固两相流的轴向压力、空隙率分布、气相的流动特性和气固流态存在形式的主要参数是颗粒质量流率  $G_s$ 、旋风分离器入口速度  $V_i$ 、下端流化床流化速度  $u_f$ , 质量流率  $G_s$  是主要的影响因素。

**关键词** 循环流化床 立管 气固两相流 轴向压力 空隙率 气相流动

**中图分类号** TQ 021

**文献标识码** A

**文章编号** 0438-1157 (2004) 06-0896-06

## GAS-SOLIDS TWO-PHASE FLOW IN STANDPIPE UNDER NEGATIVE PRESSURE GRADIENT

WEI Yaodong, LIU Renhuan, SUN Guogang and SHI Mingxian

(College of Chemical Engineering, University of Petroleum, Beijing 100220, China)

**Abstract** This paper presents an experimental study on the axial pressure, voidage and gas flow of gas-solids two-phase flow in a  $\phi 150 \text{ mm} \times 11500 \text{ mm}$  standpipe under negative pressure gradient. The outlet of standpipe is submerged in a dense fluidized bed and the maximum mass flux of solids is about  $1200 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ . The axial pressures, voidage and gas flow in the standpipe are affected by mass flux of solids, inlet velocity of cyclone, fluidizing velocity, mainly determined by mass flux of solids. When mass flux of solids is less than  $200 \sim 250 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ , there are two fluidization regimes coexisting in the standpipe, a dilute-phase flow and a bottom dense-phase flow. The pressure is low and changes little in the dilute regime. Gas flows upward, which is fluidizing gas from the standpipe bottom. When mass flux of solids is more than  $200 \sim 250 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ , there is only one dense phase conveying regime in the standpipe. The pressure increases progressively from top to bottom and pressure profiles are smooth. Gas flows downward, and is carried by particles. The axial voidage distribution in the standpipe changes from Z-shaped profile to S-shaped as mass flux of solids increases.

**Keywords** fluidized bed, standpipe, gas-solid flow, axial pressure, voidage, gas flow

### 引 言

立管是循环流化床颗粒循环回路的下行部分,

立管不仅保证了流化床的颗粒循环过程, 而且维持着系统的压力平衡<sup>[1, 2]</sup>。文献 [3~6] 均对立管内的气固两相流进行了实验研究, 但这些研究在结构

尺寸和颗粒质量流率两方面距实际应用还有一定的差距。立管内气固两相流的主要特点是顺重力下行的颗粒速度大于气体速度，颗粒从高处的高压端流向低处的低压端。这种逆压力梯度的气固两相流导致了流动过程的复杂性，主要表现为轴向压力的变化，颗粒浓度（空隙率）分布的非均匀性，气固两相并流或逆流的变化，流态的多样性等。目前关于立管内高颗粒质量流率下的气固两相流的流动结构、轴向压力的分布、空隙率沿轴向和径向的分布、气相的流动规律，立管两端的约束对管内气固两相流的影响等还缺乏系统的研究。

本文在大型循环流化床装置上，在较大的颗粒质量流率范围内，对立管内的轴向压力、空隙率和气相流动等特性进行了系统的测量，主要分析了上端旋风分离器工作参数、下端流化床的流化参数和颗粒质量流率对立管内气固两相流的影响。

## 1 实验装置和方法

实验装置见图 1。流化床尺寸  $\phi 800 \text{ mm} \times 12000 \text{ mm}$ ，立管实验部分由  $\phi 600 \text{ mm}$  旋风分离器和  $\phi 150 \text{ mm} \times 11500 \text{ mm}$  料腿构成。颗粒由流化床经输送斜管流入提升管，再进入旋风分离器，被捕集的颗粒由料腿返回流化床。料腿出口是无阀件约束的直口结构，直接插入密相床层，距气体分布管  $1 \text{ m}$ 。这是流化床内一级旋风分离器料腿常用形式。颗粒循环量由输送斜管上的闸阀控制。颗粒质量流率用测量床测量。

压力用多点压力测量仪测量，测量点均匀布置在立管上，间隔  $1 \text{ m}$ 。颗粒浓度（空隙率）用中国科学院过程工程研究所开发的 PV4A 型光纤颗粒速度仪测量，沿立管的轴向和径向两个方向测量，径向测点间隔  $1 \text{ cm}$ ，轴向测量位置（立管入口处  $z=0$ ） $z=0.5 \text{ m}$ ， $2.5 \text{ m}$ ， $4.5 \text{ m}$ ， $7.5 \text{ m}$  和有关位置。气流速度和方向采用氢气脉冲示踪方法测量，注氢点和热导池在立管上的位置见图 1，同时在测量床上设流量表和平流风管测量颗粒下行夹带的气体流量。

实验过程中流化床流化速度  $u_f = 0.1 \sim 0.4 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ ，对应流化床密相高度  $3 \sim 4.5 \text{ m}$ 。旋风分离器入口速度  $V_i = 15 \sim 23 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ ，入口浓度  $C_i < 28 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ，对应最大颗粒质量流率约  $1200 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ 。粉料用 FCC 平衡催化剂，颗粒密度

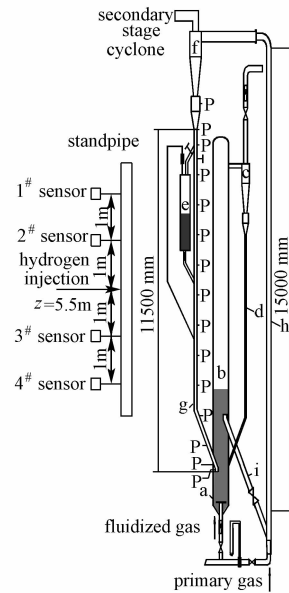


Fig. 1 Schematic experimental set-up  
a—distributor; b—fluidized bed; c—upper cyclone;  
d—dipleg; e—measuring tank; f—first stage cyclone;  
g—dipleg (standpipe); h—riser; i—inclined tube;  
P—pressure measuring point;  
X—valve; ■—flow rate meter

$1560 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ，中位粒径  $58.66 \mu\text{m}$ ，属于 Geldart A 类颗粒。上述这些参数基本覆盖了工业立管的使用工况，并且立管较长，可以反映出高颗粒质量流率下立管内气固两相流的特性。

## 2 流态及演变

立管用有机玻璃制造，可以观察到管内气固两相流态随颗粒质量流率  $G_s$  变化的演变过程。 $G_s$  较小时（如  $G_s < 30 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ ），流态由 3 部分构成，如图 2 (a)，上部为旋转段，中部为稀相下落段，下部为密相段。来自旋风分离器的旋转颗粒在立管上部的管壁上形成了一个或多个贴壁的螺旋灰条，此旋转灰条向下运动时旋转速度不断衰减，逐渐演变成雨状的下落流。旋转段的长度，大致在  $0.5 \sim 1 \text{ m}$  间。下部的密相段呈现出鼓泡床的流态，有气泡不断上窜，床面是稀密相分界面。由于受到负压差的影响，密相段的料面略高于流化床的密相料面  $H_0$ 。逐渐增加  $G_s$ ，立管上部旋转灰条的旋转速度下降，旋转段长度减小；稀相下落段的颗粒浓度增加；密相段的料面向下移动，但仍有气泡上窜，如图 2 (b)。继续增加  $G_s$ ，旋转段长度进一步减小，密相段的料面向下移动。当  $G_s \approx 200 \sim 250$

$\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$  时, 稀密两相分界面消失, 上行的气泡消失, 流态由稀密两相共存形式转变为浓相输送流态, 如图 2 (c), 此时的颗粒质量流率是流态转变的临界颗粒质量流率  $G_{sc}$ . 当  $G_s > G_{sc}$  时, 增加  $G_s$ , 立管流态仍为浓相输送流态, 如图 2 (d). 这种流态的变化过程是立管出口无约束直接淹没在密相床层内所特有的, 不同于文献 [3, 4, 6] 对立管流态的描述.

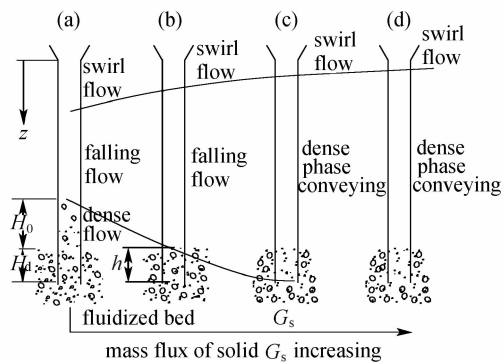


Fig. 2 Flow patterns in standpipe

### 3 轴向压力

#### 3.1 颗粒质量流率 $G_s$ 的影响

图 3 是固定旋风分离器入口气速和流化床流化气速, 改变颗粒质量流率  $G_s$  测量的立管内轴向压力分布曲线.  $G_s < G_{sc}$  时, 轴向压力由两个近似线性部分构成, 连接处的压力转折点是稀密相的分界面. 转折点以上的稀相部分压力低变化小, 转折点以下的密相部分压力变化较大, 这是下口无约束立管插入密相床层平衡负压差的结果. 逐渐增加  $G_s$ , 稀相的颗粒浓度增加, 压力值增大, 压力转折点在图中向右下方移动. 当  $G_s = G_{sc}$  时, 转折点不复存在. 稀相部分的颗粒浓度增大, 原密相部分颗粒浓度减小, 整个立管内的压力曲线趋于光滑分布. 立管的蓄压长度由原密相部分扩展为整个立管. 立管出口处压力也随  $G_s$  的增加而上升, 大于该处的流化床压力  $p_f$ .

#### 3.2 旋风分离器入口气速 $V_i$ 和流化床表观流化速度 $u_f$ 的影响

图 4 是改变旋风分离器入口气速  $V_i$  的轴向压力分布曲线.  $V_i$  增加使旋风分离器压降上升, 立管入口端的压力下降.  $G_s$  较大时,  $V_i$  变化对立管的影响限于立管入口部分; 但在低  $G_s$  时,  $V_i$  增加使立管稀相部分的压力降低, 而对密相部分的影响

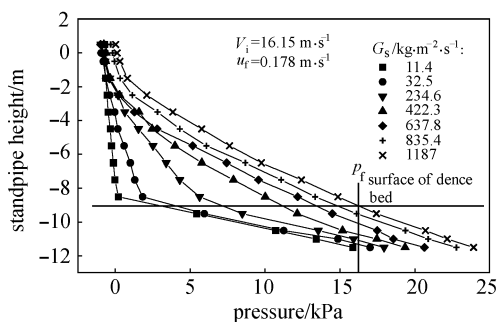


Fig. 3 Pressure profiles along axial location of standpipe versus mass flux of solid

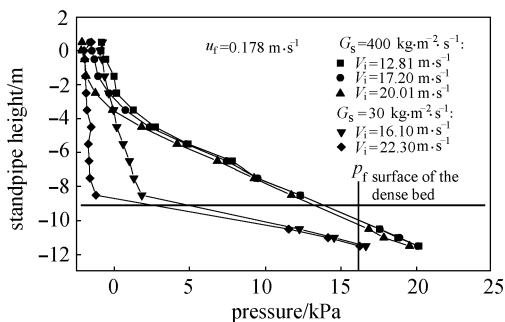


Fig. 4 Variation of pressure along axial location of standpipe versus inlet velocity of cyclone

则很小.

图 5 是改变流化床流化速度  $u_f$  的轴向压力分布曲线.  $u_f$  增加使流化床密相床层压力上升, 立管出口处的环境压力  $p_f$  增加, 提高了立管两端的负压差. 低  $G_s (< G_{sc})$  时, 增加  $u_f$  使稀密相分界面上升, 密相空隙率增大, 上升气泡反窜加剧.  $u_f$  的影响限于立管下部的密相段, 但这种流化风的存在对立管密相部分保持流化状态是非常重要的. 实验中将  $u_f$  减小到某个临界值时, 流化风不能进入立管内部, 立管内密相段会发生脱气失流化现象, 形成架桥造成下料堵塞, 流化床的颗粒循环系统失效. 因此立管出口附近区域应保持良好的流化状态才能使立管排料通畅, 必要时还要

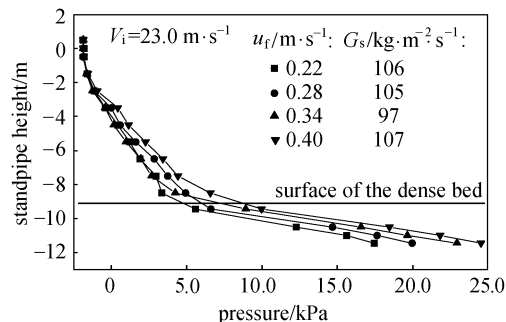


Fig. 5 Variation of pressure along axial location of standpipe versus fluidization velocity

加松动风。

### 4 空隙率

图 6 是立管轴向不同位置局部颗粒浓度  $(1-\epsilon)$  沿径向分布的测量结果。颗粒浓度沿径向呈现中心稀边壁浓的分布，这种分布比提升管的颗粒浓度径向分布要均匀得多。图 7 是截面平均空隙率的轴向分布。低颗粒质量流率  $G_s (< G_{sc})$  时，稀相部分

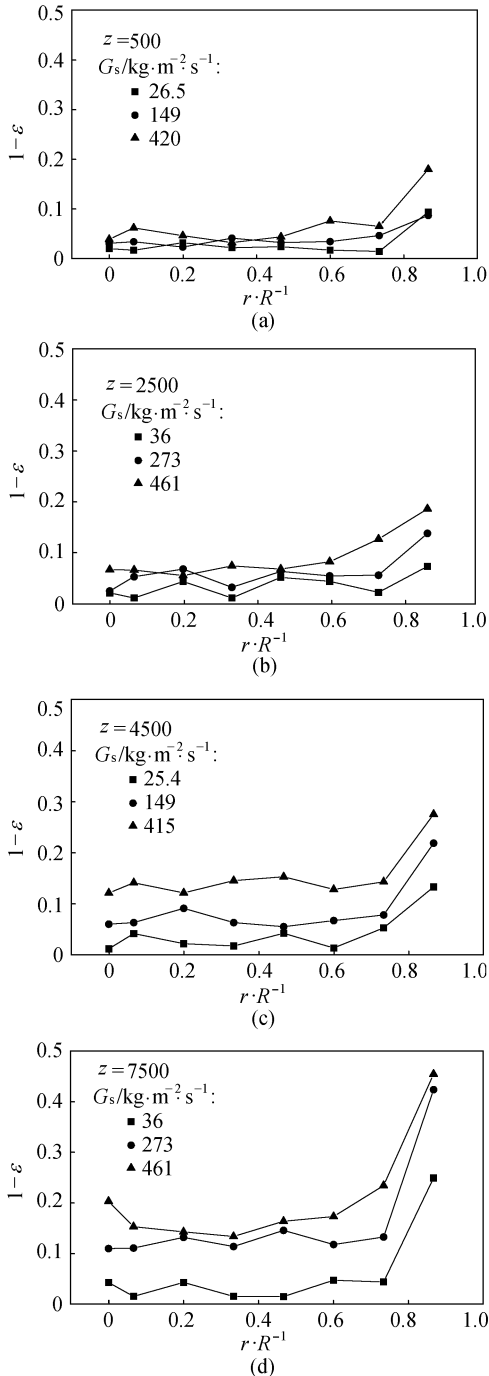


Fig. 6 Solids volume fraction profiles along radial location of standpipe

空隙率大且基本恒定；下端的密相部分颗粒以密相移动床的形式流动，空隙率小，稀相和密相的过渡区域空隙率陡降。随着  $G_s$  的增加，稀相部分空隙率减小而密相部分空隙率增大，过渡区域空隙率向均匀光滑发展。当形成浓相输送流态时 ( $G_s > G_{sc}$ )，仍是上稀下密分布，在立管出口处空隙率最小 ( $> \epsilon_f$ )。随着  $G_s$  的增加，立管空隙率沿轴向的分布曲线从 Z 形向 S 形变化。根据连续性方程  $G_s = (1-\epsilon) \rho_s U_s$ ，这种空隙率分布表明颗粒下落是一个减速过程。

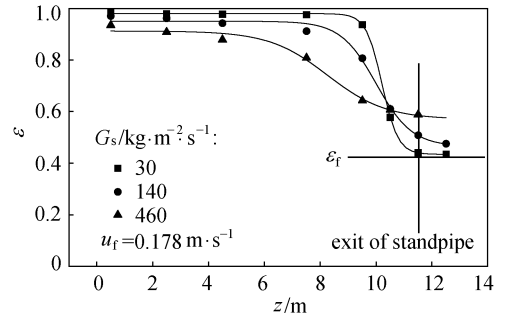


Fig. 7 Mean voidage profiles along axial location of standpipe

### 5 气相流动

用脉冲氢气示踪方法测量气相速度的结果见图 8。颗粒质量流率  $G_s (< G_{sc})$  比较小时，注氢点下边 3#、4# 热导池未检测到氢气，见图 8 (a)，说明气体是上行的；当  $G_s$  增加到  $196 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$  时，上下热导池均检测到氢气的存在，见图 8 (b)，但上面的较明显；当  $G_s (> G_{sc})$  增加到  $410 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$  时，3#、4# 热导池均检测到氢气的存在，1#、2# 热导池未检测到氢气的存在，说明气体是下行的，见图 8 (c)。

根据氢示踪数据和结合脱气方法测量得到的气相速度作图 9。图中曲线表明了立管中净气体速度  $u_g$  的大小和方向与  $G_s$  的关系。气体转向的  $G_s$  约在  $200 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$  附近。当  $G_s < 200 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$  时，稀相部分颗粒携带气体小，密相段的压力梯度比较大，气体主要是来自底部进入的流化风，气体为净上行流。当  $G_s > 200 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$  时，流态为浓相输送流态，密相段消失，立管出口的压力上升，流化风已不能进入立管，同时颗粒夹带气体的能力增强，气体由上行流转变为下行流，主要是颗粒的夹带气。这种气体速度的增长幅度与颗粒

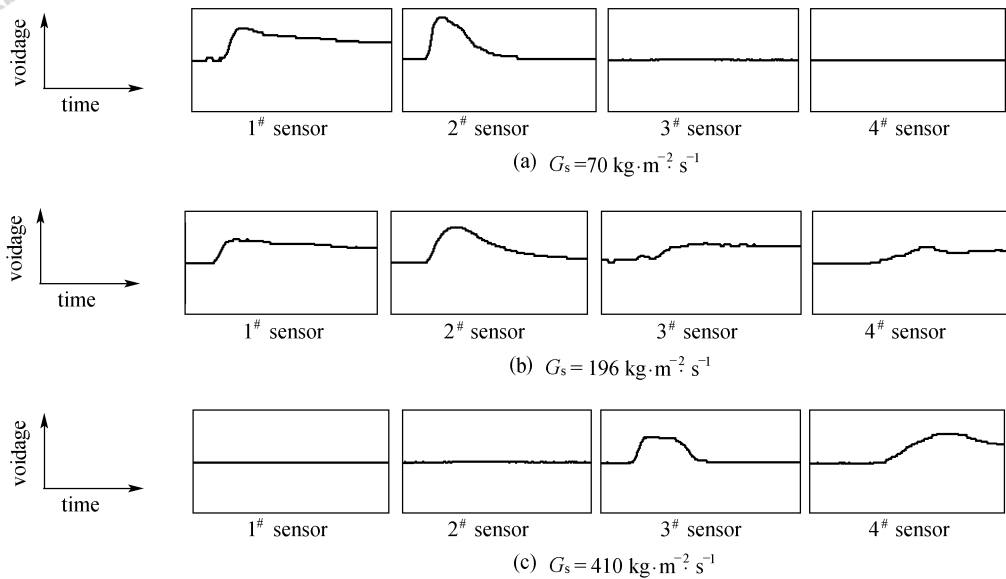


Fig. 8 Signal detected by hydrogen sensor

质量流率成正比. 旋风分离器入口速度  $V_i$  增大使立管入口处的压力降低, 立管两端的负压差增大, 气体转向的颗粒质量流率略为增大.

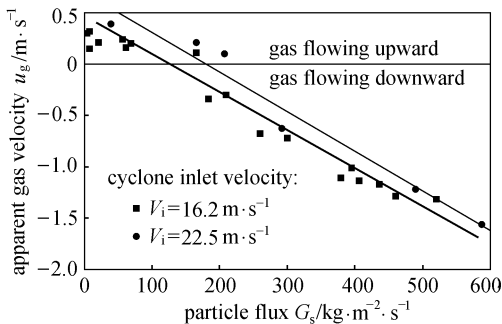


Fig. 9 Relation of gas velocity and mass flux of solid ( $u_f = 0.22 \sim 0.25 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ )

## 6 结 论

(1) 负压差立管内气固两相流的流态有两种存在形式, 主要取决于颗粒质量流率  $G_s$ . 当  $G_s < 200 \sim 250 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$  时, 流态是稀密两相共存形式; 当  $G_s > 200 \sim 250 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$  时, 流态是浓相输送流态.

(2) 立管内轴向压力分布主要受颗粒质量流率  $G_s$ 、上端旋风分离器的入口速度  $V_i$  和浓度  $C_i$ 、下端流化床流化速度  $u_f$  等影响. 流态是稀密两相共存时, 稀相部分压力低变化小, 密相部分压力激增; 流态是浓相输送流态时, 轴向压力值整体增大, 沿轴向趋于光滑分布.

(3) 立管内空隙率沿径向呈现均匀分布, 颗粒以平推流的形式下行流动; 沿轴向平均空隙率呈现上稀下密分布. 随着  $G_s$  增加, 流态由稀密两相共存形式演变为浓相输送流态过程中, 稀相部分空隙率增大, 密相部分空隙率减小, 轴向空隙率分布从 Z 形向 S 形变化.

(4) 立管内气相流动的大小和方向主要受颗粒质量流率的影响. 当稀密两相共存流态时, 气体上行, 成分是进入立管的流化风; 而浓相输送流态时, 气体下行, 是颗粒夹带的气体, 并且这个气体量随颗粒质量流率的增加而增大.

## 符 号 说 明

- $C_i$ ——旋风分离器入口浓度,  $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
- $G_s$ ——颗粒质量流率,  $\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
- $G_{sc}$ ——临界颗粒质量流率,  $\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
- $H_d$ ——立管插入流化床密相高度, m
- $H_0$ ——立管内密相高度与流化床密相高度之差, m
- $p_t$ ——立管出口处流化床静压, Pa
- $R$ ——立管半径, m
- $U_s$ ——颗粒真实速度,  $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
- $u_f$ ——流化床流化速度,  $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
- $u_g$ ——立管内气相速度,  $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
- $V_i$ ——旋风分离器入口速度,  $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
- $r$ ——径向坐标, m
- $z$ ——轴向坐标, m
- $\epsilon$ ——空隙率
- $\epsilon_f$ ——流化床密相床层空隙率

$\rho_s$ ——颗粒密度,  $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$

## References

- 1 Daizo Kunni, Octave Levenspiel. Fluidization Engineering. 2nd ed. Boston: Butterworth-Heinemann, 1991. 359—396
- 2 Chen Junwu (陈俊武), Cao Hanchang (曹汉昌). Catalytic Cracking Technology and Engineering (催化裂化工艺与工程). Beijing: China Petrochemical Press (中国石化出版社), 1995. 573—594
- 3 Geldart D, Broodryk N, Kerdoncuff A. Studies on the Flow of Solid down Cyclone Diplegs. *Powder Technology*, 1993, **76**: 175—183
- 4 Li Youchu, Lu Yongqi, Wang Fengming, Han Kai, Mi Wensheng, Chen Xiaohui, Wang Peiyuan. Behavior of Gas-Solid Flow in the Downcomer of a Circulating Fluidized Bed Reactor with a V-Valve. *Powder Technology*, 1997, **91**: 11—16
- 5 Wang S J, Geldart D, Beck M S, Dyakowski T A. Behavior of a Catalyst Powder Flowing down in the Dipleg. *Chemical Engineering Journal*, 2000, **77**: 51—56
- 6 Wang J, Bouma J H, Dries H. An Experimental Study of Cyclone Dipleg Flow in Fluidized Catalyst Cracking. *Powder Technology*, 2000, **112**: 221—228

## 《化工学报》 赞助单位

四川大学化工学院

浙江大学化学工程与生物工程学系

大连理工大学化工学院

北京化工大学

浙江工业大学化工学院

湘潭大学化工学院

上海化工研究院

上海交通大学化学化工学院

华南理工大学化工学院

武汉化工学院

石油大学(北京)