

颗粒粉尘在水平管道内运移的三维数值模拟

程攀攀^{1,2}, 王海宁^{1,2,*}, 梅力^{1,2}, 梁启超^{1,2}, 高俊^{1,2}

1. 江西理工大学资源与环境工程学院, 赣州 341000

2. 江西省矿业工程重点实验室, 赣州 341000

摘 要 矿山粉尘治理需通过选择合理的除尘方法, 才能达到较好的降尘效果; 目前, 带有长管道的机械通风除尘措施是矿山粉尘治理的有效措施之一。随着粉尘在管道内长时间排出, 管道内势必会产生沉积现象。应用计算流体力学软件 FLUENT 6.3.26 对不同粒径的二氧化硅粉尘颗粒在水平通风管道内的沉积规律进行模拟计算, 其中通风管道管径 $D = 500$ mm, 长度 $l = 20$ m, 送风速度 $v = 12$ m $\cdot$ s⁻¹。模拟结果表明: 微颗粒 (100 μ m) 在管道内停留时间较短, 最长时间为 3.91 s, 受湍流影响较大, 沉降现象不明显, 运移规律呈无序状; 粗颗粒 (5 ~ 10 mm) 在管道内停留时间相比微颗粒粉尘, 停留时间较短, 最长时间为 1.71 s, 受湍流影响较小, 沉降现象明显, 运移规律呈波浪状循环上升降落, 波峰高度随管程增大而逐渐降低。

关键词 水平管道; 流体力学软件; Fluent; 颗粒粉尘; 数值模拟; 流体力学

中图分类号 X513 文献标识码 A 文章编号 1673-9108(2017)10-5457-08 DOI 10.12030/j.cjee.201612149

3D simulation on transporting of particle dust in horizontal duct

CHENG Panpan^{1,2}, WANG Haining^{1,2,*}, MEI Li^{1,2}, LIANG Qichao^{1,2}, GAO Jun^{1,2}

1. School of Resource and Environment Engineering, Jiangxi University of Science and Technology, Ganzhou 341000, China

2. Key Laboratory of Mining Industry of Jiangxi Province, Ganzhou 341000, China

Abstract Mine dust control need to choose the reasonable way to deal with, in order to achieve the better effect of dust-removal; At present, mechanical ventilation and dust removal measures with long pipes is one of the effective measures for mine dust-removal. As the dust discharge for a long time in the pipe, the pipe will inevitably produce deposition. Applying FLUENT 6.3.26 CFD code, particles deposition law was simulated on different particle size of silica dust particles in the horizontal ventilation pipe that pipe diameter D is 500 mm, pipe length l is 20 m and air apply velocity v is 12 m $\cdot$ s⁻¹. The simulation results showed that the residence time of micro-particle (100 μ m) in the pipeline was short, the longest time was 3.91 s, the influence of turbulence was large, sedimentation phenomenon was not obvious, the law of migration was disorder; the residence of coarse particle (5 to 10 mm) in the pipe is shorter, the maximum residence time was 1.71 s, the influence of turbulence was small, the sedimentation was obvious, the law of migration was wavy cycling to rise and fall and the height of wave decreased with the increase of pipe length.

Key words horizontal duct; Fluent; particle dust; numerical simulation; fluid dynamics

通风管道内粉尘运移规律的研究最早开始于 19 世纪, 法国学者发明了第一个粉尘输送系统, 用于磨石产生的粉尘输送^[1]。1924 年 GASTERSTADT H 公开发表论文, 提出了一套有关某种特性物料在正压系统下输送速度较高 (稀相输送) 的公式, 至今公式仍然适用^[2]。2001 年 LAÍN 等^[3]对 6 m 长方形管道以及圆形管道内直径 130 μ m 球形玻璃颗粒的气动输运特性进行了研究, 数值模拟结果表明, 在圆形管道内颗粒流速波动性比方管内要大, 高粗糙度壁面下圆管压降比方管大。随着气固两相流、CFD 流体力学以及计算机等学科的深入研究, 粉尘颗粒在管道内运移规律的研究也得到了长足的发展^[4]。前人在颗粒物质

基金项目: 国家自然科学基金资助项目 (50964003)

收稿日期: 2016-12-20; 录用日期: 2017-02-27

第一作者: 程攀攀 (1990—), 男, 硕士研究生, 研究方向: 大气污染控制与研究。E-mail: cpan1020@163.com

* 通信作者, E-mail: hnwang@jxust.edu.cn

生产、储存和输送等方面的投入大力研究,但其研究成果并没有流体力学那么全面^[5-6];钟主海等^[7]对不同水力直径管型下流体的流动特性进行研究发现,微通道的形状对流动阻力特性没有明显影响。李伟^[8]采用半径经验公式计算分析了方形管道内粉尘颗粒的沉积规律,结果表明:同一速度下粉尘粒径对沉积率影响较大,在较小粒径范围内,粒径越大,沉积率越小;在较大粒径范围内,粒径越大,沉积率越大。但作者只对方管内的粉尘沉积流动规律进行了研究,对于粒径较大的粉尘($\geq 100\ \mu\text{m}$)并没有做出进一步的探索。

颗粒粉尘在管道内运移会由于各种原因产生沉降、积聚现象,堵塞的管道更是微生物细菌的温床,不进行处理,管道内空气排入大气,更是会引发人体的健康问题^[9]。因此,为解决管道堵塞问题,降低人体患病机率,管道内颗粒粉尘运移机理以及沉降规律的研究势在必行。粉尘在管道中沉降就有沉降浓度,粉尘颗粒与管壁发生碰撞后会使得管壁增厚,随颗粒粉尘的沉积,管壁有一定程度上的增厚,但由于模拟时间较短,管道较长,对模拟结果的计算影响较小,所以,可忽略壁厚增大对模拟的影响^[10]。

采用实验研究气固两相流在受限空间内的流动特性难度较大,理论研究也难以得到严格的分析结果。本文应用三维数值模拟的方法研究了气固两相在管道内的流动特性,在一定程度上弥补了实验和理论方面的不足,同时国内外对于管道内颗粒粉尘的停留时间研究较少,颗粒在管道内的停留时间决定了管道积尘、堵塞周期的快慢,为揭示管道内粉尘运移规律奠定了一定的理论基础。

1 理论基础

1.1 软件概述

CFD 是计算流体力学(computational fluid dynamics)的英文单词首字母的缩写,其中包含了前处理器、求解器和后处理器 3 个部分;前处理器针对实际物体大小建立数学模型并对边界以及内部场进行合理的网格划分;求解器将已划分好的网格模型进行离散,设置相应的求解公式并进行迭代,把求解好的数据图像保存为相应的格式文件以便后期导入使用;后处理器针对已求解好的数据导出高质量的图片,从而进行定量分析^[11]。数值模拟求解的方法主要分为 3 种^[12]:有限元法、差分法和有限体积法。在 CFD 计算流体力学中 FLUENT 软件因为其自身的易操作性,和操作界面简洁、功能较全等因素,受到客户一致好评。FLUENT 能够对传热和流动问题进行很好地仿真模拟,具有强大的网格划分能力,适用于低速不可压缩流动、超音速流动和超高声速流动^[13]。因此,本文应用 Fluent 6.3.26 进行模拟计算,与之前的版本相比,它可以采用密度基计算可压缩流问题,稳定性更为突出,软件自带的图像后处理功能结合 tecplot 绘图软件能够满足本文图片的输出。

1.2 气固两相流理论

气固两相流理论是求解管道中流体分布的基础性理论之一^[14]。在气固两相流模拟中,不仅要列出连续方程、质量方程和动量方程,还要考虑两相之间的相互作用,这样求解结果会更加贴合实际情况。目前,气固两相流的主要数值计算方法有两种:欧拉-欧拉法和欧拉-拉格朗日法。一般而言,拉格朗日方法比欧拉法的计算量更大,欧拉法适用于稀疏均匀的流动模拟计算,对于粒径分布不均的离散颗粒流动问题,拉格朗日方法更加具有优势。基于计算机强大的网格迭代计算能力,有关颗粒-流体两相流的数值模拟也得到了快速的发展。

求解模型的合理选择能够使得求解计算得到更快地收敛,结果更加贴合实际。因此,在模拟计算阶段应当确定各相自身特性以及相与相之间(包括气泡、液滴和粒子)耦合的程度,针对不同的使用背景选择恰当的数学模型。多相流计算可选用的数学模型主要有 3 种:颗粒轨道模型、无滑移单流体模型和双流体模型。本文选择颗粒轨道模型^[15]。

1.3 重力沉降理论

管道中颗粒粉尘运移轨迹会受到外力作用的影响,主要有自身重力、连续相之间的粘滞力和局部阻力 3 种。粉尘粒径小于 $7.07\ \mu\text{m}$ 的呼吸性粉尘主要受到扩散力的作用,粉尘粒径大于 $7.07\ \mu\text{m}$ 的颗粒主要受到重力的作用,从而向管道内壁面运移^[14-15]。

重力沉降速度 V_g 是重力和浮力相互作用后运动达到平衡时的一种速度:

$$V_g = \frac{\pi}{6} d_p^3 (\rho_p - \rho) g / (3 \pi \mu d_p / C_c)$$

(1)

式中: $\rho \ll \rho_p$,故上式常写成:

$$V_g = d_p^2 \rho_p g C_c / 18 \mu$$

(2)

式中: ρ_p 为颗粒物密度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$, ρ 为空气的密度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$, g 为重力加速度, $9.8 \text{ m} \cdot \text{s}^{-2}$, V_g 为重力沉降速度, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ 。

粗颗粒粉尘在水平管道中的运移主要受颗粒自身重力的影响,当微颗粒粉尘在管道中运动时,重力影响不大,可以忽略,不影响模拟结果。

2 建模及网格划分

2.1 标准 $k-\varepsilon$ 湍流模型

在湍流模型选择的过程中,要充分结合物理模型以及模型中实际流动情况确定最佳计算模型,以便计算能够更快收敛得到更为贴合实际的计算结果。各湍流模型优缺点见表 1,结合实际情况,本文选择 $k-\varepsilon$ 标准湍流模型为计算模型。

表 1 湍流模型对比表
Table1 Contrast table of turbulence model

类型	优点	缺点
标准 $k-\varepsilon$	应用广泛,有较多的数据和较好的精度,计算量适中	针对有旋流动和曲率变化大的问题模拟较差
Spalart-Allmaras	对边界层流动问题能够更好的进行模拟,计算量小	不适用于燃烧或者浮力问题求解, 针对模拟对象的长度不够敏感,适用于低雷诺数模型
RNG $k-\varepsilon$	针对射流、分离流、旋流等问题,有较好的模拟效果	受到涡旋粘性各向同性假设的局限
Realizable $k-\varepsilon$	拥有 RNG 模型的优点,针对平面及圆口射流等问题具有较好的模拟效果	同样受到涡旋粘性各向同性假设的限制, 在求解旋流和静止流共存问题上不适用
雷诺应力模型	针对流线型弯曲旋涡和张力的变化率问题, 模拟效果更佳,精度预测潜力更高	湍流量和动量高度耦合, 计算量大,对设备要求高

湍流模型标准 $k-\varepsilon$ 模型是 SPLADING 和 LAUNDER 在 1972 年提出来的两方程模型^[16]。 ε 耗散率方程是在 k 湍动能方程上推导引入的,从而形成了 $k-\varepsilon$ 湍流两方程模型。模型通过建立 k 和 ε 的方程式并求解,从而求解出湍动粘度 μ_t ,湍动耗散率 ε 由公式(3)表示:

$$\varepsilon = \frac{\mu}{\rho} \overline{\left(\frac{\partial u'_i}{\partial x_i} \right) \left(\frac{\partial u'_i}{\partial x_i} \right)}$$

(3)

由公式(3)推导出湍动粘度 μ_t :

$$\mu_t = \rho C_u \frac{k^2}{\varepsilon}$$

(4)

式中: C_u 为经验常数。

湍流模型中对应的输运方程见公式(5)和(6):

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho k u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right) + G_k + G_b - \rho \varepsilon - Y_M + S_k$$

(5)

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho \varepsilon u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right) + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} (G_k + C_{3\varepsilon} G_b) - C_{2\varepsilon} \rho \frac{\varepsilon^2}{k} + S_\varepsilon$$

(6)

式中: G_k 为湍动能产生项, G_b 为浮力引起的湍动能产生项, Y_M 为可压脉动扩张的贡献, $C_{1\varepsilon}$ 、 $C_{2\varepsilon}$ 、 $C_{3\varepsilon}$ 为经

验常数, σ_k 、 σ_ϵ 为普朗特数, S_k 、 S_ϵ 为用户定义的源项。

2.2 数学模型

在进行模拟之前,首先要选取合适的管道模拟参数。本文模拟选取管道形状为圆筒形,长度为 $l=20\text{ m}$,送风风速为 $v=12\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$,管道直径 $D=500\text{ mm}$,空气为连续相,密度为 $1.225\text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$,温度为 300 K ,动力粘度 $\eta=1.83\times10^{-5}\text{ Pa}\cdot\text{s}$,粉尘颗粒为离散相,直径为 $100\text{ }\mu\text{m}$,密度为 $2\,320\text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$,质量流率为 $0.5\text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$ 。水平管道示意图如图 1 所示。

2.3 网格划分

管道内壁会对流场产生一定的影响,因此在管道内壁设置了边界层网格,参数设置见表 2。体网格划分采用六面体(Hex)非源面 Cooper 划分,划分好的体网格见图 2。

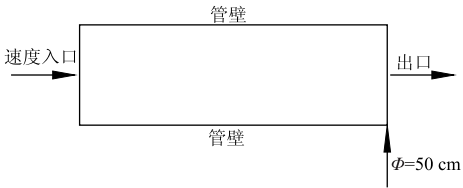


图 1 管道示意图
Fig.1 Pipeline schematic

表 2 边界层设置
Table 2 Boundary layer set

面位置	算法	第一行 (a)	增长因子 (b/a)	行数	深度 (D)	过渡模式
管道壁面	统一	1.2	1.2	4	6.441 6	1:1

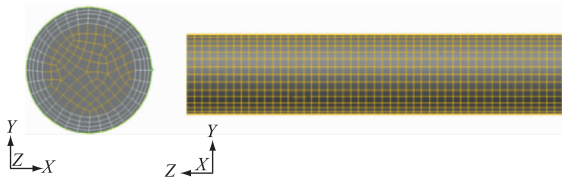


图 2 管道体网格划分
Fig.2 Pipe body meshing

将划分好的网格文件(mesh)导入 Fluent 经由 Grid info 可以查看网格节点的具体信息,见表 3。

表 3 网格信息
Table 3 Grid information

项目	单元格	面	节点	角	边
已用数量	90 984	279 703	98 160	5	0
已用兆数	26	22	4	0	0
分配数量	90 984	279 703	98 160	1 024	0
分配兆数	26	22	4	0	0

2.4 网格适应性分析

网格的密与疏(单元数目)对模拟结果的影响较大。网格数太多,计算时间长,可能增大截断误差,网格数太少,影响计算结果精度,为了使得本文模拟结果更加贴合实际情况,因此进行网格数量无关性分析是必不可少的。为达到分析结果,针对 3D 几何,网格数量增大倍数可设置为 1.26 倍左右。对于近壁面,采用标准壁面函数处理(standard wall functions),近壁面的第一个网格离壁面的距离满足条件 $11.5\sim30 < y^+ < 200\sim400$ 。网格(a):90 984、网格(b):114 639、网格(c):144 446。选取颗粒粉尘在管道内的最长停留时间作为参考量,综合考虑网格单元数目对模拟结果的影响。数值结果见表 4。从表 4 中可以发现,网格数对模拟结果影响是不容忽视的,在网格数从(a)变为(b)时,微颗粒、粗颗粒在管道内的最长停留时间变化值 $\Delta t < 0.1\text{ s}$,在网格数(b)变为(c)时,微颗粒、粗颗粒在管道内的最长停留时间变化值 $\Delta t > 0.1\text{ s}$,综

合考虑网格单元对模拟结果的影响程度,本文选取网格数(a)对圆形管道进行体网格划分。

表 4 不同网格数模拟结果对比
Table 4 Consequence comparison of simulation results of different grid

	网格(a)90784	网格(b)114639	网格(c)14446
微颗粒(100 μm)最长停留时间/s	3.91	3.85	3.62
粗颗粒(5 mm)最长停留时间/s	1.71	1.69	1.58

2.5 设定边界条件

2.5.1 进口边界条件设置

设定管道端口空气入射速度为 $12\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$,自定义二氧化硅粉尘颗粒属性,采用面射源喷射,选用 uniform 单一粒径设置,径向速度设置为 $0\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ 。设置湍动能耗率为:

$$\varepsilon = C_{\mu}^{3/4} \frac{k^{3/2}}{l} \tag{7}$$

其中,湍动能参数为:

$$k = \frac{3}{2}(\overline{u_g T_g})^2 \tag{8}$$

式中: T_g 代表气相湍流强度, $T_g = 0.16(Re_g D_H)$, D_H 为水力直径; $\overline{u_g}$ 是气相平均速度; l 是湍流的长度尺寸, $l = 0.07L$,对于圆管来说, L 为管径。

2.5.2 出口边界

设置出口变量法向导数为 0。

2.5.3 壁面条件

壁面设置为无滑移格式(No slip),离散相模型当中勾选 reflect 参数,颗粒相在壁面的法向速度可查阅文献[17]获取:

$$(\lambda_2 - \lambda_1)(u_{gi})_w + \lambda_1 h Kn \left(\frac{\partial u_{gi}}{\partial x_i} \right)_w = 0 \tag{9}$$

式中: $\lambda_1 = \left(1 - \frac{e^2}{2}\right)^{\frac{1}{2}}$, $\lambda_2 = \left(\frac{e(1 - e)}{1 + e}\right)^{\frac{1}{2}}$, h 为距管道壁面第一个体的中心离壁面的距离, Kn 可以用式

$Kn = \tau_g |u_{gi} - u_{gj}|_w = \tau_g |u_{gi}|_w$ 表示,颗粒相的湍动能 k 和湍动能耗散率 ε 在壁面处均取 0。

在离散相模型中,方程组都具有非线性,所以必须设置松弛因子。本模拟采用的松弛因子见表 5。

表 5 松弛因子
Table 5 Relaxation factor

压力	密度	体积力	动量	湍动能 k	耗散率 ε	离散源	体积分数
0.3	1	0.3	0.7	0.8	0.8	0.5	0.2

2.6 模拟假设

- 1)假设粉尘为规则球体,从管道入口端均匀入射,质量流率为 $0.5\text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}$ 。
- 2)忽略离散相颗粒之间的作用力,并认为管壁是光滑的。
- 3)入射时,假定离散相入射颗粒与连续相速度一样均为 $v = 12\text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ 。

3 数值模拟结果及分析

3.1 微颗粒模拟分析

图 3 为 Fluent 迭代计算后输出的管壁静压力分布云图,比色尺颜色表示压力大小(颜色越深,值越大)。由图 3 中数据可知:管壁最大正压力为 $5.61 \times 10^2\text{ Pa}$,最大负压力为 $2.62 \times 10^3\text{ Pa}$,平均压力为 1.35

$\times 10^3 \text{ Pa}$;由于管道入口端速度较大,湍流强度大,在入口端管壁静压力最高;随管道长度的增加,湍流现象逐渐减弱,湍流影响能力减弱,管壁静压逐渐降低。因此,在管道结构设计方面应当加强管道端口壁面材料的耐压抗性,降低管道受损的可能性。

图 4 为颗粒运动轨迹图,数据表明颗粒在管道内的最长停留时间为 3.91 s。在管道入口处颗粒垂直端面入射,颗粒停留时间较短,在管道出口达到最长停留时间。

图 5 为二氧化硅粉尘浓度沿管道分布图。初步认为:在管道入口端(0~8 m),由于湍流还未充分发展,轴向速度高,粉尘浓度较低;在管道中部(8~14 m),湍流逐渐发展,颗粒之间碰撞加剧,粉尘停留时间增长,粉尘浓度逐渐升高;在出口端(14~20 m),湍流充分发展,粉尘停留时间较长,在 15 m 左右管道处粉尘浓度达到最高,粉尘沉降现象明显。

管道壁粉尘浓度沉积云图如图 6 所示。由图 6 可知,高浓度粉尘沉积主要集中在管道出口段,在管道中部区域,粉尘沉降浓度逐渐升高,在进口段,也有少量沉降。这一分布特点与颗粒在管道一般沉降规律相符。

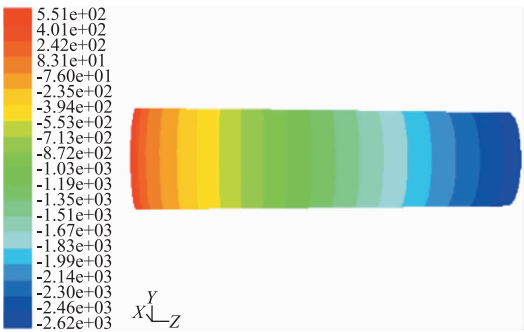


图 3 管壁静压力分布图

Fig. 3 Static pressure distribution of pipe wall

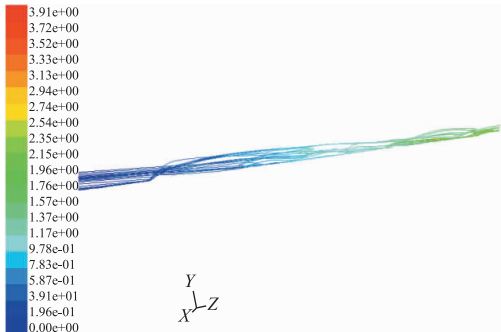


图 4 颗粒运动轨迹图

Fig. 4 Particle moving trajectories

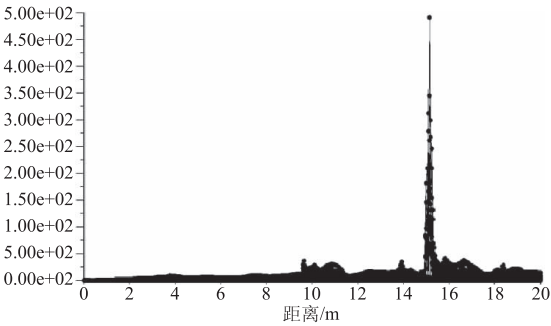


图 5 二氧化硅在管道内的分布

Fig. 5 Distribution of silica in pipe



图 6 二氧化硅粉尘颗粒在管壁上的沉积云图

Fig. 6 Sediment cloud picture of silica on pipe wall

3.2 粗颗粒模拟分析

大颗粒在管道中运动,由于受重力的作用势必会产生沉降现象,如果假设管道足够长,粉尘颗粒将会沉降到管道底部。颗粒沉积部位的上部空间由于阻力较小下部阻力较大,而风速上部又比下部大,在此位置势必会造成静压差,若静压差大于颗粒重力,颗粒将会将底部运动的颗粒上扬;当粒子速度趋于流体速度,颗粒会再次受到重力的影响沉积到管壁,运动规律呈跃进式,循环上升和降落。本文应用 CFD 数值模拟计算方法,模拟出了粒径 5~10 mm 的二氧化硅颗粒的运动轨迹图,很好地证实了颗粒在水平管道中随气流运动的一般规律。但是,在这里没有必要把各种粒径颗粒的运动轨迹图展示出来,仅以 5 mm 二氧化硅颗粒模拟结果来展示粗颗粒的运动规律。

图 7 为粗颗粒(5 ~ 10 mm)运动轨迹图,可以看出颗粒在管道内运动的轨迹大致类似于波浪前进曲线,而且由于能量的消耗颗粒跃起高度呈现递减趋势。相比粒径为 100 μm 的粉尘运动轨迹,粗颗粒运动轨迹呈现更好的规律性。相比 100 μm 粉尘停留时间,粗颗粒最长停留时间更短为 1.71 s。主要是由于颗粒粒径变大,湍流影响变弱,在管道内能够较好的运移。

粗颗粒壁面冲蚀云图(见图 8)也可以很好说明粗颗粒在管道中运移具有一定的规律性,运动轨迹类似波浪,跳跃前进。颗粒大致会从 3 个位置与壁面进行大规模的碰撞沉积。在管道进口段 4 m 左右,入射速度较大,进行第 1 次剧烈碰撞;在中部 10 m 左右,颗粒与壁面进行第 2 次碰撞,并有一定的二次扬尘现象发生;在管道出口段 15 m 左右,进行第 3 次碰撞,颗粒沉降区域变长。

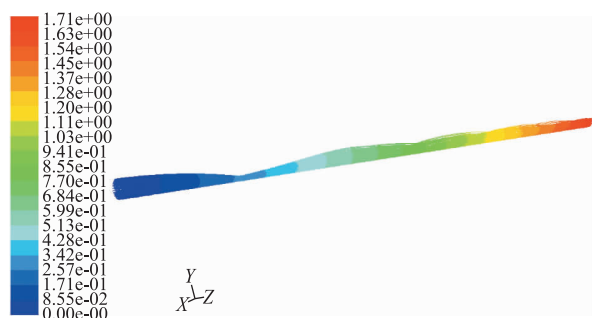


图 7 粗颗粒运动轨迹图

Fig. 7 Particle group moving trajectories

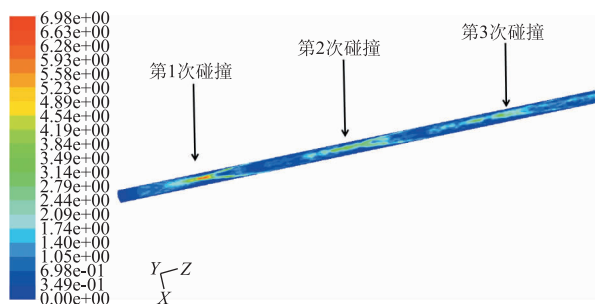


图 8 粗颗粒冲蚀壁面云图

Fig. 8 Erosion contour of coarse particles

为了更好的说明管道内粗颗粒浓度分布情况,下面选取了 3 处比较具有代表性的直线($y = 0.2$ m, $y = 0$ m, $y = -0.2$ m),计算出相应的浓度沿程变化,结果如图 9 所示。由图 9 可知,在靠近底部壁面 $y = -0.2$ m 处,颗粒浓度变化波动较大,出现了 3 个峰值,最高为 $0.0019 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$;在管道中部 $y = 0$ m 处,颗粒浓度在 $0.0001 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ 上下波动,波动范围较窄;靠近管道上部壁面 $y = 0.2$ m 处,颗粒浓度随管道变长,先升高后急剧下降最后趋于平缓,浓度值几近于 0;所模拟的浓度变化值与粗颗粒在管道中运移沉降规律基本相符。

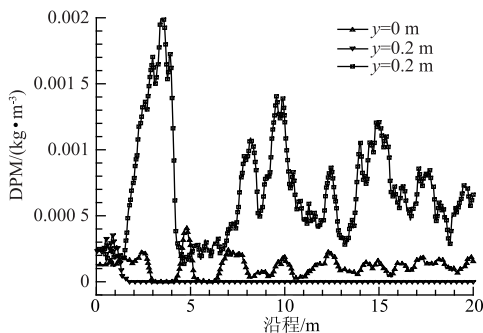


图 9 不同直线位置颗粒浓度沿程变化曲线

Fig. 9 Change curves of particle concentration along with pipe at different lines

4 结论

1) 直径为 100 μm 二氧化硅颗粒在长度为 20 m, 端口入射速度为 $12 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 的圆形水平管道内进行运移, 模拟得到的最大正压力、最大负压力以及平均压力分别为 $5.61 \times 10^2 \text{ Pa}$ 、 $2.62 \times 10^3 \text{ Pa}$ 、 $1.35 \times 10^3 \text{ Pa}$; 在管道内的最长停留时间为 3.91 s。

2) 5 mm 粗颗粒在管道中最长停留时间为 1.71 s。模拟结果显示: 在一定粒径范围内, 随粒径增大, 湍流影响变弱, 粉尘在管道内停留时间减小。与李伟^[8]采用半经验公式对不同粒径在方形管道内计算得出的沉积规律基本吻合。

3) 相比微颗粒粉尘, 粗颗粒运移更加具有规律性。颗粒大致会从 3 个位置与壁面进行大规模的碰撞沉积, 运移轨迹呈现波浪状。在管道进口段 4 m 左右, 入射速度较大, 进行第 1 次剧烈碰撞; 在中部 10 m 左右, 颗粒与壁面进行第 2 次碰撞, 并有一定的二次扬尘现象发生; 在管道出口段 15 m 左右, 进行第 3 次碰撞, 颗粒沉降区域变长。

参 考 文 献

- [1] 董军,汪日生,于贵生,等. 基于 DPM 压入式通风全岩巷综掘面粉尘运移规律数值模拟[J]. 煤矿安全, 2016,47(6): 190-193
- [2] GOLOVKIN M, REDDY A S. Structure and expression of a plant U1 snRNP 70K gene: alternative splicing of U1 snRNP 70K pre-mRNAs produces two different transcripts[J]. Plant Cell, 1996,8(8):1421-1435
- [3] LAÍN S, SOMMERFELD M. Numerical calculation of pneumatic conveying in horizontal channels and pipes: Detailed analysis of conveying behaviour[J]. International Journal of Multiphase Flow, 2012,39:105-120
- [4] 王海宁,王花平. 矿用空气幕数值模拟研究[J]. 中国钨业, 2009,24(4):13-16
- [5] 金波. 长距离掘巷前压后抽混合式通风数值模拟研究[D]. 赣州:江西理工大学, 2015
- [6] 李锋. 基于 FLUENT 的硐室采场粉尘浓度分布规律模研究[D]. 青岛:青岛理工大学, 2010
- [7] 钟主海,刘磊,樊辉青,等. 矩形和圆形微通道内流体流动特性的实验研究[J]. 中国电机工程学报, 2012,32(14): 76-81
- [8] 李伟. 通风管道中细微粉尘的湍流沉积规律[J]. 中国粉体技术, 2014,20(2):56-60
- [9] 李艳强,吴超,易斌,等. 受限空间内粉尘流动的浓度分布模型及其数值模拟[J]. 中国安全科学学报, 2007,17(10): 50-55
- [10] 李卓群,张洁,黄宁,等. 粉尘干沉降研究[J]. 中国沙漠, 2011,31(3):639-648
- [11] Inc B F. Fluent User's Guide; Fluent Incorporated, Lebanon NH, 2010 [C]. USA, 2013. <http://citeseer.ist.psu.edu/showciting?cid=67797>
- [12] 杨丹,刘洋. 基于数值仿真技术的密闭空间煤尘爆炸性研究[J]. 能源与节能, 2015(9):184-186
- [13] WILCOX D C. Turbulence modeling for CFD[J]. Dcw Industries La Canada California USA, 1998;363-367
- [14] 樊建人,姚军. 气固两相流中颗粒-颗粒随机碰撞新模型[J]. 工程热物理学报, 2001,22(5):629-632
- [15] 刘承婷. 油气水多相流动计算及其应用[D]. 大庆:大庆石油学院, 2006
- [16] 周宇,钱炜祺,邓有奇,等. $k-\omega$ SST 两方程湍流模型中参数影响的初步分析[J]. 空气动力学学报, 2010,28(2): 213-217
- [17] 张灿凤. 空调通风管道颗粒物沉降规律数值模拟研究[D]. 淮南:安徽理工大学, 2013