

连通设备粉尘爆炸泄压面积确定方法

李刚, 周雷, 张晓宇, 张凯
(东北大学资源与土木工程学院, 辽宁沈阳 110819)

摘要: 国内外相关标准提供了单体设备的泄压面积计算方法, 但连通设备的准则尚属空白. 通过FLACS数值模拟, 以玉米淀粉为爆炸介质, 探究了连通设备内的泄爆压力和压力上升速率. 结果表明: 当管道长度一定时, 传爆容器内最大泄爆压力随泄压面积增加而降低; 在设置相同泄压面积时, 传爆容器内的最大泄爆压力随管道长度的增长而增大, 且达到最大泄爆压力的时间也随之延后; 传爆容器所需最小安全泄压面积大于同等大小单体设备的泄压面积, 说明现有单体设备的泄压面积计算方法对于连通设备不适用. 通过数值拟合, 对标准中单体设备的泄压面积计算公式进行修正, 使其满足连通设备安全泄压要求. 研究结果为连通系统的防爆设计提供参考和依据.

关键词: 连通设备; 粉尘爆炸; 数值模拟; 泄爆压力; 泄压面积

中图分类号: X 932 文献标志码: A 文章编号: 1005-3026(2024)02-0276-06

Determination Method of Pressure Relief Area for Dust Explosion of Connected Equipment

LI Gang, ZHOU Lei, ZHANG Xiao-yu, ZHANG Kai

(School of Resources & Civil Engineering, Northeastern University, Shenyang 110819, China. Corresponding author: LI Gang, E-mail: ligang@mail.neu.edu.cn)

Abstract: The relevant standards at home and abroad offer the calculation method for explosion venting area (EVA) of individual equipment, but there is a notable absence of guidelines for interconnected equipment. By means of FLACS numerical simulation, taking corn starch as the explosion medium, the reduced explosion pressure (REP) and rate of pressure rise in the connected equipment are simulated and explored. The results show that when the length of the pipe is fixed, the maximum REP in the booster vessel decreases with the increasement of the EVA. When the same EVA is set, the maximum REP in the booster vessel increases with the increase of the pipe length, and the time to reach the maximum REP value also delays. The minimum safe EVA required for the booster vessel is larger than that of the single equipment with same size, indicating that the calculation formula of the EVA of the single equipment is unreliable for the connected equipment. Through numerical fitting, the EVA calculation formula for single equipment in the standard was modified to meet the requirement of connected equipment. The research results provide reference for explosion-proof design for connected system.

Key words: connected equipment; dust explosion; numerical simulation; reduced explosion pressure (REP); explosion venting area (EVA)

随着工业粉体技术的迅速发展, 除尘系统在工业现场的使用越来越广泛. 在除尘器内粉尘物料总是处于悬浮粉尘云状态, 对于粮食、塑料、金属等可燃性粉尘, 除尘器内一旦出现点燃源就可

以发生粉尘爆炸事故. 统计表明, 除尘器是过程工业最容易发生粉尘爆炸的工业设备之一. 由于除尘系统结构比较复杂, 吸尘口通常设置在工艺设备上, 通过吸尘管道又将工艺设备和除尘器连

接起来,导致除尘器的爆炸会反向传播至工艺设备,从而导致严重的系统爆炸事故.2014年8月2日在江苏省昆山市发生一起特别重大粉尘爆炸事故,造成75人死亡,185人受伤,直接经济损失超过3.5亿元^[1].该起事故导致群死群伤的严重后果就是由于除尘器内的爆炸通过除尘管道传播至车间内导致的.另外,工业生产现场采用两级除尘系统也非常普遍,比如一级旋风除尘器连接二级脉冲布袋除尘器或者一级重力沉降室除尘器连接二级脉冲布袋除尘器等.针对这种相互联通工艺设备的防爆问题开展研究具有重要的现实意义.

国内外学者对连通设备的爆炸特性做了广泛而深入的研究.Lunn等^[2]利用煤粉和碳粉对不同体积比的连通容器的爆炸规律进行实验研究,结果表明在一定条件下容器内最大压力将近2 MPa.Holbrow等^[3]在Lunn等研究结果基础上,对带有泄爆措施的连通容器进一步研究,实验结果表明在开启理论计算值的安全泄压面积时并不能将连通容器的最大泄爆压力降低至该容器的抗爆强度以下,并且最大泄爆压力与容器的管径、管长以及两容器的体积比有关.Wang等^[4]认为连通容器的爆炸威力比单一容器要大得多.Holbrow等^[5]为带有泄爆措施的连通容器爆炸规律提供了额外指导,但是由于实验条件的限制,仅适用于 $p_{\max} \leq 1$ MPa且管道长度为5~15 m的小型容器.张俐等^[6]对连通容器的泄爆过程进行了数值模拟,结果表明起爆容器的火焰高度均高于传爆容器,在泄爆初期起爆容器的压力均低于传爆容器.

目前对于确定连通容器的安全泄压面积方法鲜有研究,而国内外相关标准中对于安全泄压面积的计算公式也仅考虑单体容器这一情况,对于连通容器的安全泄压面积计算公式目前尚属空白.因此本文以GB/T15605—2008中单体容器泄压面积计算公式为基础,利用FLACS软件对连通容器发生粉尘爆炸后的泄压规律进行研究,并根据模拟结果为该计算公式增添一个系数修正,使其能够满足连通容器的安全泄压.研究结果可为除尘系统防爆设计提供参考.

1 计算流体力学模型建立

1.1 背景

计算流体力学是流体力学的一个分支^[7],该学科主要用数值方法和算法来解决分析涉及流

体流动的问题.粉尘爆炸过程中火焰传播和压力发展就是一种典型的流体力学问题.DESC模块是基于现有的模拟气体爆炸的FLACS代码.在可能存在可燃粉尘危害的复杂几何形状中,DESC能够以可靠的形式预测流动、火焰传播和压力产生的结果.对于可压缩形式的质量、动量、能量、化学成分的守恒方程,FLACS是在三维笛卡尔坐标下利用有限容积法进行求解.具体方程如下.

连续性方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\beta_v \rho) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\beta_i \rho U_i) = 0. \quad (1)$$

动量方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\beta_v \rho U_i) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\beta_i \rho U_j U_i) = -\beta_v \frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_i}(\beta_j \sigma_{ij}) + \beta_v \rho g_i + R_i. \quad (2)$$

能量方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\beta_v \rho h) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\beta_j \rho U_j h) = -\frac{\partial}{\partial x_j}(\beta_j J_{h,j}) + \beta_v \frac{D_p}{D_i} + \beta_v S_h. \quad (3)$$

化学组分平衡方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\beta_i \rho w_j) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\beta_i \rho U_i w_j) = -\frac{\partial}{\partial x_i}(\beta_i J_{j,i}) + R_j. \quad (4)$$

式中: ρ 为密度; h 为焓; p 为压力; U_i 为 x_i 方向上的速度; g_i 为 x_i 方向上的重力加速度; R_i 为由网格障碍产生的附加摩擦力; $J_{h,j}$ 为网格边界焓扩散通量; S_h 为焓源项; w_j 为化学组分 j 的质量分数; $J_{j,i}$ 为 w_j 的质量扩散通量; R_j 为组分化学反应的产生或消耗速率; D_p/D_i 为动量 P 的随机导数.

1.2 几何模型建立及网格划分

本文在建立几何模型时采用FLACS软件中的DESC模块,起爆容器与传爆容器模型的容积均为1 m³,连接起爆容器与传爆容器的管道直径为DN200 mm,管道长度分别为1~10 m,管道壁厚为0.01 m.

本文在模拟计算中定义了一个三维均匀网格空间^[8],分为核心区域和扩展区域两个部分,其中核心区域的网格尺寸为0.01 m.如图1所示,网格拓展到扩展区域并进行孔隙率计算和验证,以保证几何模型与网格对齐,另外允许火焰传播到未准确对齐网格的位置.

本文假设温度为室温20℃,大气压力为0.1 MPa,重力加速度为9.8 m/s²,点火能量为10 kJ,点火延迟时间为0.1 s,在FLACS中不能模拟实际的粉尘分布以及重力对粉尘云作用的沉

降过程和颗粒间的聚集作用,因此假设一定浓度的粉尘云均匀地填充在爆炸腔中^[9].

在所建立的数学模型中设置 7 个监测点,其中 M1 ~ M3 为起爆容器内监测点, M4 为水平管道监测点, M5 ~ M7 为传爆容器内监测点. 图 1 为容器中不同时刻的火焰泄放情况.

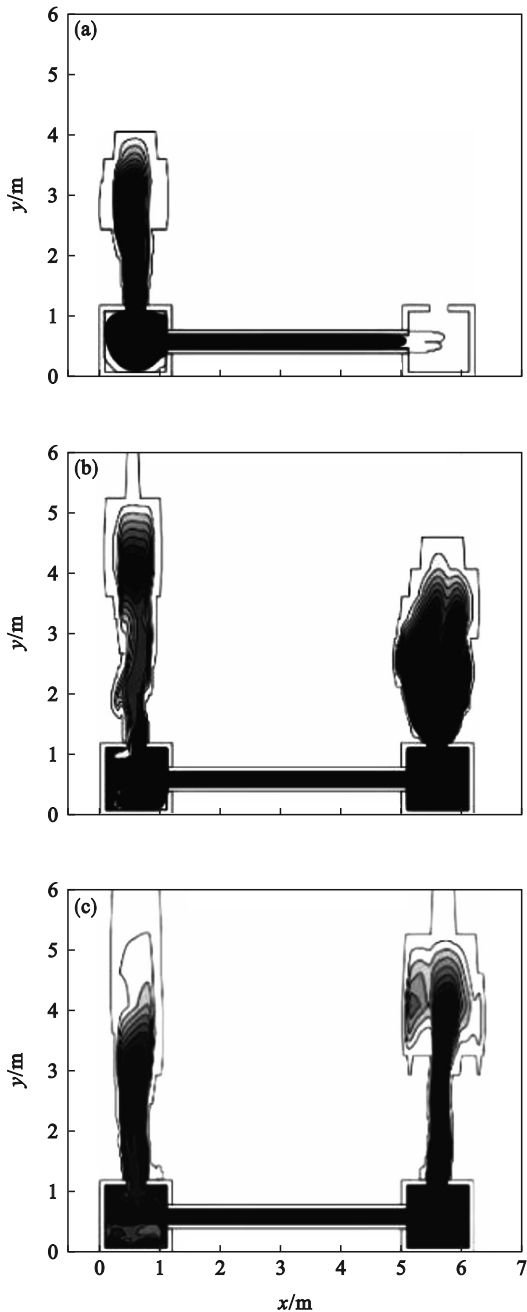


图 1 容器中不同时刻火焰泄放情况

Fig. 1 Flame release in the vessel at different time
(a)—250 ms; (b)—280 ms; (c)—330 ms.

1.3 泄爆板设置

采用 Pupot 主动板模型模拟泄爆板泄压装置. 在实际生产中将泄压口开在容器上方可以最大可能地避免发生爆炸时对周围人员和设备的

影响,故分别在起爆容器、传爆容器的上方各设置一个泄压口. 泄爆板的开启压力为 0.01 MPa,一旦容器内部压力达到泄爆板的开启压力,程序允许泄爆板发生线性位移. 在模拟过程中均会设置一个保守的阻力系数模拟空气中的阻力. 根据模拟结果调整泄爆板的面积,以达到容器内最大泄爆压力在容器的抗爆强度以下.

1.4 初始条件与边界类型

本文在进行模拟计算之前,先对初始条件进行定义,所有模拟都在系统环境和大气压力下进行. 规定特征速度^[10]为 5 m/s,相对湍流度为 0.1,湍流长度指的是湍流流动中包含大能量漩涡的尺寸,指定为 0.01. Gexco 公司认为 Euler 边界类型适合于大多数爆炸场景,因此采用 Euler 边界类型,在域的上下限设置模拟条件.

2 模拟结果分析

2.1 模拟对照

为了验证数值模拟的准确性以及可信性,研究连通容器内的超压峰值、压力上升速率变化情况,设计出合理的泄放方案. 在进行模拟之前首先与已有实验进行比对. 本文参照文献[2]连通容器的爆炸测试结果,爆炸压力记录曲线如图 2 所示,其中,起爆容器体积 2 m³,传爆容器体积 20 m³,管道直径 0.5 m,管道长度 5 m,实验粉尘为煤粉,粉尘质量浓度 250 g/m³. 实验结果与模拟结果对照如图 3 所示.

根据文献[2],起爆容器超压峰值的实验值

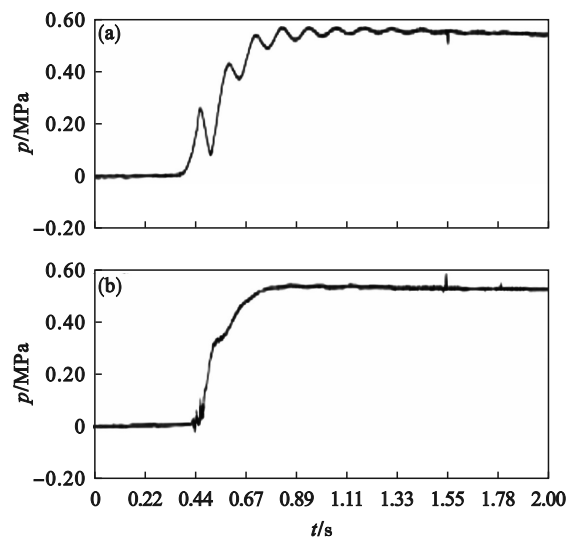


图 2 起爆容器与传爆容器压力变化曲线

Fig. 2 The pressure curves of the detonation vessel and the booster vessel

(a)一起爆容器体积 2 m³; (b)一传爆容器体积 20 m³.

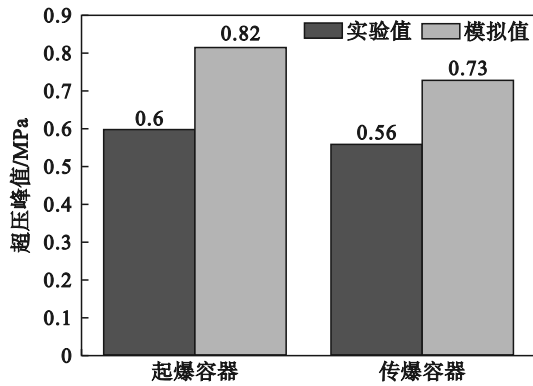


图3 模拟值与实验值对照

Fig. 3 Comparison of simulated and experimental values

0.6 MPa, 传爆容器超压峰值的实验值为0.56 MPa, 在同样条件下模拟结果显示起爆容器的超压峰值为0.82 MPa, 与实验结果的误差为26.8%, 传爆容器的模拟超压峰值为0.73 MPa, 比实验测试值大0.17 MPa, 误差为23.2%。可以看出在此条件下实验值与模拟值的误差均小于30%, 误差在可接受范围之内。造成数值模拟结果大于实验测试值原因有以下几点^[11]: FLACS对于初始粉尘云的设定与实验略有不同, 在点火开始之前, 粉尘就已经均匀布满在容器之中, 随着反应的进行, 容器内粉尘都会参加反应, 而在实验进行中可能会发生粉尘云没有布满整个容器内, 并且会出现粉尘随着冲击波被喷出外界的现象; 实验过程中容器与环境会伴有热交换的情况, 在数值模拟中并没有考虑。

2.2 容器内爆炸压力变化规律

NFPA68—2008, EN—14491及GB/T15605—2008三国标准都给出了单一容器的安全泄压面积的计算公式, 经计算三国标准计算结果统一, 误差在5%之内, 因此本文以GB/T15605—2008中计算公式为例, 具体公式如下。

当 $p_{\text{red,max}} < 0.15 \text{ MPa}$ 时按式(5)计算:

$$A = B \left(1 + C \cdot \lg \left(\frac{L}{D_E} \right) \right) \quad (5)$$

当 $p_{\text{red,max}} \geq 0.15 \text{ MPa}$ 时按式(6)计算:

$$A = B \quad (6)$$

其中:

$$B = \left[8.805 \times 10^{-4} \cdot K_{\text{max}} \cdot p_{\text{max}}^{-0.569} + 0.854 (p_{\text{stat}} - 0.01) \cdot p_{\text{red,max}}^{-0.5} \right] \cdot V^{0.753}, \quad (7)$$

$$C = (-4.305 \cdot \lg p_{\text{red,max}} - 3.547), \quad (8)$$

$$D_E = 2 \cdot \sqrt{\frac{A^*}{\pi}} \quad (9)$$

上述公式有效范围如下。

容器容积: $0.1 \text{ m}^3 \leq V \leq 10\,000 \text{ m}^3$;

泄压装置的静开启压力: $0.01 \text{ MPa} \leq p_{\text{stat}} \leq 0.1 \text{ MPa}$;

最大泄爆压力: $0.01 \text{ MPa} \leq p_{\text{red,max}} \leq 0.2 \text{ MPa}$,

$p_{\text{red,max}} > p_{\text{stat}}$, p_{stat} 为泄压装置静开启压力;

最大爆炸压力: 对爆炸参数特性值为 $1 \text{ MPa} \cdot \text{m} \cdot \text{s}^{-1} \leq K_{\text{max}} \leq 30 \text{ MPa} \cdot \text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ 的粉尘其最大爆炸压力为 $0.5 \text{ MPa} \leq p_{\text{max}} \leq 1 \text{ MPa}$; 对爆炸参数特性值为 $30 \text{ MPa} \cdot \text{m} \cdot \text{s}^{-1} \leq K_{\text{max}} \leq 80 \text{ MPa} \cdot \text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ 的粉尘其最大爆炸压力为 $0.5 \text{ MPa} \leq p_{\text{max}} \leq 1.2 \text{ MPa}$;

$L/D_E \leq 20$, L 为有效火焰长度。

长径比的限制: 不应使用泄压面积大于容器或筒仓的截面积。

泄压效率 $E_F = 1$ 。

为研究连接管道的长径比对小型连通容器爆炸后的压力传播规律的影响, 起爆容器与传爆容器容积选择 1 m^3 , 管道直径为 0.2 m , 管道长度依次选用 $2, 4, 6, 8, 10 \text{ m}$, 目标燃料为玉米淀粉, 对玉米淀粉进行最大爆炸压力测试, 测试结果显示玉米淀粉质量浓度在 500 g/m^3 时达到了最大爆炸压力, 其中 $p_{\text{max}} = 0.845 \text{ MPa}$, $D_p/D_i = 15 \text{ MPa/s}$, 颗粒密度为 $1\,180 \text{ kg/m}^3$, 颗粒直径为 $15 \mu\text{m}$ 。

以起爆容器与传爆容器上方开启 0.09 m^2 的泄爆口为例, 当管道长度在 $2 \sim 10 \text{ m}$ 之间变化时, 模拟结果见图4。在泄爆过程中传爆容器的最大泄爆压力均大于起爆容器, 这是因为火焰通过管道的传播使得传爆容器的初始温度迅速上升且在爆炸前压力不断叠加, 从而导致传爆容器爆炸起始条件发生变化, 产生更大的泄爆压力。同时发现传爆容器内达到最大泄爆压力的时间也随之增加。当管道长度为 2 m 时, 最大泄爆压力为 0.11 MPa ; 当管道长度增加至 4 m 时, 最大泄爆压力达到 0.21 MPa , 此时压力上升了 91% ; 当管道长度依次递增, 经计算最大泄爆压力依次增加了 61.9% , 14.7% , 5.1% , 这表明随管道长度的加长, 最大泄爆压力的增加速度减慢。

如图5和图6所示, 当管道长度一定时, 开启的泄压面积越大, 传爆容器内的最大泄爆压力上升速率越小, 当管道长度为 2 m 时, 开启泄爆口面积从 0.09 m^2 依次增加到 0.36 m^2 , 传爆容器内最大泄爆压力从 0.11 MPa 降低至 0.008 MPa , 泄压面积为 0.25 m^2 时, 此时传爆容器的最大泄爆压

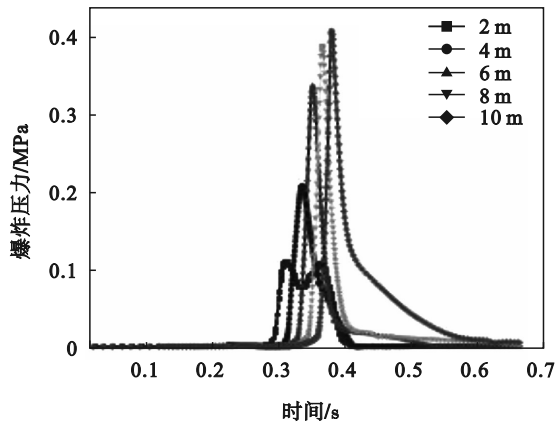


图 4 不同管道长度下压力随时间变化曲线

Fig. 4 Pressure curves with time under different pipe lengths

力已经降低至该容器的抗爆强度以下. 当传爆容器开启 0.09 m^2 泄爆口时, 管道长度从 2 m 增加到 10 m, 此时传爆容器内最大泄爆压力从 0.11 MPa 增加到 0.41 MPa, 增加了 272.7%, 最大爆炸压力上升速率从 9.5 MPa/s 增加至 35 MPa/s , 增加了 268.4%. 经计算当泄压面积依次增加为 0.16, 0.25, 0.36 m^2 时, 最大泄爆压力依次增加了 200%, 135%, 37.5%, 最大爆炸压力上升速率依次增加了 140%, 100%, 62.5%. 这表明随着泄压面积的增加, 最大泄爆压力和最大爆炸压力上升速率的增加逐渐减慢, 这是由于开启的泄压面积越大, 在起爆容器中泄放出的压力越大, 进入管道所剩的能量就随之减少, 当传爆容器发生爆炸时环境温度以及起始压力也会降低, 此时管道加速火焰传播的作用就会小于起爆容器释放的作用. 因此泄爆口面积增大, 传爆容器的最大爆炸压力及最大爆炸压力上升速率的增加就会减慢.

根据 GB/T15605—2008 计算出单一容器的理论安全泄压面积为 0.10 m^2 , 并依据模拟结果对最大泄爆压力随泄压面积变化曲线数据进行拟合, 可以得出恰好达到传爆容器的抗爆强度时所需要的最小安全泄压面积. 如表 1 所示, 当管道长度为 2 m 时, 所需要的最小安全泄压面积为 0.24 m^2 , 是理论计算值的 1.4 倍, 管道长度越长所需的最小安全泄压面积越大, 管道为 6~8 m 时, 所需要的最小安全泄压面积几乎相同, 相差 0.01 m^2 ; 管道为 8~10 m 时, 所需要的最小安全泄压面积不再变化.

通过本文的模拟计算, 证明关于该标准的泄压面积公式对于连通容器不再适用, 根据模拟结果与计算结果对比拟合, 得出该小型连通容器所需增加的安全泄压面积倍数与管道长径比变化

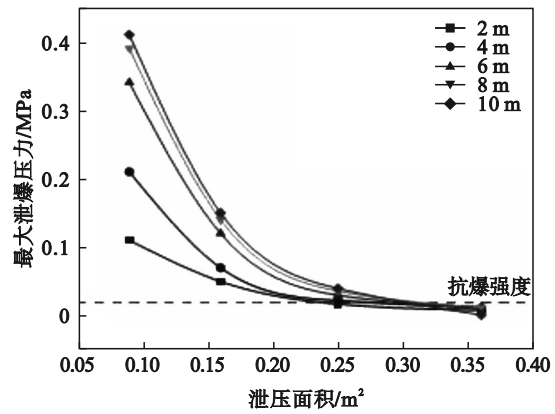


图 5 不同管道长度下最大泄爆压力随泄压面积变化曲线

Fig. 5 Variation curves of maximum relief pressure with relief area under different pipe lengths

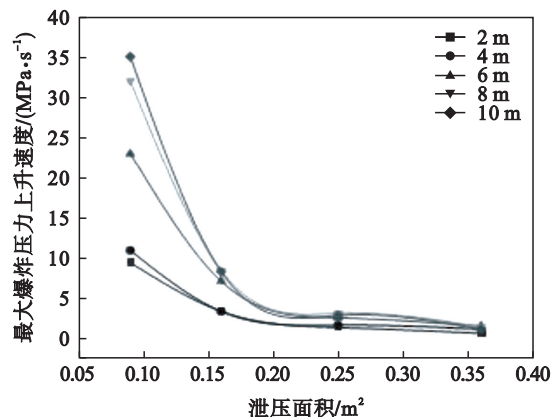


图 6 不同管道长度下最大爆炸压力上升速率随泄压面积变化曲线

Fig. 6 Curves of maximum explosion pressure rise rate with pressure relief area under different pipe lengths

表 1 传爆容器所需最小安全泄压面积

Table 1 Required minimum safe EVA for the booster vessel

管道长度/m	长径比	泄压面积/ m^2
2	10	0.24
4	20	0.26
6	30	0.31
8	40	0.32
10	50	0.32

规律近似为对数关系. 本文的模拟计算可以为小型连通容器的泄爆设计提供参考. 如图 7 所示, 通过计算得出小型连通容器与单一容器所需安全泄压面积的比值与管道长径比的数学关系式为

$$K = 1.55 \ln(1.72 \ln(L/D)), \quad (10)$$

其中: K 为修正系数; L 为管道长度, m; D 为管道直径, m.

式(10)有效范围: $5 \leq L/D \leq 55$.

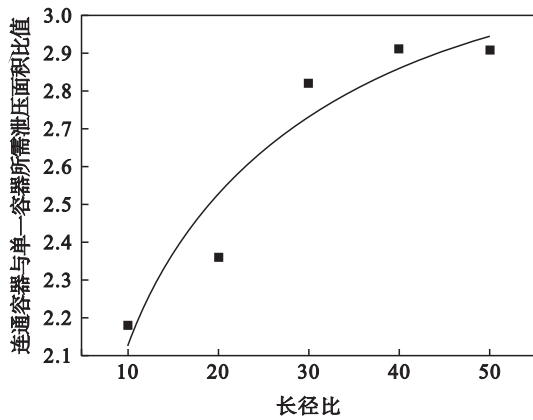


图7 拟合曲线

Fig. 7 Fitting curve

3 结 论

1) 当可燃性粉尘在小型连通容器内发生爆炸后,传爆容器内的泄爆压力达到最大值的时间随着连通管道长度的增加而延后,而最大泄爆压力明显增大。

2) 模拟结果表明,若要将小型连通容器中的最大泄爆压力降低至容器抗爆强度以下,则传爆容器开启的泄压面积须大于标准中单一容器泄压面积的计算值。GB/T 15605—2008中针对容器的安全泄压面积的计算公式对于连通容器并不适用。

3) 研究表明,利用CFD模拟对于复杂工艺中连通容器内的最大爆炸压力的预测具有一定的可靠性。经数学拟合后发现,对于小型连通容器,其传爆容器所需的最小安全泄压面积的模拟值与连通管道的长径比呈对数关系。该数学拟合公式可为小型连通容器设计安全泄压面积提供参考。

参考文献:

- [1] Li G, Yang H X, Yuan C M, et al. A catastrophic aluminium-alloy dust explosion in China[J]. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2016, 39: 121-130.
- [2] Lunn G A, Holbrow P, Andrews S, et al. Dust explosions in totally enclosed interconnected vessel systems[J]. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 1996, 9(1): 45-58.
- [3] Holbrow P, Lunn G A, Tyldesley A. Dust explosion protection in linked vessels: guidance for containment and venting [J]. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 1999, 12(3): 227-234.
- [4] Wang Z R, Pan M Y, Jiang J C. Experimental investigation of gas explosion in single vessel and connected vessels[J]. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2013, 26(6): 1094-1098.
- [5] Holbrow P, Andrews S, Lunn G A. Dust explosions in interconnected vented vessels[J]. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 1996, 9(1): 91-103.
- [6] 张俐,王志荣,袁颖,等. 连通容器泄爆过程的CFD模拟[J]. *南京工业大学学报(自然科学版)*, 2013, 35(3): 101-106.
(Zhang Li, Wang Zhi-rong, Yuan Ying, et al. CFD simulation of the explosion process of connected containers[J]. *Journal of Nanjing University of Technology (Natural Science Edition)*, 2013, 35(3): 101-106.)
- [7] 闫赞扬,刘英,冯伟. 浅谈FLACS在泄漏爆炸模拟中的使用方法[J]. *电气防爆*, 2021(1): 33-38.
(Yan Zan-yang, Liu Ying, Feng Wei. Talking about the use of FLACS in leakage explosion simulation [J]. *Electrical Explosion Protection*, 2021(1): 33-38.)
- [8] Skjold T, Arntzen B J, Hansen O R. Simulating dust explosions with the first version of DESC[J]. *Process Safety and Environmental Protection*, 2005, 83(B2): 151-160.
- [9] Reding N S, Shiflett M B. Consequence prediction for dust explosions involving interconnected vessels using computational fluid dynamics modeling[J]. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 2020, 65: 104149.
- [10] Varma A R, Ahmed U, Klein M, et al. Effects of turbulent length scale on the bending effect of turbulent burning velocity in premixed turbulent combustion[J]. *Combustion and Flame*, 2021, 233: 111569.
- [11] Tascón A, Aguado P J. Simulations of vented dust explosions in a 5 m³ vessel[J]. *Powder Technology*, 2017, 321: 409-418.