

研究论文

竖直上升管中密相气力输送压降特性

郭晓镭, 龚 欣, 代正华, 王辅臣, 于遵宏
(华东理工大学洁净煤技术研究所, 上海 200237)

摘要: 研究了内径 20 mm 的竖直上升不锈钢管道中粉煤密相气力输送单位管长压降随输送参数的变化规律, 并得到了 Zenz 相图。结果表明, 在实验操作范围内管道压降主要由固相自身静压降和固相摩擦压降组成, 气相产生的压降不超过总压降的 1%; 固相体积分数是影响压降变化的主要因素, 并讨论了粉煤流速以及固相体积分数对固相静压降和摩擦压降的影响规律; 考察了粉煤流速和固相体积分数对固相摩擦系数的影响, 对实验数据拟合得到了固相摩擦系数的关系式, 计算结果与实验值吻合较好。

关键词: 密相气力输送; 压降; 粉煤

中图分类号: TQ 536

文献标识码: A

文章编号: 0438-1157 (2007) 03-0602-06

Pressure drop characteristics of pneumatic dense phase transport in riser

GUO Xiaolei, GONG Xin, DAI Zhenghua, WANG Fuchen, YU Zunhong

(Institute of Clean Coal Technology, East China University of Science and Technology, Shanghai 200237, China)

Abstract: The pressure drop per unit length of pneumatic dense phase transport for pulverized coal with a riser of 20 mm bore stainless steel tube was investigated, and its Zenz-type diagram was obtained. The results revealed that the total pressure drop was mostly attributed to the solids static head and solids friction contribution, and the pressure drop due to gas less than 1% of the total pressure drop might be neglected in this study. Comparing with solids velocity, the solids volume fraction played a leading role for the total pressure gradient. Additionally, the solids friction factor was also investigated, and a correlation was recommended for predicting the solids friction factor, which was consistent with experimental data.

Key words: pneumatic dense phase transport; pressure drop; pulverized coal

引 言

气力输送技术在电力、制药、化工等许多工业领域中有着重要的应用价值和前景, 相比一般的气力输送过程, 高浓度气力输送具有气体消耗量少、物料磨损低、能耗低等优点, 特别是对于粉煤气化技术有着重要的应用价值^[1]。

管道压降是气力输送应用中的重要参数之一,

针对竖直上升管道, 许多研究者对其压降规律进行了实验和理论研究。例如, Stemerding^[2]认为与固相产生的压降相比, 气相产生的压降可以忽略, 而 Rautiainen 等^[3]指出, 这一结论在高浓度、低气速的大管径时是合理的, 但在低浓度、高气速的小管径中输送时就不能忽略了。Rautiainen 等^[3]在内径 192 mm 的竖直上升有机玻璃管道中对平均粒径 64 μm 的球形玻璃微珠的气力输送规律进行了考察,

2006-03-23 收到初稿, 2006-05-17 收到修改稿。

联系人: 龚欣。第一作者: 郭晓镭 (1980-), 男, 博士研究生。

基金项目: 国家重点基础研究发展计划项目 (2004CB217702)。

Received date: 2006-03-23.

Corresponding author: Prof. GONG Xin. **E-mail:** gongxin@ecust.edu.cn

Foundation item: supported by the National Basic Research Program of China (2004CB217702).

实验发现：摩擦压降随表观气速的增加而增加，但在表观气速较低时单位管长摩擦压降会出现负值；固相摩擦压降是总压降的重要组成部分；质量流量一定时，较高的固相速度下固相摩擦系数趋于常数，但固相速度降至一定值后，固相摩擦系数会迅速减小至负值。对于固相摩擦系数，Stemerding^[2]、Ravi 等^[4]及 Yousfi 等^[5]认为其基本上为常数，与固相速度无关；而 Garic 等^[6-9]的实验研究表明固相摩擦系数随固相速度的增加而降低；Yang^[10]、Garic 等^[6]的拟合关系式中则体现了输送空隙率对固相摩擦系数的影响。可见，由于气固两相流及其物料和装置的复杂性，目前为止还没有一个统一的关系式可以较准确地预测管道气力输送压降。针对不同的气力输送应用背景，最可靠的方法依然是通过实验为工业规模气力输送装置的设计提供依据，尤其是在有关高浓度粉煤气力输送压降规律研究不多的情况下^[11-13]。

1 实验装置与方法

1.1 实验装置

实验装置主要由供气系统、输送系统、排气除尘系统组成，如图 1 所示。经过压缩干燥后的空气分为 3 路，经气体质量流量计 7~9 分别计量后进入发料罐的顶部和底部以及输送管道；当发料罐达到一定压力后开启阀门 21，煤粉被气携带经内径 20 mm 的不锈钢管道进入常压的接料罐 12，气相经除尘器 15 过滤后放空。粉煤流量由接料罐 12 上的称重传感器累积计量。安装在管道上的基于电容测量原理的固体质量流量计 11 可以测量管道内煤粉的浓度和速度进而得到相应输送量；管道上 A、B、C 3 处位置的壓力由压力传感器 22 测量。固相质量流量计的速度和浓度以及接料罐质量、管线压力由数据采集卡经 A/D 转换输入计算机进行记录和处理，整个装置通过 DCS 系统进行操作。

实验用的竖直上升管长 6.6 m，其中 AB 段长 2 m、BC 段长 1 m，本文的单位管长压降由 AC 段压降计算得到。固体质量流量计为美国热电公司生产，型号 DMK270；压力传感器量程 400 kPa，精度 ±0.25%；气体质量流量计量程 250 L·min⁻¹，精度 0.2%。称重传感器量程 1000 kg，精度 ±0.1%。粉煤的物性如表 1 所示。

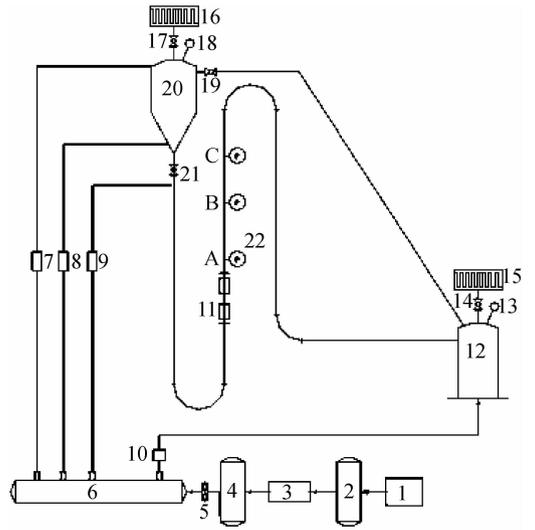


图 1 粉煤气力输送实验装置流程

Fig. 1 Schematic diagram of pulverized coal pneumatic transport

- 1—air compressor; 2, 4—buffer tank; 3—drier;
5—filter of oil and dust; 6—gas distributor; 7~10—gas meter;
11—solid meter; 12—receive vessel; 13, 18, 22—pressure cell;
14, 17, 19, 21—valve; 15, 16—dust filter; 20—feed vessel

表 1 粉煤物性

Table 1 Properties of pulverized coal

Mean particle size / μm	Particle density / $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	Bulk density / $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	Moisture /%(mass)	Angle of repose/ $^{\circ}$
41	1400	540	2.4	54

1.2 压降模型

通常认为管道压降由具有一定物理意义的各种压降组成^[1,11]

$$\Delta P_T = \Delta P_A + \Delta P_S + \Delta P_G \quad (1)$$

式中 ΔP_A 为加速气相和固相造成的压降，在进入稳定输送状态后其值为零； ΔP_S 为固相产生的压降，包括由于重力产生的静压降 ΔP_{SS} 和由于固相与管壁摩擦、碰撞以及颗粒间相互作用等引起的压降 ΔP_{FS} （本文称为固相摩擦压降）； ΔP_G 为气相产生的压降，同样由静压降 ΔP_{SG} 和气相摩擦压降 ΔP_{FG} 组成，即

$$\Delta P_S = \Delta P_{SS} + \Delta P_{FS} \quad (2)$$

$$\Delta P_G = \Delta P_{SG} + \Delta P_{FG} \quad (3)$$

固相产生的摩擦压降 ΔP_{FS} 可以用 Fanning 方程的形式表示^[1,11,14-15]

$$\Delta P_{FS} = \frac{2f_s \rho_s (1-\epsilon) U_s^2 L}{D} \quad (4)$$

式中 f_s 为固相摩擦系数, 是反映固体与气体、管壁以及固相颗粒之间相互作用大小的参数; ϵ 为输送空隙率, 可由式 (5) 得到^[16], 其中粉煤质量流量 M_s 由称重传感器获得, 粉煤流速 U_s 由固体质量流量计测量, $(1-\epsilon)$ 为固相体积分数。

$$\epsilon = \frac{V_g}{V_g + V_s} \approx 1 - \frac{M_s}{U_s A \rho_s} \quad (5)$$

气相和固相静压降可分别由式 (6) 和式 (7) 计算

$$\Delta P_{SG} = \rho_g g L \epsilon \quad (6)$$

$$\Delta P_{SS} = \rho_s (1-\epsilon) L g \quad (7)$$

由于固相的存在, 气相产生的摩擦压降 ΔP_{FG} 很难通过实验测定, 通常用式 (8) 所示的 Blasius 方程进行估算; Rautiainen 等^[3] 和 Sean 等^[11] 使用该方程计算气相单独在管道内流动时的压降均和实验测量值吻合得较好。

$$\Delta P_{FG} = \frac{2f_g \rho_g u_g^2 L}{D}, Re < 10^5 \quad (8)$$

$$f_g = \frac{0.079}{Re^{0.25}} \quad (9)$$

则竖直管道中气相产生的单位管长压降可由式 (10) 得到

$$\frac{\Delta P_G}{L} = \frac{\Delta P_{FG}}{L} + \rho_g \epsilon g \quad (10)$$

按式 (10) 计算得到 ΔP_G 不超过 $70 \text{ Pa} \cdot \text{m}^{-1}$, 而 ΔP_T 在 $5200 \sim 10000 \text{ Pa} \cdot \text{m}^{-1}$ 之间, 同一操作条件下的 ΔP_G 不到 ΔP_T 的 1%, 即气相产生的压降远低于固相造成的压降, 因此本文忽略不计。

同一操作条件下测得的 AB 段和 BC 段单位管长压降 ΔP_{AB} 和 ΔP_{BC} 的比较见图 2, 由图可见, 两段管道的单位管长压降相差绝大部分在 $\pm 6\%$ 以内, 且正负偏差总体均匀分布, 故认为 AC 段的气力输送处于稳定状态, 即 $\Delta P_A = 0$ 。

综上, 在操作范围内, 单位管长压降可认为主要由固相静压降和摩擦压降组成

$$\frac{\Delta P_T}{L} \approx \frac{\Delta P_{SS} + \Delta P_{FS}}{L} = \rho_s (1-\epsilon) g + \frac{2f_s \rho_s (1-\epsilon) U_s^2}{D} \quad (11)$$

2 结果与讨论

图 3 给出了竖直上升管中表观气速与单位管长压降的关系, 即 Zenz 相图。由图可见, 粉煤通量

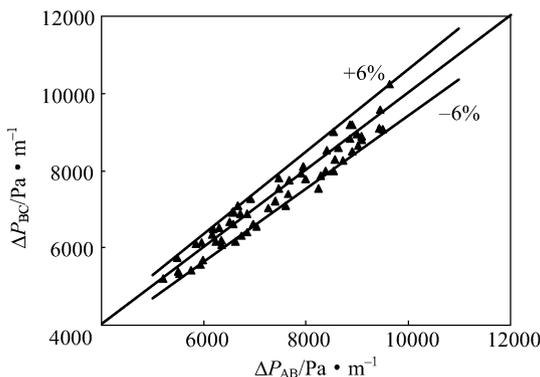


图 2 AB 段和 BC 段的压降比较

Fig. 2 Pressure drop comparison between AB and BC

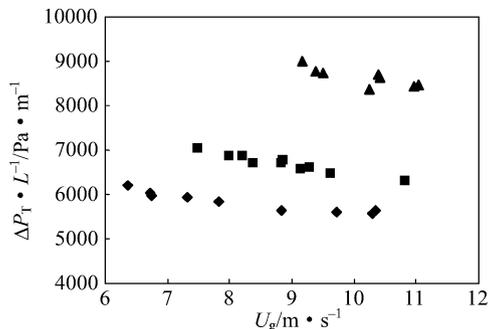


图 3 不同固相质量通量下单位管长压降和表观气速的关系

Fig. 3 Pressure drop per unit length vs superficial gas velocity

solid mass flux/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$: \blacklozenge 2040—2120; \blacksquare 2420—2500; \blacktriangle 3070—3180

一定时单位管长压降随表观气速的增加而降低; 而表观气速相同时, 粉煤通量越大, 单位管长压降则越高。与 Rautiainen 等^[3] 得到的 Zenz 相图 (图 4) 相比, 两者的规律大体一致, 但图 3 的单位管长压降远大于图 4, 两者除了输送物料不同, 操作条件也不同。图 3 的固相通量为 $2000 \sim 3200 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$, 固相体积分数 $(1-\epsilon)$ 在 $0.1 \sim 0.3$ 之间, 而图 4 的固相通量最高仅 $141 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$, 固相体积分数最高不超过 0.01, 是典型的稀相输送过程; 这些差异也体现了本实验的密相输送特征。

单位管长固相摩擦压降和粉煤流速以及固相体积分数的关系如图 5、图 6 所示。一定质量通量下固相摩擦压降随粉煤流速的增加而增加 (固相体积分相应降低), 但其增加速率呈现减缓趋势; 而粉煤流速一定时, 降低固相体积分数则造成固相摩擦压降明显降低, 这表明虽然固相体积分数和粉煤流速对固相摩擦压降均有影响, 但此时粉煤流速对

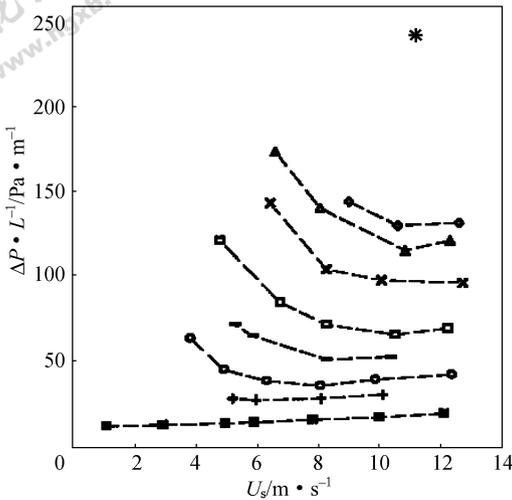


图 4 Rautiainen 等实验得到的不同固相质量通量下单位管长压降和表观气速的关系

Fig. 4 Pressure drop per unit length vs superficial gas velocity of Rautiainen, *et al*

solid mass flux/kg · m² · s⁻¹: * 141.0; ◇ 80.7; △ 59.0; × 49.1; □ 31.8; — 19.6; ○ 10.5; + 5.1; ■ 0

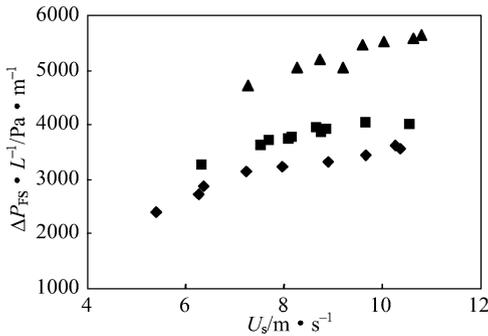


图 5 不同固相质量通量下单位管长固相摩擦压降和粉煤流速的关系

Fig. 5 Pressure drop per unit length of solid friction vs solid velocity

solid mass flux/kg · m⁻² · s⁻¹: ◆ 2040—2120; ■ 2420—2500; ▲ 3070—3180

固相摩擦压降的影响起主要作用。

以上实验结果表明，虽然粉煤流速和固相体积分数的增加均使固相摩擦压降变大，但在一定的质量通量下，随粉煤流速增加而降低的单位管长压降则是由于固相体积分数的减小造成的，即粉煤流速的增加导致固相摩擦压降的增加量小于相应固相体积分数减小造成的固相静压降和摩擦压降的减少量，表明固相体积分数是影响总压降的主要因素，体现了粉煤密相输送的特性。

图 7 给出了不同质量通量下固相摩擦压降及其

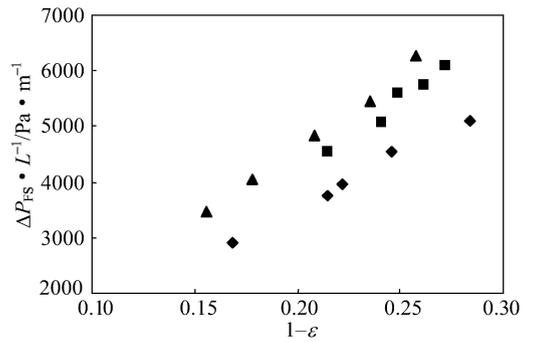


图 6 不同粉煤流速下单位管长固相摩擦压降与固相体积分数的关系

Fig. 6 Pressure drop per unit length of solid friction vs solid volume fraction

solid velocity/m · s⁻¹: ◆ 8.2; ■ 9.2; ▲ 9.6

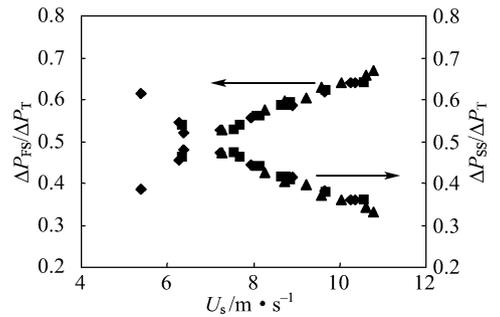


图 7 不同固相质量通量下 ΔPₛₛ/ΔPₜ 和 ΔPₛₛ/ΔPₜ 与粉煤流速的关系

Fig. 7 ΔPₛₛ/ΔPₜ and ΔPₛₛ/ΔPₜ vs solid velocity

solid mass flux/kg · m⁻² · s⁻¹: ◆ 2040—2120; ■ 2420—2500; ▲ 3070—3180

相应的静压降分别与总压降的比例关系。可以看到当粉煤流速小于 6.8 m · s⁻¹ 时，静压降占总压降的比例明显高于摩擦压降，而大于 6.8 m · s⁻¹ 时则相反。这表明当输送处于低速、高浓度时，压降以静压降为主，较高速、低浓度时则以固相摩擦压降为主；而且当粉煤流速 U_s 一定时，固相体积分数 (1-ε) 的变化对固相摩擦压降或静压降占总压降的比例影响不大，其比例关系如式 (12) 所示。这表明固相体积分数对固相摩擦系数 f_s 影响不明显。

$$\frac{\Delta P_{FS}}{\Delta P_T} \approx 1 - \frac{\Delta P_{SS}}{\Delta P_T} \approx 1 - \frac{gD}{gD + 2f_s U_s^2} \quad (12)$$

固相摩擦系数 f_s 和粉煤流速的关系如图 8 所示，f_s 随粉煤流速增加而明显降低，但固相体积分数对 f_s 没有明显影响。这与图 8 所示的结果是相吻合的，也和 Capes 等^[7-9] 的实验研究结果一致。

在实验范围内计算得到的固相摩擦系数均在 0.0015~0.0022 之间，这一数值和 Ravi 和 Smith

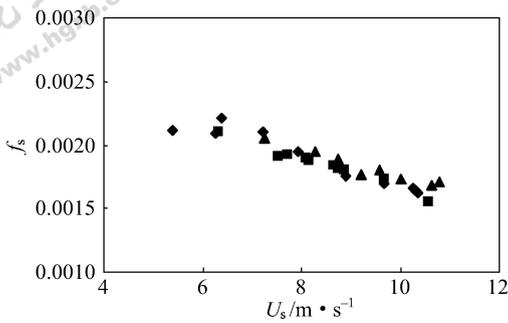


图 8 不同固相质量通量下固相摩擦系数和粉煤流速的关系

Fig. 8 Solid friction factor vs solid velocity solid mass flux/kg · m⁻² · s⁻¹; ◆ 2040—2120; ■ 2420—2500; ▲ 3070—3180

等^[4-5,7-9,17]实验得到的固相摩擦系数均在同一数量级内。对实验数据进行拟合,得到如下的固相摩擦系数与固相流速的关系

$$f_s = 0.00484U_s^{-0.4507} \quad (13)$$

图 9 给出了实验值和式 (13) 计算值的比较结果,结果表明计算值与实验值吻合较好,偏差绝大部分在±5%之内。

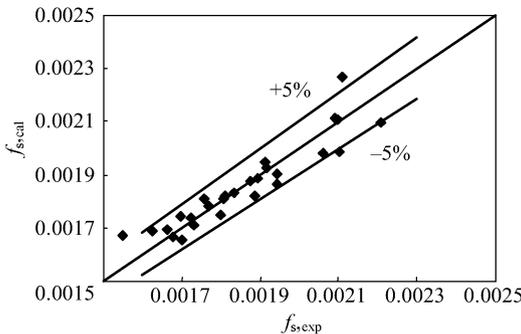


图 9 固相摩擦系数计算值和实验值的比较

Fig. 9 Comparison of solid friction factor between calculated and experimental values

3 结 论

研究了内径 20 mm 竖直上升不锈钢管道中粉煤密相输送单位管长压降随输送参数的变化规律,并得到了 Zenz 相图;实验结果表明,输送压降主要由固相自身静压降和固相摩擦压降组成,气相产生的压降值不到总压降的 1%;低速、高浓度输送时压降以固相静压降占优,较高速、低浓度输送时则相反。

固相静压降和摩擦压降均随固相体积分数(1-ε)的增加而增加;在本实验操作范围内固相

速度是影响固相摩擦压降变化的主要因素,而固相体积分数是影响单位管长压降变化的主要因素。

在实验操作范围内,固相摩擦系数与粉煤流速呈反比,粉煤浓度对固相摩擦系数没有明显影响;对实验数据拟合得到了固相摩擦系数与粉煤流速的关系式,计算结果与实验值吻合较好。

符 号 说 明

- A——输送管道截面积, m²
- D——输送管道内径, m
- f_g——气体摩擦系数
- f_s——固体摩擦系数
- g——重力加速度, m · s⁻²
- L——输送管道长度, m
- M_s——粉煤质量流量, kg · s⁻¹
- ΔP_A——气、固相加速产生的压降, Pa
- ΔP_{FG}——气相摩擦压降, Pa
- ΔP_{FS}——固相摩擦压降, Pa
- ΔP_G——气相产生的压降, Pa
- ΔP_T——总压降, Pa
- ΔP_S——固相产生的压降, Pa
- ΔP_{SG}——气相静压降, Pa
- ΔP_{SS}——固相静压降, Pa
- Re——Reynolds 数
- U_g——表观气速, m · s⁻¹
- U_s——粉煤流速, m · s⁻¹
- u_g——气体单独流动时气速, m · s⁻¹
- V_g——气体体积流率, m³ · s⁻¹
- V_s——固体体积流率, m³ · s⁻¹
- ρ_g——气相密度, kg · m⁻³
- ρ_s——固相密度, kg · m⁻³
- ε——空隙率

References

- [1] Konrad K. Dense-phase pneumatic conveying: a review. *Powder Technology*, 1986, **49**: 1-35
- [2] Stemerding S. The pneumatic transport of cracking catalyst in vertical risers. *Chemical Engineering Science*, 1962, **17**: 599-608
- [3] Aimo Rautiainen, Graeme Stewart, Visa Poikolainen, Pertti Sarkomaa. An experimental study of vertical pneumatic conveying. *Powder Technology*, 1999, **104**: 139-150
- [4] Ravi Sankar S, Smith T N. Slip velocities in pneumatic transport (II). *Powder Technology*, 1986, **47**: 179-194
- [5] Yousfi Y, Gau G. Aerodynamics of the vertical flow of concentrated gas-solids suspensions (I): Flow regimes and aerodynamic stability. *Chem. Eng. Sci.*, 1974, **29**:

- 1939-1946
- [6] Garic R V, Grbavcic Z B, Jovanovic S D. Hydrodynamic modeling of vertical non-accelerating gas-solids flow. *Powder Technology*, 1995, **84**: 65-74
- [7] Capes C E, Nakamura K. Vertical pneumatic conveying—an experimental study with particles in the intermediate and turbulent flow regimes. *Can. J. Chem. Eng.*, 1973, **51**: 31-38
- [8] van Swaaij W P M, Buurman C, van Breugel J W. Shear stresses on the wall of a dense gas-solids riser. *Chem. Eng. Sci.*, 1970, **25**: 1818-1820
- [9] Reddy K V S, Pei D C T. Particle dynamics in solids-gas flows in vertical pipe. *Ind. Eng. Chem. Funda.*, 1969, **8**: 490-497
- [10] Yang W C. A correlation for solid friction factor in vertical pneumatic conveying lines. *AIChE J.*, 1978, **24**: 548-552
- [11] Sean I P, George E K, Mahendra P M. High-pressure vertical pneumatic transport investigation. *Powder Technology*, 1994, **79**: 95-109
- [12] Geldart D, Ling S J. Dense phase conveying of fine coal at high pressures. *Powder Technology*, 1990, **62**: 243-252
- [13] Gong Xin (龚欣), Guo Xiaolei (郭晓镭), Dai Zhenghua (代正华), Feng Jinhua (封金花), Chen Jinfeng (陈金锋), Zheng Yaohui (郑耀辉), Chen Feng (陈锋), Xiong Lang (熊浪), Yu Zunhong (于遵宏). High solids loading pneumatic conveying of pulverized coal. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)* (化工学报), 2006, **57**: 640-644
- [14] Zhou Jiangang (周建刚). Technology of Powder High Density Pneumatic Conveying and Control and Distribution (粉体高浓度气力输送、控制与分配技术). Beijing: Metallurgical Industry Press, 1996: 22-41
- [15] Yang W C. Pneumatic transport in a 10-cm pipe horizontal loop. *Powder Technology*, 1987, **49**: 207-216
- [16] Lech M. Mass flow rate measurement in vertical pneumatic conveying of solid. *Powder Technology*, 2001, **114**: 55-58
- [17] Konno H, Satio S. Pneumatic conveying of solids through straight pipes. *J. Chem. Eng. Japan*, 1969, **2**: 211-217