

DOI: 10.11883/bzycj-2018-0297

# 褐煤爆炸冲击气流传播特性 与 CO 生成特性数值模拟\*

刘天奇

(沈阳航空航天大学安全工程学院, 辽宁 沈阳 110136)

**摘要:** 为研究褐煤爆炸过程中冲击气流传播特性及 CO 毒气生成特性, 以水平管道煤尘爆炸实验装置为依托, 按 1:1 比例建立水平管道几何模型, 在构建煤尘爆炸动力传播特性数学模型的基础上, 展开冲击气流传播特性与 CO 生成特性模拟分析。结果表明: 通过对比不同时刻褐煤爆炸火焰传播距离模拟值与实测值, 验证了模拟方法的可靠性。以冲击气流传播速度模拟值划分空间区域, 得到:  $z=0\sim 0.1\text{ m}$  为初始扬尘区,  $z=0.1\sim 0.42\text{ m}$  为冲击气流速度跃升区,  $z=0.42\sim 0.98\text{ m}$  为冲击气流高速传播区,  $z=0.98\sim 1.4\text{ m}$  为冲击气流缓冲区。  $z=0.2\text{ m}$  与  $z=0.4\text{ m}$  截面上距圆心越远, 冲击气流传播速度越大, 这是由流体流动的“壁面效应”导致的, 壁面附近空隙率大于流体内部, 流动时所受阻力比较小, 因此出现冲击气流在近壁处流速较大的分布特征。模拟 CO 毒气产物生成特性发现, 管内  $z=0.3\sim 0.6\text{ m}$  为 CO 质量分数相对最高的空间范围, 局部最高达到 0.024%~0.026%。在  $z>0.7\text{ m}$  时, 由于颗粒受重力作用, 同时爆炸产生的高温气体受浮力作用, 导致 CO 气体产物出现下沉的趋势。

**关键词:** 煤尘爆炸; 冲击气流; CO 毒气产物; 褐煤

**中图分类号:** O389; X936

**国标学科代码:** 13035

**文献标志码:** A

煤尘爆炸过程中产生的高速传播的冲击气流不仅会严重损坏井下作业设备, 还有将设备表面和巷道地面的沉积煤尘吹扬起来的可能, 造成更具破坏力的二次甚至多次爆炸<sup>[1-2]</sup>。与此同时, 由于受限空间内氧气不足, 还会生成一定浓度的 CO、CO<sub>2</sub> 等有毒有害气体<sup>[3-4]</sup>, 据统计, 由煤尘爆炸事故造成的伤亡人员中, 近 70% 是由于吸入了 CO 毒气产物<sup>[5-6]</sup>。由此可见, 对煤尘爆炸冲击气流传播特性和 CO 毒气产物生成特性展开研究, 十分必要。

目前, 在煤尘爆炸强度特性方面, Eckhoff<sup>[7]</sup> 分析了粒径分散度、粉尘云聚合度、粉尘云浓度和湍流度对爆炸强度的影响; Elaine<sup>[8]</sup> 研究了瓦斯爆炸驱动作用下煤尘爆炸的火焰传播速度与火焰结构特征; Pawel 等<sup>[9]</sup> 采用连通容器, 研究了管体参数与管体内部粉尘爆炸压力特性的关系; 蔡周全等<sup>[10]</sup> 研究了 658 m 巷道中瓦斯煤尘爆炸冲击波能量与传播速度衰减规律; 刘贞堂<sup>[11]</sup> 使用 20 L 球分析了煤尘爆炸火焰场与温度场变化过程; 司荣军<sup>[6]</sup> 使用大型实验巷道研究了煤尘爆炸火焰与压力传播特性; 刘义等<sup>[12]</sup> 使用 3.2 L 管体研究了瓦斯含量、煤尘种类与粒径对煤尘爆炸下限浓度影响作用; 曹卫国等<sup>[13]</sup>、程磊<sup>[14]</sup> 分别采用半封闭竖直管、单向分叉管研究了煤尘爆炸火焰特性。综上所述, 目前在煤尘爆炸强度特性方面的研究已取得一定进展, 但在采用数值模拟方法分析煤尘爆炸冲击气流传播特性和 CO 生成特性方面, 尚未充分展开。

鉴于此, 本文中选取褐煤样品, 以水平玻璃管煤尘爆炸实验系统为依托, 在建立煤尘爆炸特性数学模型的基础上, 通过将不同时刻火焰传播距离模拟值与实测值进行对比, 以验证模拟方法的可靠性。在此基础上, 模拟分析褐煤在管道空间爆炸后的冲击气流传播特性和 CO 毒气产物生成特性, 研究结果可为评估爆炸威力与破坏效应提供参考。

\* 收稿日期: 2018-08-13; 修回日期: 2018-11-02

基金项目: 国家自然科学基金(51774168); 博士科研启动基金(18YB37)

第一作者: 刘天奇(1990—), 男, 博士, 讲师, ltq613@163.com。

## 1 水平管道煤尘爆炸特性实验系统

为验证模拟方法的可靠性,便于将模拟结果与实验结果展开对比,因此先采用水平玻璃管道实验系统(见图 1)测试不同时刻褐煤爆炸火焰传播距离。该装置主要包括玻璃管系统、喷尘系统、高温点火系统、高速摄像系统、支架导轨系统、数据采集系统和管体吹扫系统。管长 1.4 m,截面内径 80 mm,管壁厚 3 mm,管壁上标有长度尺度,可使用高速摄像机收集不同时刻火焰图像。

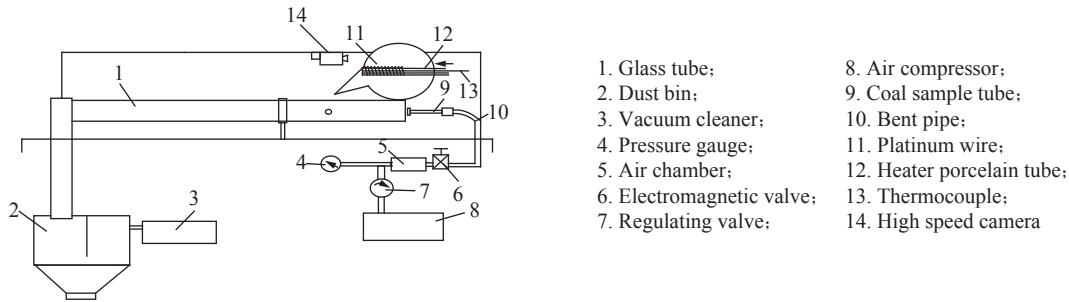


图 1 水平管道煤尘爆炸装置结构

Fig. 1 Coal dust explosion device of horizontal tube

为使煤尘颗粒形成悬浮云团并在管内点火与爆炸,设置装置的喷尘方式为气流携带式,微型空气压缩机形成高压空气,将煤样管中煤尘带进玻璃管形成悬浮云团,在高温铂丝附近区域发生爆炸,高温铂丝距煤样管 0.2 m。初始扬尘压力默认 0.05 MPa,调节步长为±0.01 MPa;高温铂丝点火温度默认 1 100 ℃,受玻璃管工作温度限制,点火温度最高可设置 1 200 ℃;每次实验装入煤样管煤尘质量 2 g,煤尘粒径 75 μm。测得不同时刻褐煤爆炸火焰传播距离见表 1,其中,500 ms 时褐煤爆炸火焰传播至最远距离 74 cm。以上测试工况与测试结果为模拟分析提供了数据基础。

表 1 不同时刻爆炸火焰传播距离

Table 1 Flame propagation distance of explosion at different time

时间 <i>t</i> /ms	火焰传播距离 <i>l</i> /cm	时间 <i>t</i> /ms	火焰传播距离 <i>l</i> /cm
0	0	625	60
125	47	750	41
250	60	875	15
375	65	1 000	0
500	74		

## 2 褐煤尘云爆炸冲击气流传播特性与 CO 生成特性模拟分析

### 2.1 煤尘爆炸动力传播特性数学模型

#### 2.1.1 煤尘颗粒水分析出模型

煤尘水分析出过程,可用液滴蒸发模型进行描述。水分析出速率表达式为<sup>[15]</sup>:

$$\dot{m}_w = \begin{cases} -\pi d Nu D_s \rho_s \ln \left( 1 + \frac{Y_{H_2O,s} - Y_{H_2O,g}}{1 - Y_{H_2O,s}} \right) & T_p < T_g \\ -\pi d Nu \frac{\lambda_s}{c_{ps}} \ln \left[ 1 + \frac{c_{ps}(T - T_p)}{1 - L_w} \right] & T_p \geq T_g \end{cases} \quad (1)$$

式中:  $\dot{m}_w$  为水分析出速率, kg/s;  $d$  为颗粒瞬时直径, m;  $D_s$  为组分  $s$  相的扩散系数;  $\rho_s$  为煤尘颗粒表面密度, kg/m<sup>3</sup>;  $T_p$  为颗粒温度, K;  $T_g$  为气体温度, K;  $\lambda_s$  为热导率, W/(m·K);  $c_{ps}$  为定压比热容, J/(kg·K);  $Y_{H_2O,s}$  为颗粒表面水蒸气浓度, kg/m<sup>3</sup>。

### 2.1.2 煤尘颗粒挥发分析出模型

选取双步竞争反应速率模型描述挥发分析出速率, 其挥发分析出速率公式为<sup>[15]</sup>:

$$\begin{cases} \dot{m}_v = -\alpha_1 \dot{m}_d B_{v1} \exp\left(-\frac{E_{v1}}{RT_p}\right) - \alpha_2 \dot{m}_d B_{v1} \exp\left(-\frac{E_{v2}}{RT_p}\right) \\ \dot{m}_d = -\dot{m}_d B_{v1} \exp\left(-\frac{E_{v1}}{RT_p}\right) - \dot{m}_d B_{v1} \exp\left(-\frac{E_{v2}}{RT_p}\right) \end{cases} \quad (2)$$

式中:  $\dot{m}_d$  为干燥无灰基煤的析出速率;  $\alpha_1$  为煤尘中挥发分所占百分比, %;  $\alpha_2$  取为 0.8;  $B_{v1}$ 、 $B_{v2}$ 、 $E_{v1}$ 、 $E_{v2}$  均是模型中的动力学参数。

### 2.1.3 煤尘颗粒挥发分湍流燃烧模型

挥发分气体湍流燃烧过程中反应  $r$  中物质  $i$  的生成速率为<sup>[15]</sup>:

$$R_{i,r} = v_{i,r} M_{w,i} A \rho \frac{\varepsilon}{k} \min\left(\frac{Y_R}{v_{R,r} M_{w,R}}\right) \quad (3)$$

式中:  $Y_R$  为反应物组分的质量分数;  $A$  为反应速率经验常数, 取  $A=4.0$ 。

### 2.1.4 煤尘焦炭颗粒燃烧模型

采用动力扩散有限速率模型描述焦炭燃烧, 其中氧化物与氧化剂向颗粒表面的扩散速率为<sup>[15]</sup>:

$$D_0 = C_1 \frac{[(T_p + T_g)/2]^{0.75}}{d_p} \quad (4)$$

式中:  $T_p$  为颗粒相温度, K;  $T_g$  为气相温度, K;  $d_p$  为颗粒平均直径, m。

### 2.1.5 爆炸空间煤尘颗粒湍流流动模型

采用颗粒随机轨道模型描述煤尘颗粒在气相中的湍流流动<sup>[16]</sup>。在笛卡尔坐标系下(以  $x$  方向为例)颗粒的作用力平衡方程为:

$$\frac{du_p}{dt} = F_D(u - u_p) + \frac{g_x(\rho_p - \rho)}{\rho_p} + F_x \quad (5)$$

式中:  $u_p$  为颗粒在  $x$  方向位置, m;  $\rho_p$  为颗粒密度,  $\text{kg/m}^3$ 。

### 2.1.6 爆炸空间两相辐射换热模型

使用 P-1 辐射模型描述煤尘爆炸中气相与颗粒相的热辐射现象, 对于辐射热流  $q_r$ , 其计算表达式为<sup>[16]</sup>:

$$\mathbf{q}_r = -\frac{1}{3(a + \sigma_s) - C\sigma_s} \nabla G \quad (6)$$

式中:  $a$  为辐射换热的吸收系数;  $\sigma_s$  为辐射换热的散射系数;  $G$  为入射辐射;  $C$  为线性各相异性相位函数系数。

## 2.2 水平管道几何模型建立与网格划分

使用 GAMBIT 软件按 1 : 1 比例构建三维圆柱体水平直线管道几何模型并划分网格(见图 2)。玻璃管内径 80 mm, 管长 1.4 m, 长径比 17.5, 管体空间体积 0.007  $\text{m}^3$ 。使用结构化与非结构化并存的混合网格划分几何体, 先将圆形侧面的边划分 40 段, 再将整个几何体以楔形体和六面体单元按 Cooper 类型划分体网格, 体网格总数 34 119 个。

## 2.3 初始条件、边界条件与模型参数设置

### 2.3.1 初始条件设置

水平管道空间内初始压力为 0.1 MPa, 爆炸空间流场为不可压缩流动。管道空间内流场初始速度为零。入射颗粒初始温度为 343 K, 颗粒初始入射方向为沿  $z$  轴正向, 颗粒初始入射速度为 4 m/s。定义圆柱体高温点火区初始温度为 1 373 K(见图 3), 用以触发煤尘爆炸化学反应, 非点火区与管道内壁初始温度为 300 K。为更贴近真实情况, 考虑三维空间重力加速度, 方向沿  $x$  轴负方向, 大小为 9.8  $\text{m/s}^2$ 。

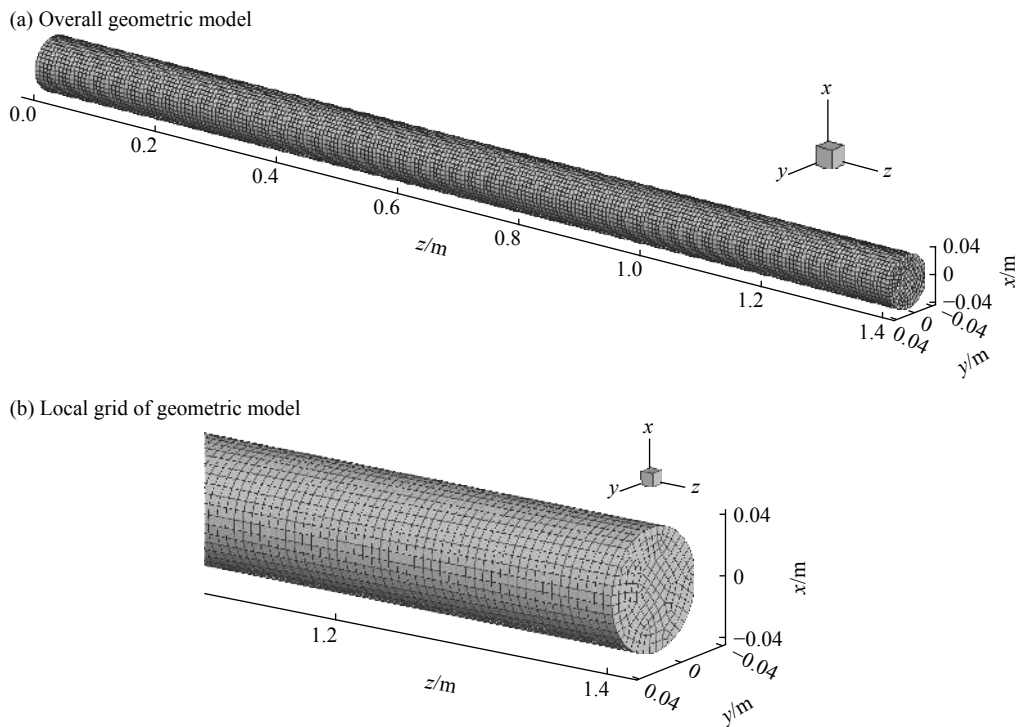


图 2 划分网格的几何模型

Fig. 2 Geometry model of the mesh

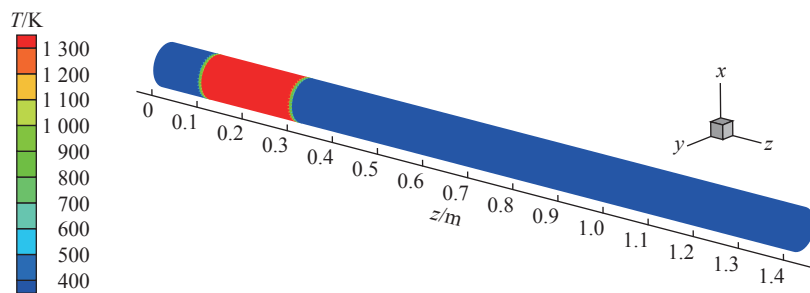


图 3 初始高温点火区(点火温度 1 373 K)

Fig. 3 Initial high-temperature ignition zone (ignition temperature=1 373 K)

### 2.3.2 边界条件设置

水平管道爆炸空间的边界条件包括速度入口、压力出口和管壁。其中,根据煤样管内径、管长及管内壁粗糙度,通过计算高压气流流经煤样管时的体积流量,推导出入口风速为 4.31 m/s。根据煤样管入口处气体流动雷诺数,推算出入口湍流强度为 12%。另外,入口温度为 300 K,入口  $O_2$  质量分数为 23.15%;出口回流温度为 2 000 K,回流湍流强度为 10%,出口为颗粒的逃逸边界;石英玻璃管壁密度为 2 400 kg/m<sup>3</sup>,管壁比热为 840 J/(kg·K),管壁热传导率为 173 W/(m·K),管壁内部辐射散射率为 0.5。

### 2.3.3 模型参数设置

为便于验证模拟结果准确性,使用第 1 节中褐煤的参数进行爆炸过程模拟。褐煤颗粒为可燃、高挥发分、粒径 75  $\mu\text{m}$  的球体,粒径分散度符合 Rosin-Rammler 函数<sup>[17]</sup>。设置煤尘比热为 1 100 J/(kg·K),挥发分含量为 36.88%,挥发分释放温度为 773 K,煤尘颗粒表面二元扩散系数为  $3 \times 10^{-5}$  m<sup>2</sup>/s,褐煤的焦炭燃尽当量比为 2.67,焦炭中可燃物质量分数为 36.7%,焦炭燃烧释放热量为  $3.29 \times 10^7$  J/kg。

## 2.4 数值模拟结果的精度检验

为验证使用 FLUENT 软件模拟的可靠性,以不同时刻水平管道空间褐煤爆炸火焰传播距离实验数

据为基础, 结合图 4 所示的不同时刻沿  $z$  方向  $y=0$  截面火焰温度云图, 分析可知:  $t=0.1$  s 时, 火焰传播 0.36 m, 此时煤尘颗粒刚刚运移出高温点火区;  $t=0.125, 0.25, 0.375$  s 时, 火焰分别传播至 0.46、0.56、0.74 m, 这 3 个时刻火焰传播距离实测值分别为 0.47、0.60、0.65 m, 对比可知最大误差 0.09 m, 最小误差 0.01 m, 达到了模拟精度要求。

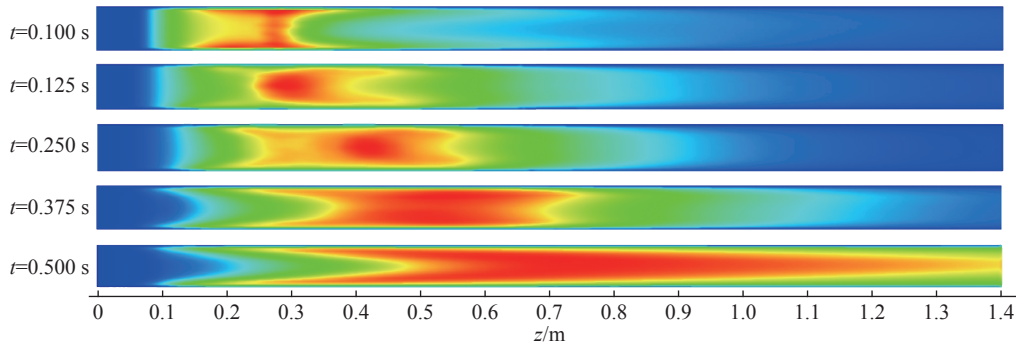


图 4 不同时刻  $y=0$  截面火焰温度云图

Fig. 4 Flame temperature's nephogram of  $y=0$  cross section at different time

### 2.5 爆炸反应充分时沿 $z$ 方向冲击气流传播速度模拟分析

图 5~6 分别为模拟得到的爆炸反应充分 ( $t=0.5$  s) 时  $y=0$  截面上爆炸冲击气流传播速度的云图与等值线图, 从中可分析冲击气流传播速度沿  $z$  轴  $0\sim 1.4$  m 分布特征:  $z=0\sim 0.1$  m 为冷态流场, 既不在高温点火区, 又不在爆炸传播下行空间, 煤尘颗粒在煤样管内初始扬尘压力作用下进入玻璃管, 在  $z=0\sim 0.1$  m 范围冲击气流传播速度约 4 m/s, 与煤尘颗粒初始入射速度基本保持一致;  $z=0.1\sim 0.42$  m 为爆炸冲击气流传播速度跃升区, 气流传播速度沿  $z$  轴正向由 4 m/s 快速增大至 13 m/s, 而  $z=0.1\sim 0.3$  m 为高温点火区, 说明爆炸反应对冲击气流传播速度的促进作用十分明显;  $z=0.42\sim 0.98$  m 为冲击气流高速传播区, 传播速度达最大, 约 14 m/s, 该区段涵盖了爆炸火焰高温核心区  $z=0.56\sim 0.86$  m, 证明了冲击气流的高速传播增大了火焰高温的扩散范围, 也说明高温火焰与高速冲击气流作为煤尘爆炸的两项重要传播特性, 具有密切的伴生关系, 气流可以携带火焰的热量继续传播, 火焰的热量也可使气流膨胀, 加速其传播;  $z=0.98\sim 1.4$  m 为冲击气流缓冲区, 其传播速度逐渐变小。

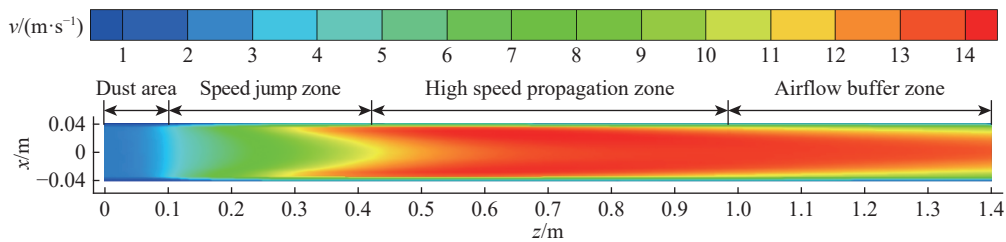


图 5  $y=0$  截面冲击气流传播速度云图

Fig. 5 Impinging airflow propagation velocity's nephogram of  $y=0$  cross section

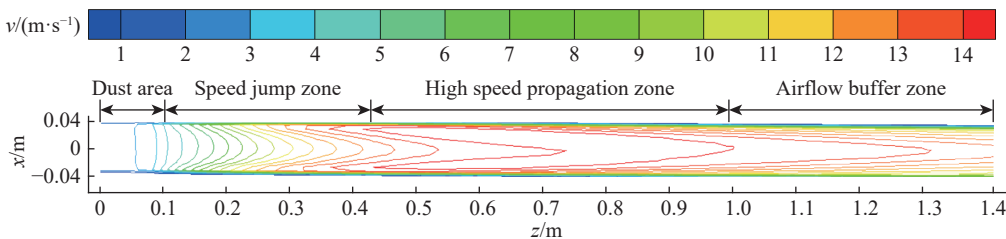


图 6  $y=0$  截面冲击气流传播速度等值线图

Fig. 6 Impinging airflow propagation velocity's contour of  $y=0$  cross section



综上分析,以爆炸冲击气流传播特性为基础,将爆炸管体空间划分为初始扬尘区( $z=0\sim 0.1\text{ m}$ )、速度跃升区( $z=0.1\sim 0.42\text{ m}$ )、高速传播区( $z=0.42\sim 0.98\text{ m}$ )和气流缓冲区( $z=0.98\sim 1.4\text{ m}$ )。

## 2.6 爆炸反应充分时沿 $z$ 方向不同截面冲击气流传播速度模拟分析

图7为沿  $z$  轴  $0\sim 1.4\text{ m}$  范围内每隔  $0.2\text{ m}$  切片截面上冲击气流传播速度分布情况。由于  $z=0.1\sim 0.3\text{ m}$  为高温点火区,煤尘颗粒在  $z=0.2\text{ m}$  与  $z=0.4\text{ m}$  截面上已经开始发生爆炸反应,因此在两截面均呈现出距离圆心越远(即距管壁越近),冲击气流传播速度越大的变化趋势,这主要是由流体流动的壁面效应导致的。由于管壁壁面附近的空隙率大于流体内部,流动时所受阻力比较小,因此出现冲击气流在近壁处流速较大的分布特征。由于  $z=0.4\text{ m}$  截面相比于  $z=0.2\text{ m}$ ,更接近于爆炸核心区  $z=0.56\sim 0.86\text{ m}$ ,因此  $z=0.4\text{ m}$  截面上冲击气流传播速度整体上更大。 $z=0.6\text{ m}$  与  $z=0.8\text{ m}$  均位于爆炸核心区内,两截面上冲击气流传播速度与高速气流分布范围相比于其他截面均更大。 $z=1\text{ m}$ 、 $z=1.2\text{ m}$  与  $z=1.4\text{ m}$  均位于爆炸核心区下行传播范围,其截面上呈现出距离圆心越近冲击气流传播速度越大的特点,说明这3个截面上爆炸冲击气流空间传播效应比壁面效应更显著,且距离爆炸核心区越远,截面上冲击气流传播速度整体越小,这与实际情况相符。

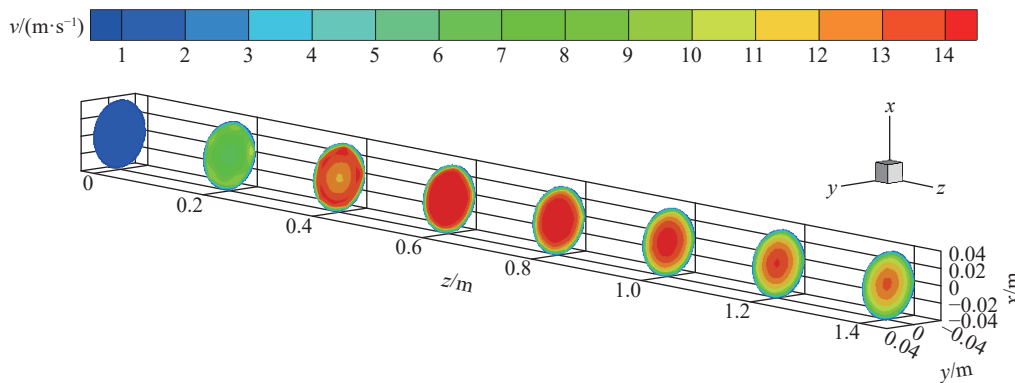


图7 沿  $z$  方向不同距离管道截面冲击气流传播速度云图

Fig. 7 Impinging airflow propagation velocity's nephogram at different positions along  $z$  direction

## 2.7 爆炸反应充分时 CO 毒气产物生成特性模拟分析

在  $t=0.5\text{ s}$  爆炸反应充分时,管体内  $y=0$  截面上 CO 质量分数分布情况如图8所示。管体内  $z=0.3\sim 0.6\text{ m}$  为 CO 质量分数相对最高的空间范围,局部最高达到  $0.024\%\sim 0.026\%$ ,说明这段空间内煤尘爆炸反应消耗了更多的  $\text{O}_2$ ,这与  $z=0.1\sim 0.3\text{ m}$  为高温点火区域有直接关系; $0.6\text{ m}<z<1.4\text{ m}$  范围内,距离爆源点越远,CO 气体产物质量分数逐渐变小,而且在  $z>0.7\text{ m}$  后,煤尘颗粒在重力作用下具有向管体底部集中的趋势,因此爆炸反应 CO 毒气产物在截面分布上有下沉的趋势;另外,爆炸生成的高温气体在受到沿  $z$  轴正向的推动力的同时,还在高温膨胀的作用下受到向上的浮力,在两种力共同作用下,高温气体会在  $z>0.7\text{ m}$  范围内贴近管壁上方运动,导致反应相对不完全、温度相对较低的 CO 气体产物出现下沉的趋势。不同 CO 质量分数环境下的人体反应见表2,模拟显示的 CO 气体局部最大质量分数约为  $0.026\%$ ,实验结束后管体吹扫功能可将 CO 毒气带至室外,可以保证实验人员的安全。

图9为沿  $z$  方向不同距离处管道截面上 CO 气体产物质量分数云图,从中可分析与  $z$  轴垂直的管道截面上 CO 分布情况。由  $z=0.2\text{ m}$ 、 $z=0.4\text{ m}$ 、 $z=0.6\text{ m}$  截面看出: $z=0.2\text{ m}$  截面上圆心外围部分区域、 $z=0.4\text{ m}$  截面上圆心附近部分区域及  $z=0.6\text{ m}$  截面上圆心附近小范围区域,是 CO 气体产物质量分数较大区域,这与前文分析结果是一致的。在  $0.8\text{ m}\leq z\leq 1.4\text{ m}$  范围内,管体下半部分的 CO 质量分数明显大于上半部分,可从两个方面对这个现象进行解释:一方面,说明煤尘颗粒受到重力作用,在管体  $0.8\text{ m}\leq z\leq 1.4\text{ m}$  空间内出现下沉的趋势,使爆炸反应集中于管体下半部分,导致管体下半部分氧气量不足,从而相比于

管体上半部分, 生成了更大质量分数的 CO 气体; 另一方面, 高温气体受到浮力的作用, 会贴近管壁上方运动, 进而造成反应相对不完全的 CO 气体产物出现下沉的趋势。

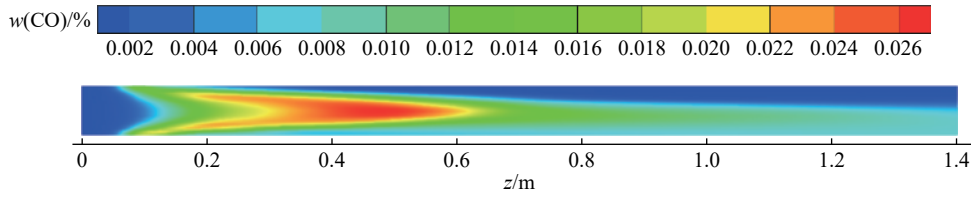


图 8  $y=0$  截面 CO 质量分数云图  
Fig. 8 Mass fraction's nephogram of CO in  $y=0$  cross section

表 2 人体在 CO 气体环境下的反应

Table 2 Human reactions under condition of CO

CO 体积分数/%	CO 质量分数/%	人体反应	CO 体积分数/%	CO 质量分数/%	人体反应
0.02	0.019	2~3 h: 轻微头痛	0.16	0.155	1 h: 四肢无力
0.04	0.039	1~2 h: 眩晕	0.32	0.309	20 s: 丧失知觉
0.08	0.077	45 s: 耳鸣头痛	1.32	1.276	1~3 s: 死亡

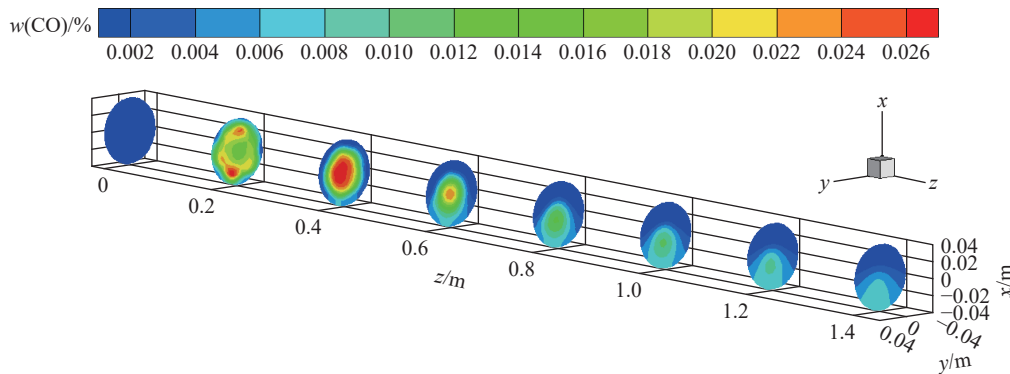


图 9 沿  $z$  方向不同距离管道截面 CO 质量分数云图  
Fig. 9 Mass fraction's nephogram of CO at different positions along  $z$  direction

### 3 结 论

(1) 通过对比不同时刻褐煤爆炸火焰传播距离的模拟值与实测值, 验证模拟方法的可靠性。结果表明, 不同时刻爆炸火焰传播距离的模拟值与实测值最大误差 0.09 m, 最小误差 0.01 m, 达到了模拟精度要求, 验证了数值模拟煤尘爆炸冲击气流传播特性和 CO 生成特性的可行性。

(2) 模拟分析了爆炸反应充分时  $y=0$  截面上和沿  $z$  方向不同截面上的冲击气流传播特性。研究发现: 以冲击气流传播特性为基础,  $z=0\sim 0.1$  m 为初始扬尘区,  $z=0.1\sim 0.42$  m 为冲击气流速度跃升区,  $z=0.42\sim 0.98$  m 为冲击气流高速传播区,  $z=0.98\sim 1.4$  m 为冲击气流缓冲区。此外, 由于  $z=0.2$  m 与  $z=0.4$  m 截面上爆炸反应已经发生, 因此两截面上距圆心越远, 冲击气流传播速度越大, 这是由流体流动的壁面效应导致的。壁面附近空隙率大于流体内部, 流动时所受阻力比较小, 因此出现冲击气流在近壁处流速较大的分布特征。  $z=1$  m、 $z=1.2$  m 与  $z=1.4$  m 均位于爆炸核心区下行传播范围, 其截面上呈现出距离圆心越近、冲击气流传播速度越大的特点。

(3) 模拟分析了爆炸反应充分时 CO 毒气产物的生成特性。管内  $z=0.3\sim 0.6$  m 为 CO 质量分数相对最高的空间范围, 局部最高达到 0.024%~0.026%。在  $z>0.7$  m 时, 由于煤尘颗粒受重力作用具有向

管底集中的趋势,同时爆炸产生的高温气体受到向上的浮力,导致CO气体产物出现下沉的趋势。而且, $z=0.2\text{ m}$ 截面上圆心外围部分区域、 $z=0.4\text{ m}$ 截面上圆心附近部分区域及 $z=0.6\text{ m}$ 截面上圆心附近小范围区域,是CO气体产物质量分数较大的区域。以上数值模拟研究实现了对实验测试结果的合理有效补充。

## 参考文献:

- [1] 金龙哲. 矿井粉尘防治理论 [M]. 北京: 科学出版社, 2010: 33–35.
- [2] 景国勋, 杨书召. 煤尘爆炸传播特性的实验研究 [J]. *煤炭学报*, 2010, 35(4): 605–608. DOI: 10.13225/j.cnki.jccs.2010.04.023.  
JING Guoxun, YANG Shuzhao. Experimental study on flame propagation characteristic of coal dust explosion [J]. *Journal of China Coal Society*, 2010, 35(4): 605–608. DOI: 10.13225/j.cnki.jccs.2010.04.023.
- [3] 毕明树. 气体和粉尘爆炸防治工程学 [M]. 北京: 化学工业出版社, 2012: 20–26.
- [4] ABBASI T, ABBASI S A. Dust explosion: cases, causes, consequences, and control [J]. *Journal of Hazardous Materials*, 2007, 140(1): 7–44.
- [5] ECKHOFF R K. Current status and expected future trends in dust explosion research [J]. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2005, 18(4): 225–237.
- [6] 司荣军. 矿井瓦斯煤尘爆炸传播规律研究 [D]. 青岛: 山东科技大学, 2007: 25–37; 1–25.
- [7] ECKHOFF R K. Understanding dust explosions: the role of powder science and technology [J]. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2009, 22(1): 105–116. DOI: 10.1016/j.jlp.2008.07.006.
- [8] ELAINE O. Structure and flame speed of dilute and dense layered coal-dust explosions [J]. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2015, 36(4): 214–222.
- [9] PAWEL K, ALEX H. An investigation of the consequences of primary dust explosions in interconnected vessels [J]. *Journal of Hazardous Materials*, 2006, 137(2): 752–761. DOI: 10.1016/j.jhazmat.2006.04.029.
- [10] 蔡周全, 罗振敏, 程方明. 瓦斯煤尘爆炸传播特性的实验研究 [J]. *煤炭学报*, 2009, 34(7): 938–941. DOI: 10.3321/j.issn:0253-9993.2009.07.015.  
CAI Zhouquan, LUO Zhenmin, CHENG Fangming. Experimental study on propagation characteristic of gas and coal dust explosion [J]. *Journal of China Coal Society*, 2009, 34(7): 938–941. DOI: 10.3321/j.issn:0253-9993.2009.07.015.
- [11] 刘贞堂. 瓦斯煤尘爆炸物证特性参数实验研究 [D]. 北京: 中国矿业大学, 2010: 12–28.
- [12] 刘义, 孙金华, 陈东梁. 甲烷-煤尘复合体系中煤尘爆炸下限的实验研究 [J]. *安全与环境学报*, 2007, 7(4): 129–131. DOI: 10.3969/j.issn.1009-6094.2007.04.033.  
LIU Yi, SUN Jinhua, CHEN Dongliang. Experimental study on the lower limit of coal dust explosion in methane-coal dust composite system [J]. *Journal of Safety and Environment*, 2007, 7(4): 129–131. DOI: 10.3969/j.issn.1009-6094.2007.04.033.
- [13] 曹卫国, 徐森, 梁济元. 煤粉爆炸过程中火焰的传播特性 [J]. *爆炸与冲击*, 2014, 34(5): 586–593. DOI: 10.11883/1001-1455(2014)05-0586-08.  
CAO Weiguo, XU Sen, LIANG Jiyuan. Flame propagation characteristic of coal dust explosion [J]. *Explosion and Shock Waves*, 2014, 34(5): 586–593. DOI: 10.11883/1001-1455(2014)05-0586-08.
- [14] 程磊. 受限空间煤尘爆炸冲击波传播衰减规律研究 [D]. 焦作: 河南理工大学, 2011: 41–49.
- [15] 周力行. 湍流两相流动与燃烧的数值模拟 [M]. 北京: 清华大学出版社, 1991: 19–38.
- [16] FAUNDEZ J, ARENILLAS A, RUBIERA F. Ignition behavior of different rank coals in an entrained flow reactor [J]. *Fuel*, 2005, 84(17): 2172–2177. DOI: 10.1016/j.fuel.2005.03.028.
- [17] 刘建, 姚海飞, 金龙哲. 基于罗森-拉姆勒分布函数的粉尘分散度分析 [J]. *北京科技大学学报*, 2010, 32(9): 1101–1106. DOI: 10.13374/j.issn1001-053x.2010.09.001.  
LIU Jian, YAO Haifei, JIN Longzhe. Dust dispersion analysis based on Rosen-Rammler distribution function [J]. *Journal of Beijing University of Science and Technology*, 2010, 32(9): 1101–1106. DOI: 10.13374/j.issn1001-053x.2010.09.001.



## Numerical simulation on characteristics of impinging air flow propagation and CO formation in lignite explosion

LIU Tianqi

(College of Safety Engineering, Shenyang Aerospace University, Shenyang 110136, Liaoning, China)

**Abstract:** In this paper we established a horizontal pipeline geometric model based on the horizontal pipeline coal dust explosion experimental device to study the characteristics of impinging airflow and CO gas generation during lignite explosion, and constructed the mathematical model of the coal-dust explosion dynamic propagation according to the 1 : 1 ratio, with the characteristics of the airflow propagation and CO generation simulated. The results verified the reliability of the simulation by comparing the simulated and measured values of the lignite explosion flame propagation distance at different times. The spatial region is divided by the simulated velocity of the impinging airflow:  $z=0-0.10$  m is the initial dusting zone,  $z=0.10-0.42$  m is the impact airflow velocity jump zone, and  $z=0.42-0.98$  m is the high velocity propagation zone of the impinging airflow.  $z=0.98-1.40$  m is the impinging airflow buffer. The farther away from the centers of the  $z=0.20$  m and  $z=0.40$  m cross-sections, the greater the velocity of the impinging airflow, resulting from the “wall effect” of the fluid flow. The void ratio near the wall is larger than that in the inside of the fluid, and the resistance is weak when flowing. Therefore, the impinging airflow exhibits a relatively greater flow velocity near the wall. The simulation of the formation of CO gas products shows that  $z=0.30-0.60$  m in the tube is the spatial range with the highest CO mass fraction, and the local maximum is 0.024%–0.026%. At  $z>0.70$  m, the particles were subjected to the gravity, and the high-temperature gas generated by the explosion was subjected to the buoyancy, resulting in a tendency of the CO gas product to sink.

**Keywords:** explosion of coal dust; impinging airflow; CO toxic gas product; lignite

(责任编辑 丁 峰)