

## 双套管密相气力输运过程的数值模拟和能耗分析

管春生<sup>1</sup>, 张春霞<sup>1</sup>, 陈灵<sup>2</sup>, 魏小林<sup>2</sup>, 马履翱<sup>1</sup>, 张宇<sup>2</sup>

(1. 中国电力科学研究院, 北京 100055; 2. 中国科学院力学研究所, 北京 100190)

**摘要:** 基于计算流体力学理论, 提出一种可用于预测双套管密相气力输送系统能耗的新方法. 与以往依靠经验的计算方法不同, 本工作将输送管道分为起始段与充分发展段两部分, 分别进行详细的计算流体力学模拟后汇总得出整个系统的总能耗. 压力梯度为 750 Pa/m 的情况下, 计算所得物料输送速率为 10 t/h, 耗气量为 290 m<sup>3</sup>/h, 实验所得物料输送速率为 8.0 t/h, 耗气量 240 m<sup>3</sup>/h, 证明本数模方法是可靠的.

**关键词:** 计算流体力学; 双套管; 能耗; 物料输送速率

**中图分类号:** TB126

**文献标识码:** A

**文章编号:** 1009-606X(2009)04-0625-09

### 1 前言

粉粒体输送设备的种类有很多, 归纳起来主要可分为机械、流体和容器三大类, 应根据物料特性正确选择输送方式. 气力输送以气流为输送介质, 系统结构简单, 布置灵活、合理, 使用可靠, 耗能低, 公害少, 管理方便, 并易于实现自动化. 由于上述优点, 气力输送在实际应用中发展很快, 已成为比较理想的输送方式之一<sup>[1]</sup>.

气力输送技术经历了从稀相输运到密相输运的发展过程. 密相输运更加节能但同时增加了输运过程中堵管事故发生的几率. 双套管技术是内重管输运技术的一种, 基本结构如图 1 所示. 其基本思路是在输料管的内部设置一个均匀开口的小管, 当输料管内物料堆积高度过高, 有堵管倾向时气体首先在小管中流动, 并以较高的速度从开口处喷出, 冲刷料栓的背风面, 减少料栓的长度和高度, 从而保障物料输运的顺畅.

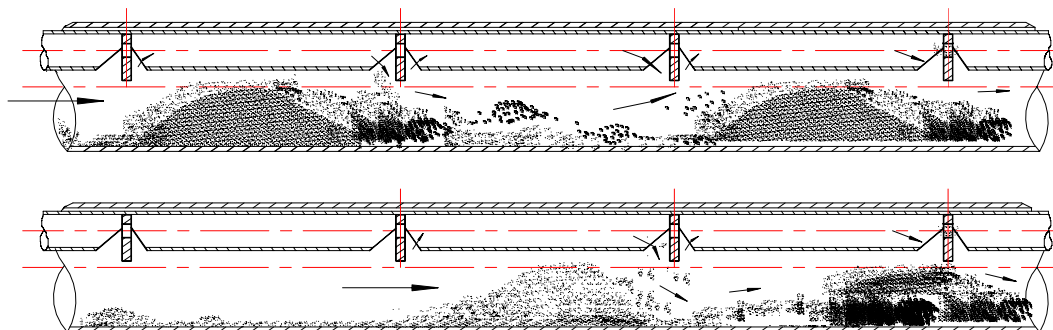


图 1 双套管结构示意图

Fig.1 The structure of double-tube socket (DTS)

迄今为止, 国内外学者在物料密相输送领域做了大量研究工作. 其中, Tsuji<sup>[2]</sup>对气固两相流的数值模拟模型进行了归类介绍. Jones 等<sup>[3]</sup>详细论述了密相气力输送广泛使用的可行预测技术, 基本颗粒图一般可正确预测流化密相气力输送, 但很多栓流输送和纯稀相输送的物料分布在一个过渡区域, 该文献指出用松散堆积密度代替颗粒密度、用透气性代替平均粒径的方法可以改进物料气力输送能力的分类方法, 并解决了难以确定去气值的问题. Tan 等<sup>[4]</sup>应用质量守恒原理在单一栓柱气力输

送系统中建立了压降预测模型, 虽然准确性受渗透因数的影响, 但该模型结果与实验结果仍然拟合良好. 欧阳洁等<sup>[5]</sup>对单管水平输送进行了数值模拟研究, 杜滨等<sup>[6]</sup>论述了物料特性对浓相输送效果的影响. 但当前针对双套管密相气力输送系统中物料输送特性的研究还不多见, 双套管运输系统的设计也主要借鉴单管输送系统的输送特点, 并辅助工程经验进行设计计算, 一般需已知起始输送速度后才能进行设计计算, 或通过 1:1 的实验确定最优运行工况, 设计效率低下, 耗费了大量人力物

收稿日期: 2008-12-19, 修回日期: 2009-04-08

基金项目: 中国科学院知识创新工程领域前沿项目基金资助; 中国电力科学研究院气力输送试验室能力完善与提升项目资助(编号: AKZ3070736)

作者简介: 管春生(1970-), 男, 山西省大同市人, 学士, 工程师, 热能工程专业; 张春霞, 通讯联系人, E-mail: zhangcx1@epri.ac.cn.

力,且存在一定误差。

为进一步了解物料在双套管中的输送特点,以更好地应用双套管运输技术,降低能耗,提高系统设计效率,本工作提出了一种基于计算流体力学(Computational Fluid Dynamics, CFD)的新型设计方法,可用于设计双套管物料输送运行工况条件,不但满足要求的物料输送速率(即质量流率,单位时间内输送的物料质量)与距离,而且耗能最小。

本工作首先对运输的起始段和充分发展段分段进行详细的数值模拟,再进行总体的能耗分析。研究结果已总结成计算软件,输入所要达到的物料输送速率及输送距离,就可计算出所需的输送压头、耗气量与能耗等运行参数。

## 2 研究思路

气力运输的距离可达数公里,很难实现全流场的数值模拟。由于双套管的内部结构是周期性变化的,当输送达到一定距离后,流场达到充分发展,并且会出现周期性的变化,只要计算其中的1个周期就可反映出整个流场的信息。这一结论在实际工程实验中已得到证实。

为合理选取计算区域,分别试算3和4段内管开口间距时的计算区域,计算结果如图2,3所示。从图可看出,如果选择4段开口间距,则每段流动情况体现了双套管周期性结构输送物料的特点,因此选择4段开口间距作为计算区域。

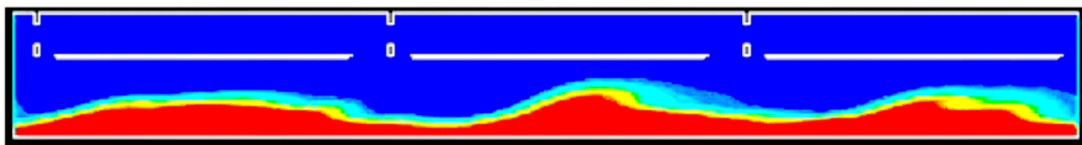


图2 三段开口间距

Fig.2 A section of tube with three hatches



图3 四段开口间距

Fig.3 A section of tube with four hatches

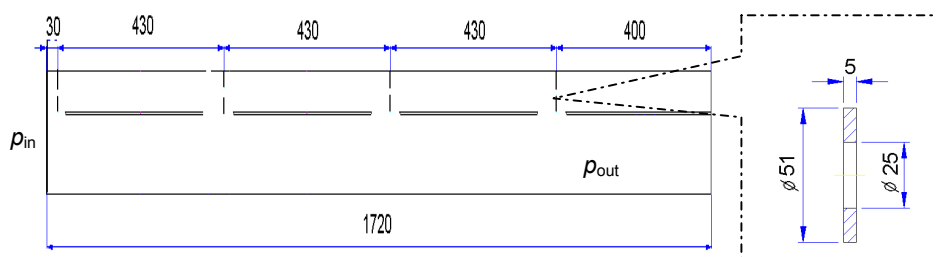


图4 充分发展段示意图(mm)

Fig.4 The sketch of the tube section for developed gas-solid flow (mm)

图4给出了充分发展段流场的计算区域,相邻两开口间距430 mm,计算段总长1720 mm,内管管径宽度为50 mm,外管管径宽度为150 mm,小孔直径25 mm,厚度为5 mm,其他具体尺寸见图4。

计算区域的进口和出口设置周期性边界条件,从右侧流出的气体和颗粒又会从左侧相应的位置以相同的速度流入计算区域。进出口处的流动状态完全一样,只

是进出口的压力不同。进出口压差即为气体和颗粒运动的驱动力。

从料仓落料口到达充分发展段的距离称为初始段。在初始段,气体和颗粒的运动都未达到稳定,没有周期性流场出现,需要单独研究。起始段和充分发展段内的气流流量和输料率必须保持一致,以满足连续性方程。起始段和充分发展段两相流场的计算应用商业软件

FLUENT. 各相在起始段出口的速度分布必须与充分发展段入口的速度分布保持一致以满足动量守恒方程. 通过编制专门的程序将充分发展段和起始端模拟结果连接之后, 就可以对整体的能耗进行分析, 并通过反复迭代得到满足物料输送速率和输送距离的最低能耗. 图 5 给出了起始段和充分发展段的划分示意图.

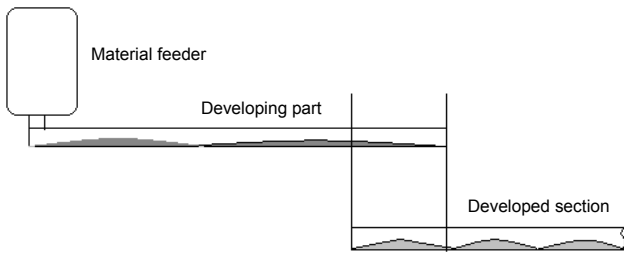


图 5 起始段和充分发展段的衔接  
Fig.5 Connection of developing part and fully developed section

### 3 计算模型

根据双套管本身的结构特点, 需建立三维模型进行计算, 但三维模型计算量大, 计算工作条件有限, 所以本工作初步尝试建立二维模型进行数模研究, 所得结果转化为三维结构上的数据后再与实验数据进行对比, 对比后发现二维模型的计算结果还是比较理想的.

二维数值模型与三维实验管道横截面对照图如图 6 所示, 图中阴影部分  $S_1$  与  $S_2$  分别为二维与三维管道横截面上物料所占部分, 二维模型横截面宽度  $w$  为单位长度 1 m, 角度  $\beta$  为三维管道物料堆积宽度对应圆心角.

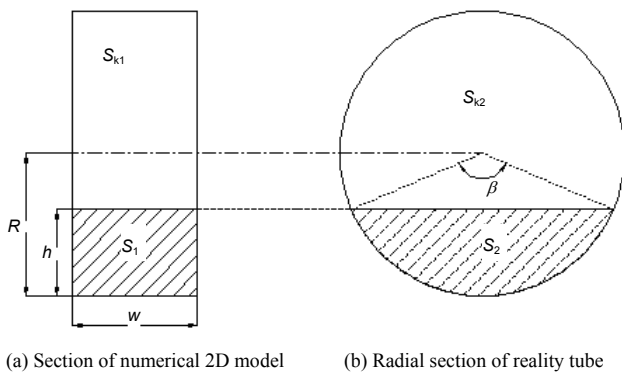


图 6 模型与实际管道截面对照  
Fig.6 Comparison of numerical model and true tube

首先由二维模型计算出横截面上总的物料与空气质量流率  $M_s$  与  $M_g$ , 之后计算  $S_1$  上单位面积平均物料输送流率  $m_s$  与  $S_{k1}$  单位面积上空气平均体积流量  $q_g$ , 再将  $m_s$  与  $q_g$  直接应用到实际三维管道面积  $S_2$  与  $S_{k2}$  上, 计算出实际管道物料输送速率  $T_s$  与空气体积流量  $Q$  后, 再

与实验数据进行对比分析. 各物理量计算方法如下:

$$m_s = M_s / S_1, \tag{1}$$

$$T_s = 3.6 m_s S_2, \tag{2}$$

$$q_g = 3600 M_g / (1.206 S_{k1}), \tag{3}$$

$$Q = q_g S_{k2} / 1.9. \tag{4}$$

根据计算经验, 相同驱动力作用下, 矩形横截面上的气体速度约为圆形截面平均速度的 2 倍. 经数模估算, 矩形截面速度约是圆形截面速度的 1.9 倍, 所以由矩形截面上的空气体积流量计算圆形截面上的气流量时需除以系数 1.9.

充分发展段采用二维计算, 计算网格数为 15579. 网格为非均匀网格, 在物料堆积区和小管出口处网格取得较密, 而在其他区域网格相对比较稀疏. 虽然计算区域长度只有 1.73 m, 但由于计算的是一个非稳态过程而且采用了周期性边界条件, 在一台主频为 2.0 GHz、内存 2G 的台式电脑上计算一个工况达到稳定状态仍然需要 20 d, 这里的稳定工况是指输料率呈现周期性变化, 而且周期平均值不随时间变化的状态.

模型中计算步长设置为 0.1 ms, 差分格式采用一阶迎风格式. 根据 FLUENT 软件的用户指导手册, 物料在管道内输送的过程中, 空气与颗粒之间的曳力采用 Syamlal-O'Brien 模型<sup>[7]</sup>, 颗粒间粘度系数模型为 Syamlal-O'Brien 模型, 体积粘度为 Lun 等<sup>[8]</sup>的模型, 内摩擦角选测量值 40°, 壁面设置粗糙系数 0.5. 充分发展段进出口边界设为循环边界条件, 并沿管道轴向在管壁设置实验所得压力梯度值.

起始段采用同样的网格技术, 其长度需通过试算得出, 如果所取长度不与发展段的入口条件匹配则需进一步加长. 经过试算得起始段长度约为 4.5 m, 出口条件设为充分发展段计算得到的周期性边界条件, 其他物料与气流间作用模型等设置与充分发展段相同.

两相流的计算采用欧拉-欧拉模型<sup>[9,10]</sup>. 该模型的基本思路是将颗粒也当成拟流体看待, 有其自身的对流项、扩散项、产生项和耗散项, 具体的数学表达式如下:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_i \rho_i) + \nabla \cdot (\alpha_i \rho_i \vec{v}_i) = 0 \quad (i=g, s), \tag{5}$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g \vec{v}_g) = -\alpha_g \nabla p + \nabla \cdot \tau_g + \vec{F}_g + R_{g,s}, \tag{6}$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s \vec{v}_s) = -\alpha_s \nabla p + \nabla \cdot \tau_s + \vec{F}_s + R_{s,g} - \nabla p_s, \tag{7}$$

$$p_s = \alpha_s \rho_s + 2 \rho_s (1 + e_{ss}) \alpha_s^2 g_{0,ss} \theta_s, \tag{8}$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_s \rho_s \theta_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s \theta_s) = S_\theta + \nabla \cdot (\kappa_{\theta_s} \nabla \theta_s) - D_\theta. \tag{9}$$

需要指出的是,其中的颗粒温度是表征颗粒无规则运动的,并不是颗粒自身的热温度.该模型原来主要用于流化床的计算,流化床中颗粒的运动趋于各向同性,与气力运输中颗粒的运动形式不完全一致,因此用该模型计算气力运输问题会带来一定误差.但近期的研究<sup>[11]</sup>表明,该模型成功地预报了风沙的流动.风沙流与气力运输有很多相似之处,因此,用该模型计算气力运输也

同样是有意义的.

## 4 实验

### 4.1 实验物料

实验采用粉煤灰为输送物料,是一种双套管输送系统输送较成熟的物料,其特性如表1所示.

表1 粉煤灰物理特性

Table 1 Characteristics of pulverized coal ash

Particle density (kg/m <sup>3</sup> )	Loose bulk density (kg/m <sup>3</sup> )	Pile angle (°)	Friction angle (°)	Mean particle diameter (μm)
2 120	793	40	41	14.28

### 4.2 实验设备及实验方法

实验系统包含了5部分:料仓、落料罐、气源、进气管道、输料管道.其中管道内径143 mm,内管内径50 mm,管道总长度约210 m,爬升距离10 m,具体管路走向见图7.

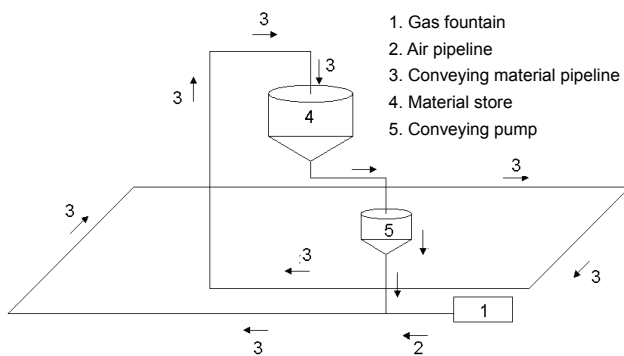


图7 实验系统示意图

Fig.7 Schematic diagram of experimental system

沿着运输管道布置了压力传感器,仓泵底部设有电子称重感应器,以计算落料速率的变化和物料输送速率.气流管道设有流量计,实时在线测量运输过程的耗气量.实验中调节气流流量及压力值来变换实验工况,寻找能耗最低的气动参数,验证数值模拟结果.

### 4.3 实验结果

实验过程中,对关键数据进行记录与整理,具体实验结果汇总如表2所示.

表2 实验结果

Table 2 The experimental results

No.	$\Delta p$ (Pa/m)	Material flow rate (t/h)	$T_s/T_g$	Air consumption (m <sup>3</sup> /h)
1	770	8.44	37.10	219
2	780	7.21	28.47	240
3	720	8.51	30.61	260
Average	757	8.05	32.06	240

## 5 结果与讨论

### 5.1 充分发展段

计算选取双流体模型,气固两相之间主要是气体对固体运动的影响,壁面与物料间设置摩擦系数,取摩擦角正切值.物料起始体积分数取0.35.

为分析各段输送特点,在计算流动区域截取观察面S1~S12,数值模拟物理模型图如图8所示,各截面是流通的,图中O点为坐标系原点.由于物料主要集中在外部的大管内,小管内只有少量物料,因此在划分网格时,大管划分得比较密,小管较疏.

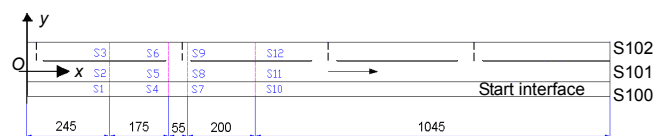


图8 物理模型简图

Fig.8 Diagram of physical model (mm)

为简化模型,数值计算模拟的是管道内铺好一定厚度的物料后,在管壁上设好某一恒定压力梯度值为边界条件,再逐步计算流动稳定的过程.针对作用在管壁上的压力梯度与物料铺设的厚度,本研究设计了9个工况,如表3所示.计算结果分析了粉煤灰输送过程中的输送状态,并对比了不同压力梯度与初始物料高度对输送效果的影响.

表3 数值模拟工况

Table 3 Numerical simulation cases

$h$ (m)	$\Delta p$ (Pa/m)		
	750	1 200	1 500
0.03 ( $h/D=0.2$ )	Case 1	Case 2	Case 3
0.045 ( $h/D=0.3$ )	Case 4	Case 5	Case 6
0.06 ( $h/D=0.4$ )	Case 7	Case 8	Case 9

本模拟的各工况由起始到最终稳定的整体变化趋势类似,这里取工况5(物料堆积高度为0.045 m,压力

梯度为 1200 Pa/m)为典型工况,分析充分发展段自起始到最终稳定的变化过程.计算过程中物料堆积体积分数变化过程如图 9 所示.

(1) 0~0.21 s,小管内气流开始扰动管内物料,位于小管开口后下方的料面下降,而其两侧料面有所上升,物料表面出现褶皱;

(2) t=0.3 s,物料表面出现明显的波峰波谷,物料堆积状态也呈现出一定的波动性,与 0.21 s 相比,最低料面(波谷)向前运动了一段很明显的距离;

(3) t=0.4 s,物料堆积仍然呈现一定周期性,波峰

波谷向前移动,但波峰波谷的高度减小(振幅减小);

(4) t=0.5 s,物料堆积的波峰波谷前移,高度减小,波峰波谷很明显;

(5) t=0.6 s,物料堆积的波峰波谷继续前移,高度仍在减小,波峰波谷有所减弱;

(6) t=0.7 s,物料堆积波峰几乎消失,料面趋于水平;

(7) t=0.8~1.2 s,波峰波谷基本消失,料面越来越平,与 t=0 s 时相比,物料堆积高度有所降低,体积分数也有所减小.

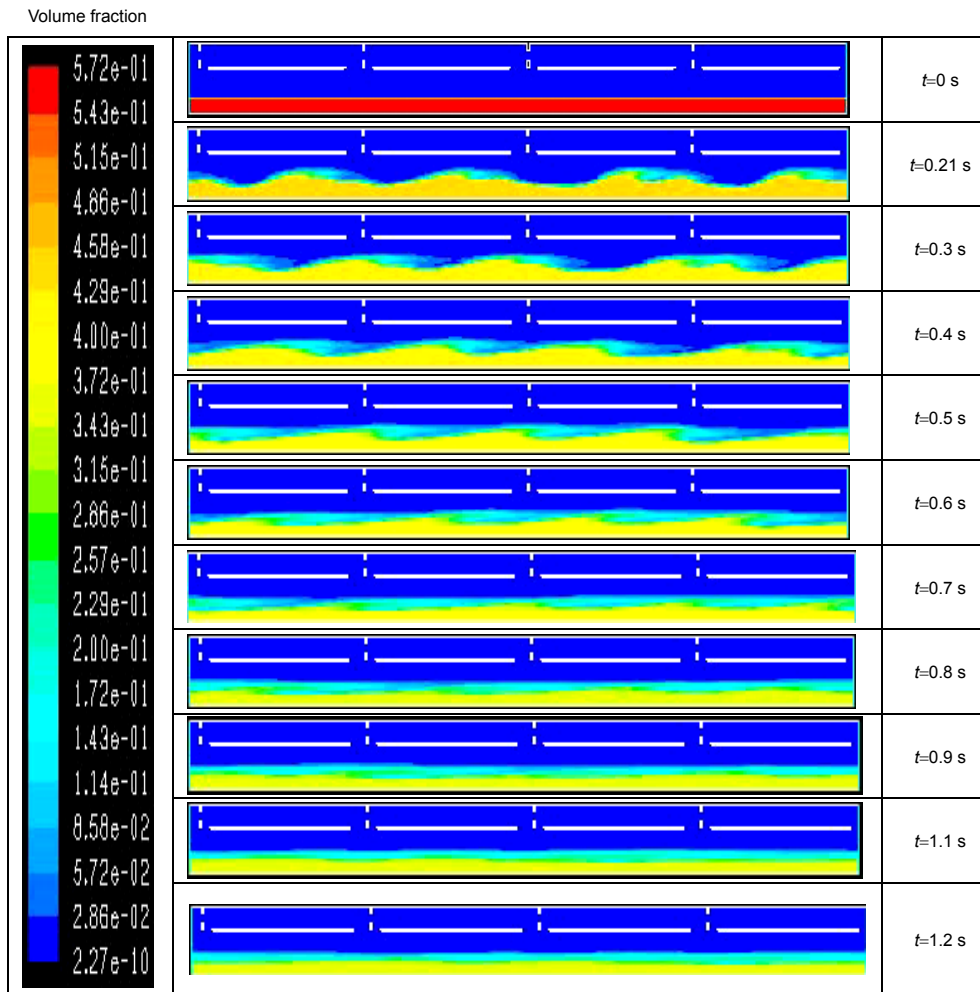


图 9 工况 5 输运过程中粉煤灰的体积分数变化情况  
Fig.9 The conveying process of coal ash in case 5

此外,对典型工况 5 中计算流动区域截取的观察面(S1~S12)上物料浓度变化及其他物理参数的变化过程也进行了较为详细的研究,整理数据所得曲线如图 10~14 所示.

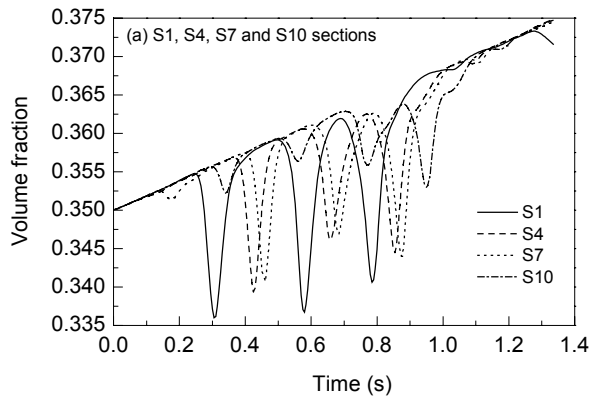
图 10(a)为管道底部截面(y=-75~-45 mm)上粉煤灰的体积分数变化曲线,图 10(b)为管道中部截面(y=-45~

21 mm)上粉煤灰的体积分数变化曲线.观察图 10 发现,位于相同部位各截面图上的物料浓度变化趋势基本相似,且存在一定规律性,具体分析如下.

(1) S1 与 S10, S2 与 S11 截面上的物料变化趋势相似,即截面 x=245~675 mm 是物料输送过程的一个波动周期,两截面距离为 1 个波长 430 mm,恰好是内管相

邻两开口的距离,而且输送过程中物料堆积形成的波动也是逐步前移的,所以双套管内物料以行波的方式输送;

(2) 随输送时间推进,体积分数的波动振幅逐渐减小,波动周期也逐渐缩短并趋于恒定,如图10(b)所示.



(3) 对比径向分布,物料主要分布在管道底部,物料密度最大[图10(a), 0.33以上];其次是起始堆积灰面至内管外部分[如图10(b)],小管内物料分布很少,体积分数小于0.00008,几乎为0,可认为小管内只有气流通过.

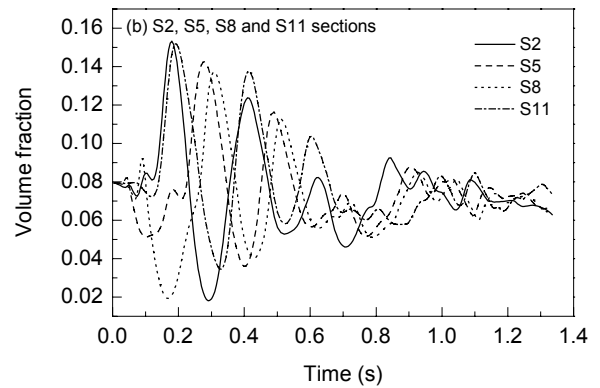


图10 各截面粉煤灰体积分数随时间变化曲线(工况5)

Fig.10 Variation curves of the volume fraction of coal ash in various sections in case 5

图11是物料在出口截面 $x=1720\text{ mm}$ 处的平均速度随时间的变化,可知输送起始粉煤灰平均速度由0开始增大,至0.3 s时速度约增至1.2 m/s左右,之后有一定幅度的振荡,但仍呈增大趋势,直至0.8 s时速度不再增大,但仍有振荡,平均值约为1.8 m/s,  $t=1.0\text{ s}$ 后工况基本稳定.

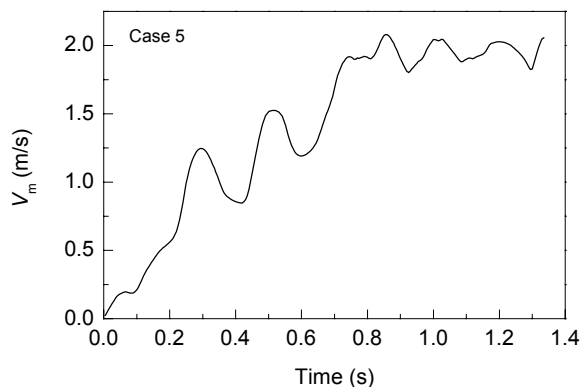


图11 粉煤灰出口截面处的平均速度

Fig.11 The average velocity of ash in the out section

图12为空气在出口截面上的平均速度,输送起始空气出口速度急剧增大.当增至最大值(16.3 m/s)后又急剧减小,且减小幅度逐渐减小,达到8 m/s左右时,又略微上升,1.0 s后保持在10 m/s左右恒定.

分析平均速度变化曲线可知,粉煤灰输送起始阶段必然需要一个加速的过程,经过加速后,输送处于一种

类似简谐振动的稳定状态.对比可知,空气的加速过程非常快,启动加速直至稳定仅用0.4 s时间;粉煤灰的启动过程相对滞后些,启动加速直至稳定约需0.8 s,而且空气达到最大速度时(约0.1 s)粉煤灰几乎静止,说明此时气流带动物料运动的力量最大.稳定时,粉煤灰出口截面平均速度为2 m/s,空气出口速度则稳定在10 m/s.

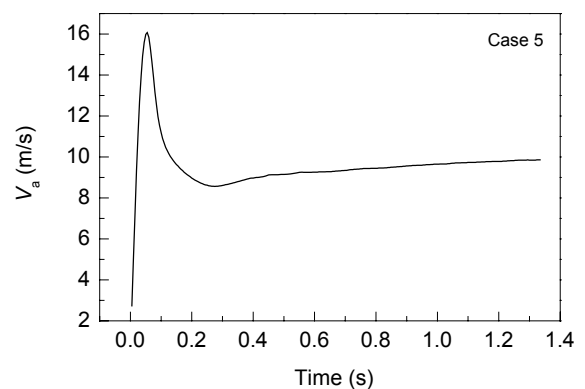


图12 空气出口截面处平均速度

Fig.12 The average velocity of air in the out section

图13为粉煤灰输送速度与空气速度比值随时间的变化曲线.在输送起始0.2 s之前速度比值 $V_a/V_s$ 由115急剧下降,之后至0.6 s的时间内有些许振荡,直至0.7 s后稳定在4.5左右,再次证明此时物料输送已处于一种稳定状态,计算收敛.

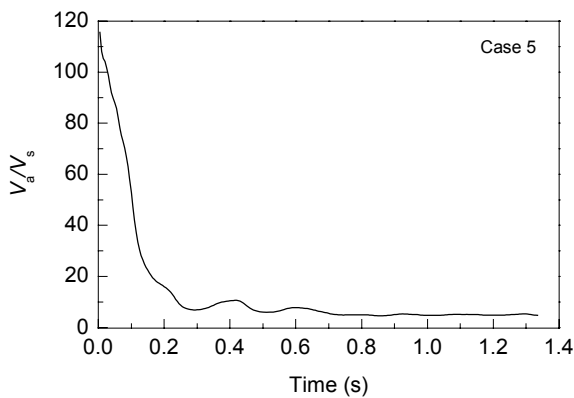


图 13 粉煤灰与空气速度比值随时间的变化曲线  
Fig.13 Variation curve of ratio of ash velocity to air velocity

运动速度直接影响粉煤灰输送的物料输送速率，与速度变化类似。本工况物料瞬时输料率随时间的变化情况如图 14 所示，与粉煤灰出口平均速度(图 11)比较可发现，瞬时输料速率与粉煤灰出口平均速度的关系几乎相同，稳定时工况 5 物料输送速率约为 24 t/h(合 6.67 kg/s)。物料输送速率计算公式如下：

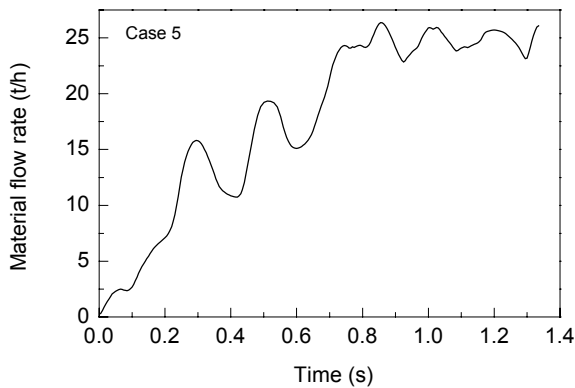


图 14 瞬时输料速率随时间的变化曲线  
Fig.14 Variation curve of instantaneous conveying material flow rate

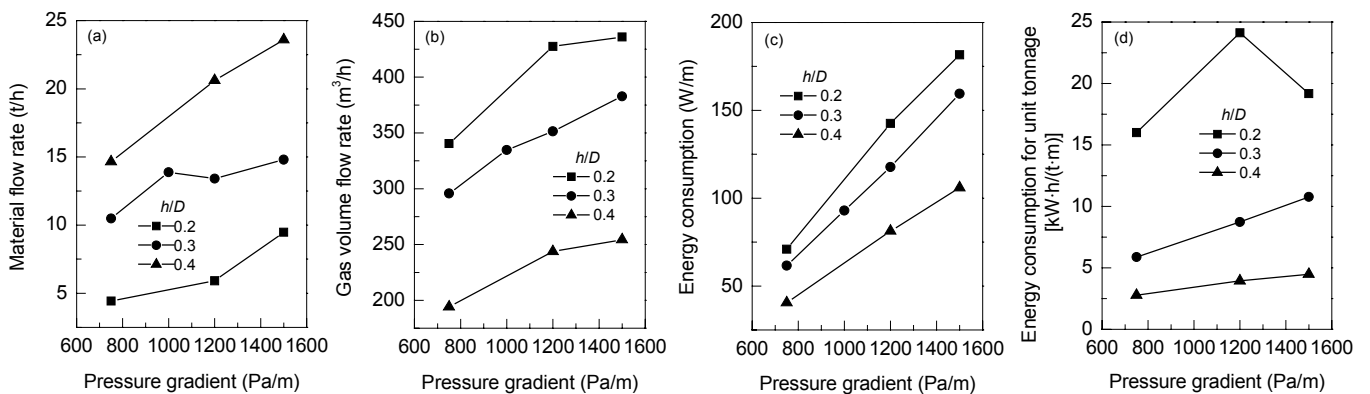


图 15 压力梯度 $\Delta p$ 对各参数的影响  
Fig.15 Effect of  $\Delta p$  on several parameters

$$M_s = V_s(\pi D^2/4)\rho_s \alpha \quad (10)$$

根据计算模型，将各工况下计算的二维数模结果转化为三维管道上的结果，如图 15 所示。由图可知，工况 4(初始堆积高度  $h/D=0.3$ ，压力梯度 $\Delta p$ 为 750 Pa/m)的计算结果与实验的平均数据(表 2)非常接近，对比如表 4 所示，数值模拟结果具有一定合理性。

表 4 计算与实验结果对比

Table 4 The comparison of results		
Case 4	Simulation result	Experimental result
$\Delta p$ (Pa/m)	750	757
Mass flow rate (t/h)	10	8
Air consumption (m <sup>3</sup> /h)	290	240

综合各工况计算结果，作用在输送系统管壁上的压力梯度与起始粉煤灰堆积高度对输送有很大影响。由图 15 可知，随压力梯度 $\Delta p$ 增大，各工况对应的物理参数都呈增大趋势。其中图 15(a)为压力梯度对系统物料输送速率的影响，随 $\Delta p$ 增大，各堆积高度下的物料输送速率也增大，且  $h/D$  越高物料输送速率越大；图 15(b)为 $\Delta p$ 对各工况耗气量的影响，随 $\Delta p$ 升高各工况耗气量也提高，且  $h/D$  越高耗气量越小；图 15(c)为 $\Delta p$ 对各工况总物料输送单位距离 1 m 消耗的总能量的影响，随 $\Delta p$ 增大各能耗也增大，而堆积高度越高能耗越高；图 15(d)为 $\Delta p$ 对各工况单位能耗(即 1 t 物料输送 1 m 距离时消耗的能量)的影响， $\Delta p$ 越高单位能耗也越高，且堆积高度越高输送越节能，约为 3 kW·h/(t·m)。

纵观图 15，在相同 $\Delta p$ 下，粉煤灰堆积高度  $h/D=0.4$  是一种高物料输送速率低耗气量的工况，且能耗最低，为输送效率最高的工况。起始堆积高度  $h/D=0.2$  的工况物料输送速率最低，但耗气量、能耗都最高。所以，在可输送的范围内，输送物料起始堆积高度越高，浓度越高耗能越小，物料输送速率越高，输送效率也越高。这是充分发展段的输送特点。

## 5.2 起始段

对充分发展段的9种工况分别进行了起始段的计算. 图16(a)给出了充分发展段压降梯度对起始段压降的影响, 可以看出, 随充分发展段压降梯度增加, 起始段压降增加, 且初始堆积高度越高, 增加越明显. 图16(b)给出了起始段压降随初始堆积高度的变化趋势. 可以看出, 随初始堆积高度增加起始段压降增加, 且初始堆积高度越高, 增加也越显著.

图17给出了起始段单位能耗的变化规律. 从图17(a)可看出, 随着充分发展段压降梯度增加, 起始段能耗也增加, 这与充分发展段压降梯度对充分发展段能耗

的影响是一致的. 图17(b)给出了初始堆积高度对起始段能耗的影响, 可以看出, 随初始堆积高度增加起始段的能耗也增加. 对于充分发展段, 在相同压降梯度下, 堆积高度越高, 单位能耗越低. 而起始段能耗随初始堆积高度变化的规律却相反. 工业要求不同, 气力输送距离范围很大. 对于类似本工作数值模拟计算的长距离输送工况, 起始段所占比例很小, 对整体能耗贡献不大. 但对于距离短而物料输送速率较大的工况, 起始段能耗不能忽视, 为了得到最低的总能耗必须将起始段和充分发展段综合考虑.

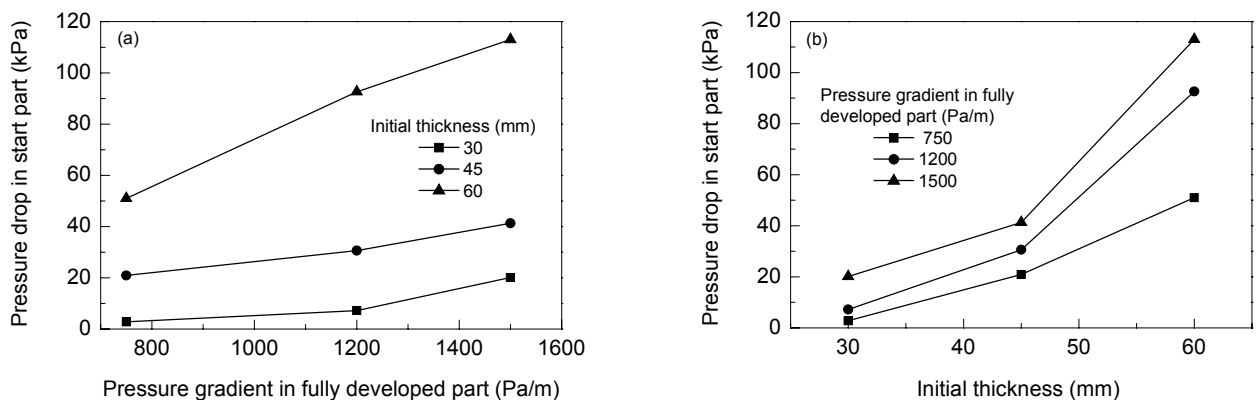


图16 起始段压降

Fig.16 Pressure drop in the start part

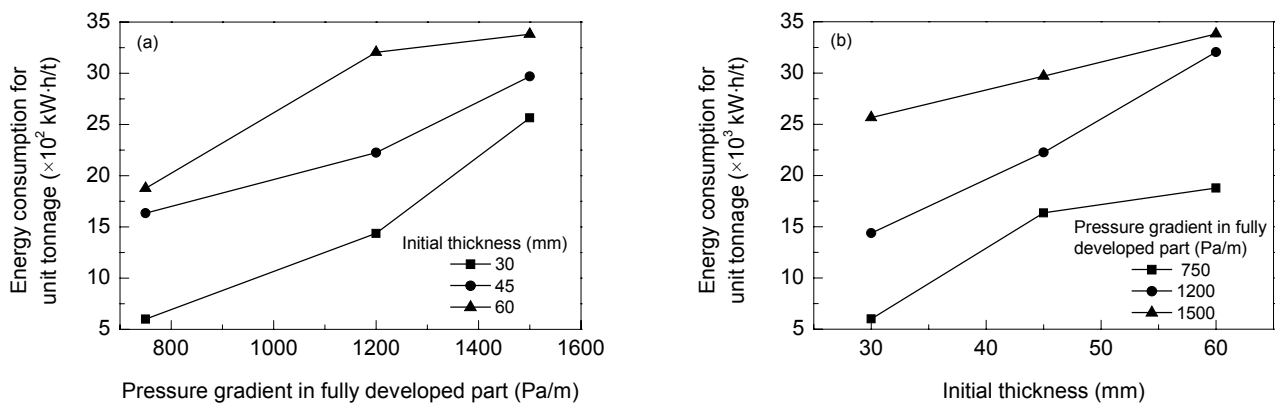


图17 起始段能耗

Fig.17 The energy consumption in the start part

最后, 根据充分发展段和起始段计算结果, 将能耗和充分发展段压降梯度及耗气量、初始堆积高度等的关系总结成经验关系式, 并编制了计算机软件. 只要输入物料输送速率和输送距离就可得到运输所需的压降、能耗等参数. 计算结果与实验测量结果的整体误差小于20%, 可以满足工程应用的需要.

## 6 结论

本工作首次尝试将整个输送系统分为起始段与充分发展段两部分进行数值模拟研究, 在CFD软件的基础上提出一种双套管运行参数预测方法, 作为一种新颖简便的设计计算方法, 可用于指导双套管输送系统的工



程设计, 得到能耗最小、效率最高的工况, 与实验结果对比后证实此计算方法可靠。根据计算结果编制了计算机软件, 只要输入物料输送速率和输送距离即可得到输运所需压降、能耗等参数, 与实验结果整体误差小于20%, 满足工程需要。

将二维数值模型计算结果转化为实际三维管道中的结果后与实验结果比较, 压力梯度为 750 Pa/m 的情况下, 计算所得物料输送速率为 10 t/h, 耗气量为 290 m<sup>3</sup>/h, 而实验所得物料输送速率为 8.0 t/h, 耗气量 240 m<sup>3</sup>/h, 总体误差小于 20%。误差除计算误差、测量误差外还包括了模型误差。

在相同压力梯度下, 物料初始堆积高度越高, 充分发展段单位能耗越小, 而且充分发展段在整个输运过程中所占比例也较大。所以在一般情况下, 增加物料的堆积, 形成高密相输运有助于降低能耗, 这与工程经验所得结论吻合, 证明本计算方法是合理的。

对起始段的研究发现, 物料初始堆积高度越高, 起始段单位能耗也随之增高, 这与充分发展段的规律正好相反。因此当输送距离较短时, 起始段所占比例较大, 高密相输运有可能反而会增加能耗。

#### 符号表:

$D$	管道直径 (mm)
$D_{\theta}$	颗粒温度耗散项
$e_{ss}$	恢复系数
$F$	体积力 (N)
$g_{o,ss}$	辐射分布系数
$h$	物料堆积厚度 (mm)
$k_{\theta s}$	颗粒温度扩散系数
$m$	二维模型中单位面积质量流率 [kg/(s·m <sup>2</sup> )]
$M$	二维模型中横截面总质量流率 (kg/s)
$p_s$	颗粒压力 (Pa)
$\Delta p$	压力梯度 (Pa/m)
$q$	单位面积体积流率 [m <sup>3</sup> /(h·m <sup>2</sup> )]
$Q$	气流体积流量 (m <sup>3</sup> /h)
$R$	相间曳力 (N)

$S_{\theta}$	颗粒温度源项
$T_g$	三维管道实际空气输送速率 (t/h)
$T_s$	三维管道实际物料输送速率 (t/h)
$V$	速度 (m/s)
$\alpha$	物料体积分数
$\beta$	圆心角
$\theta_s$	颗粒温度
$\rho_s$	密度 (kg/m <sup>3</sup> )
下标	g 气相                      s 颗粒相

#### 参考文献:

- [1] 杨伦, 谢一华. 气力输送工程 [M]. 北京: 机械工业出版社, 2006. 197-199.
- [2] Tsuji Y. Multi-scale Modeling of Dense Phase Gas-Particle Flow [J]. Chem. Eng. Sci., 2007, 62(13): 3410-3418.
- [3] Jones M G, Williams K C. Predicting the Mode of Flow in Pneumatic Conveying Systems—A Review [J]. Particuology, 2008, 6(5): 289-300.
- [4] Tan S, Williams K C, Jones M G, et al. Determination of Slug Permeability Factor for Pressure Drop Prediction of Slug Flow Pneumatic Conveying [J]. Particuology, 2008, 6(5): 307-315.
- [5] 欧阳洁, 孙国刚, Yu Ai-bing, 等. 水平气力输送系统中颗粒波状流的模拟 [J]. 西北工业大学学报, 2003, 21(6): 671-674.
- [6] 杜滨, 衣华, 部聪令, 等. 粉体性能对浓相气力输送特性的影响 [J]. 中国粉体技术, 2008, (1): 50-55.
- [7] Syamlal M, O'Brien T J. Computer Simulation of Bubbles in a Fluidized Bed [J]. AIChE Symp. Series, 1989, 85: 22-31.
- [8] Lun C K K, Savage S B, Jeffrey D J, et al. Kinetic Theories for Granular Flow: Inelastic Particles in Couette Flow and Slightly Inelastic Particles in a General Flow Field [J]. J. Fluid Mech., 1984, 140: 223-256.
- [9] Bi H T, Ellis N, Abba I A, et al. A State-of-the-art Review of Gas-Solid Turbulent Fluidization [J]. Chem. Eng. Sci., 2000, 55(21): 4789-4825.
- [10] Schmidt A, Renz U. Numerical Prediction of Heat Transfer in Fluidized Beds by a Kinetic Theory of Granular Flows [J]. Int. J. Therm. Sci., 2000, 39(9/11): 871-885.
- [11] Li Y T, Guo Y. Numerical Simulation of Aeolian Dusty Sand Transport in a Marginal Desert Region at the Early Entrainment Stage [J]. Geomorphology, 2008, (100): 335-344.

## Numerical Simulation and Estimation of Energy Consumption for the Pneumatic Conveying Using Double-tube Socket

GUAN Chun-sheng<sup>1</sup>, ZHANG Chun-xia<sup>1</sup>, CHEN Ling<sup>2</sup>, WEI Xiao-lin<sup>2</sup>, MA Lu-ao<sup>1</sup>, ZHANG Yu<sup>2</sup>

(1. China Electric Power Research Institute, Beijing 100055, China;

2. Division of Engineering Sciences, Institute of Mechanics, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100190, China)

**Abstract:** A new method based on CFD (computational fluid mechanics) is used to estimate the energy consumption of DTS (double-tube socket) pneumatic conveying. The whole pipeline is divided into developing and fully developed parts. After CFD simulation of both parts the overall energy consumption is calculated. The results show that under the pressure gradient of 750 Pa/m in the developed part the predicted material flow rate is 10 t/h and the measurement material flow rate 8 t/h. Meanwhile the predicted gas consumption is 290 m<sup>3</sup>/h and the measurement gas consumption 240 m<sup>3</sup>/h. The predicted results are in fair agreement with the experimental results, suggesting that the new method is reliable and applicable.

**Key words:** computational fluid mechanics; double-tube socket; energy consumption; material flow rate