

DOI: 10.11949/j.issn.0438-1157.20181167

## 一维二氧化碳管道全孔破裂模型

刘斌<sup>1</sup>, 尤占平<sup>1</sup>, 邓佳佳<sup>2</sup>( <sup>1</sup> 石家庄铁道大学机械工程学院, 河北 石家庄 050043; <sup>2</sup> 浙江海洋大学港航与交通运输工程学院, 浙江 舟山 316022)

**摘要:** 在碳捕捉和储存 (CCS) 技术中, CO<sub>2</sub> 主要通过高压管道从捕获点输送到储存点。一旦发生管道破裂引起泄漏, 管道破裂条件、泄漏量大小与事故后果直接相关。因此, 为了确保安全, 必须对管道破裂后 CO<sub>2</sub> 管道流量等进行准确预测, 特别是获取破裂条件, 为大规模 CCS 项目的实施提供有效的技术支持。建立了一维 (1D) 计算流体力学 (CFD) 管道破裂减压预测模型, 通过使用精确的状态方程 (PR, GERG) 来实现更好的源强度估计。摩擦和传热的影响是通过动量和能量项来实现的。该模型适用于单相和气液两相减压流动。在两相模拟方面, 通过引入质量和能量项来实现液/气转变。通过三个独立的减压流动实验验证了模型预测。此外, 还研究了管壁粗糙度和管径对泄漏流量的影响。这项研究有助于提供一个可靠的与 CCS 相关的风险评估方法。

**关键词:** 气液两相流; 相变; 碳捕捉技术; 计算流体力学; 状态方程

**中图分类号:** TE 832

**文献标志码:** A

**文章编号:** 0438-1157 (2019) 06-2174-08

## One-dimensional carbon dioxide pipe full hole fracture model

LIU Bin<sup>1</sup>, YOU Zhanping<sup>1</sup>, DENG Jiajia<sup>2</sup>

(<sup>1</sup> School of Mechanical Engineering, Shijiazhuang Tiedao University, Shijiazhuang 050043, Hebei, China; <sup>2</sup> School of Port and Transportation Engineering, Zhejiang Ocean University, Zhoushan 316022, Zhejiang, China)

**Abstract:** In carbon capture and storage (CCS) technology, CO<sub>2</sub> is transported from the capture point to the storage point primarily through high pressure piping. The potential for pipeline rupture and leakage, possibly resulting in catastrophic accidents, will presents a risk to human and animal populations. Therefore, to ensure pipeline safety, an essential risk assessment involving an accurate prediction of CO<sub>2</sub> pipe flow following the pipeline fracture, especially obtaining the conditions at rupture, provides effective technical support for the implementation of large-scale CCS projects and contribute to pipeline safety. In the present paper, a one-dimensional (1D) Computational Fluid Dynamics (CFD) pipe flow model to predict pipeline fracture is developed. Precise Equation of States (EOSs), PR and GERG, is used to achieve more accurate source strength estimates. The effects of friction and heat transfer through the pipe wall are accounted for through momentum and energy source terms. The model is applicable for both single-phase and gas-liquid two-phase flow. In terms of two-phase simulation, liquid/vapour transition is implemented by introducing mass and energy source terms. The model predictions are validated by data from three independent depressurization experiments. Also, the effects of pipe wall roughness and pipe diameter on mass outflow rate are investigated. This research helps provide a reliable method for risk assessment related to CCS.

收稿日期: 2018-10-09 修回日期: 2018-12-27

通信作者: 邓佳佳(1982—), 男, 博士, 副教授, dengjiajia@zjou.edu.cn

第一作者: 刘斌(1985—), 男, 博士, 讲师, liubin@stdu.edu.cn

基金项目: 河北省高等学校科学技术研究项目(ZD2016155)

引用本文: 刘斌, 尤占平, 邓佳佳. 一维二氧化碳管道全孔破裂模型[J]. 化工学报, 2019, 70(6): 2174–2181

**Citation:** LIU Bin, YOU Zhanping, DENG Jiajia. One-dimensional carbon dioxide pipe full hole fracture model[J]. CIESC Journal, 2019, 70(6): 2174–2181

**Key words:** gas-liquid flow; phase transition; carbon capture and storage; computational fluid dynamics; equation of state

## 引言

碳捕捉和储存技术(CCS)被广泛认为是减少大气中二氧化碳( $\text{CO}_2$ )浓度过高的有效技术。在 CCS 中,通常需要通过高压管道运输  $\text{CO}_2$  从捕捉地输送到储存地<sup>[1]</sup>。虽然大多数情况下  $\text{CO}_2$  管道是非常安全的,但是一旦发生意外,从管道中泄漏的  $\text{CO}_2$  会对人类和动物造成危害。这是因为  $\text{CO}_2$  是一种窒息性气体,可以导致昏迷,甚至在较高浓度下会致人或动物死亡<sup>[2]</sup>。因此,在推广 CCS 技术之前,涉及  $\text{CO}_2$  管道意外破裂后释放  $\text{CO}_2$  的后果的全面风险评估是必不可少的<sup>[3-5]</sup>。

研究高压管道破裂后的管内减压流动是研究  $\text{CO}_2$  破裂释放后产生影响的基础。这是因为如果研究  $\text{CO}_2$  管道破裂后的扩散,需要得到管道破裂口的参数(例如流量、温度、压力等),这些参数是后期研究  $\text{CO}_2$  喷射和扩散的边界条件。通过研究  $\text{CO}_2$  的喷射和扩散,可以得到  $\text{CO}_2$  影响范围。一些学者对高压流体减压流动进行了研究,提出了一些模型<sup>[6-15]</sup>。虽然这些模型并不是针对  $\text{CO}_2$  管道计算设计,而是为了其他如天然气管道破裂而开发的,然而若使用适当的物性参数,该模型也可以应用于其他工质的研究。另一个问题是这些模型没有考虑  $\text{CO}_2$  泄漏时会出现的非平衡相变效应,因为天然气管道泄漏主要是气态泄漏,不会出现非平衡相变效应<sup>[8]</sup>。

目前,工业上广泛应用的有害气体危害分析软件 DNV Phast 提供 DISC 基于初始质量流量的稳态计算模型 DISC 和时变模型 TVDI,在计算时可选用 PR、SRK 和 Phast Multi-Component 三种状态方程计算流体的热物性,并不支持目前认为较准确的 GERG 和 AGA8 状态方程,且这三种状态方程是否适用于  $\text{CO}_2$  泄漏后时变速率的预测还未有有效的实验数据做支撑。因此,流体热力学性质成为影响计算的重要因素。

最早的伯努利状态方程对一维流动进行了大量简化,预测结果非常粗糙。后来的 Morrow 等<sup>[8]</sup>的模型能够预测随时间变化的流量,但是它利用节流压力来获得初始流量,因此其有效性受到限制。此外,计算过程中的质量守恒因子和释放速率时间常数的取值对时变流量的预测也有显著影响。并且,

这些模型的性能还依赖于对流体的热力学性质的预测。另外一些学者建立了一维 CFD 模型来预测破裂口的时变流量,但是忽略了换热、摩擦等因素的影响,并且模拟结果也受对流体热物性预测的影响<sup>[14]</sup>。此外,如果泄漏之前管内是液态,泄漏过程中流体会经历液态-气态转变,有研究发现相变速率对喷口流量也有影响<sup>[15]</sup>。

GERG 状态方程被认为是目前最精确的状态方程,澳大利亚能源管道研究中心(EPCRC)将其引入到高压天然气、 $\text{CO}_2$  等减压波速计算模型。然而,该模型没有考虑管壁换热的影响,且计算速度较慢。最近,一些学者使用计算流体力学(CFD)的方法模拟了高压  $\text{CO}_2$  管道破裂时的管内流动,如 Elshahomi 等<sup>[13]</sup> 建立了二维 CFD 管道破裂模型。然而,Elshahomi 等仅计算了一个 5 m 长的管道,模拟的泄漏时间仅为几十毫秒,并且忽略了摩擦和换热的影响。这是因为高压  $\text{CO}_2$  管道泄漏过程中,流体的物性变化剧烈,情况复杂。要得到接近真实状况的结果,需要很密的网格和很小的时间步长。因此二维模型网格数目多,不适用于长管道的计算。Liu 等<sup>[14]</sup> 与 Deng 等<sup>[15]</sup> 指出,一维的 CFD 模型可以通过大幅减少网格数目从而大幅缩短计算时间,使 CFD 模型能用于工程计算,并建立了一个单相一维 CFD 管内减压模型。Liu 等<sup>[14]</sup> 和 Deng 等<sup>[15]</sup> 分别用一维模型计算了一个 20 km 高压  $\text{CO}_2$  管道和长 5 km 天然气管道破裂的管内流动,然而该一维模型忽略了摩擦、换热等因素。总体来说,目前能用于工程计算的高压  $\text{CO}_2$  管道破裂后管内流动减压的计算模型,尤其是多相流动时的计算模型还不成熟,因此需要建立一个考虑摩擦、换热、相变等诸多因素的  $\text{CO}_2$  管内流动减压模型能用于工程上计算  $\text{CO}_2$  管道破裂后时变排放率。

因此,本文使用 CFD 商业软件 Fluent,建立了一维、考虑摩擦和传热影响的高压  $\text{CO}_2$  管道减压模型。使用 PR<sup>[16]</sup> 和 GERG<sup>[17]</sup> 状态方程分别精确描述气、液态  $\text{CO}_2$  的热力学性质。使用了文献[18]中延迟相变模型中最优相变速率来预测非平衡相变时气液转移速率。模型通过 Guo 等<sup>[19]</sup> 进行的管道减压实验、Botros 等<sup>[20-22]</sup> 进行的“激波管”实验和 DNV GL&GL 公司<sup>[23]</sup> 进行的管道爆破实验进行验证,预测结果与实

验结果有很高的符合度。本文还研究了摩擦、换热、管径对多相减压流动的影响。这项研究有助于提供一个可靠的与CCS相关的风险评估的方法。

## 1 建模方法

### 1.1 一维计算区域

根据破裂口的大小,管道事故可能是发生频率较高的穿刺形式<sup>[23]</sup>,或者是较不频繁但更为灾难性的全孔破裂(FBR),即破裂口直径等于管道直径的破裂<sup>[24-25]</sup>。本研究的重点是准确预测FBR减压过程的管内流动。

该模型中,认为出口平面上流速是均匀分布的,忽略径向的流动不均匀性,并且忽略重力的影响。流体和管壁之间的摩擦和从周围环境通过管道壁的传热的影响将被纳入动量和能量项的模型中。

图1示意了计算区域的网格。两个侧面使用对称边界条件,出口使用压力出口边界条件,管道封闭端定义为无滑移墙边界条件。靠近出口,在100 m以内,网格的宽度为0.01 m,然后逐渐增加到0.1 m,总长20 km的管道,网格数约为210万。图2展示了网格数约为150万、210万、300万时,20 km长高压CO<sub>2</sub>管道(直径1 m,粗糙度1 m,初始压力11.27 MPa,温度281.89 K),破裂后出口处的0~4 s流量随时间的变化。从图中可知,当网格约为210万和300万时,时变流量曲线基本不发生变化,因此,该210万数量的网格能够准确地预测流动参数。

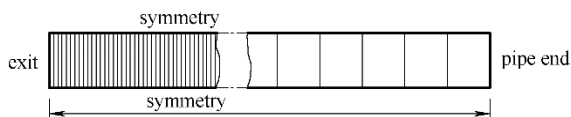


图1 计算区域网格示意图

Fig.1 Schematic of computational mesh

### 1.2 热力学性质模型

描述CO<sub>2</sub>的热力学性质的模型准确度,是模型准确性的关键。理想气体方程不适用于CO<sub>2</sub>液体,以及高压、低温时气态CO<sub>2</sub>性质的描述。因此,需要合适的真实气体状态方程用来描述可压缩CO<sub>2</sub>的性质<sup>[26-28]</sup>。Fluent内置了一些三次方真实气体状态方程(如PR状态方程)以及一些更复杂,如NIST REFPROP状态方程的真实气体模型。然而Fluent内置的状态方程不兼容多相流模型,因此需要用户自定义真实气体模型,将流体的密度、声速、比焓、

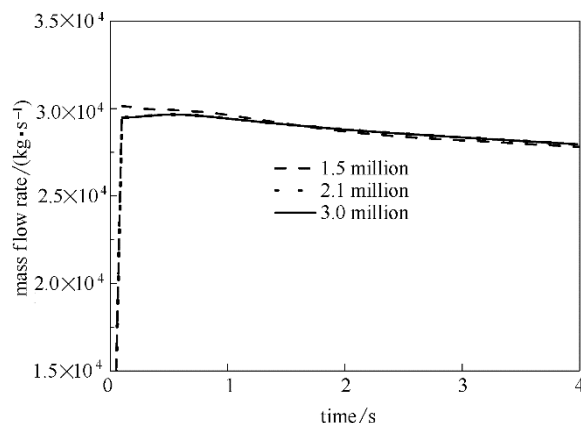


图2 网格敏感性测试

Fig.2 Mesh sensitive test

比焓、定压比热容等13个热力学性质参数随温度、压力的关系编译入Fluent中。PR是一种简单的三次方状态方程,该模型中气态CO<sub>2</sub>密度(比体积 $V$ 的倒数)用式(1)计算<sup>[16]</sup>

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{V^2 + 2bV - b^2} \quad (1)$$

其中

$$a = \frac{0.45724R^2T_c^2}{P_c} [1 + \kappa(1 - \sqrt{T/T_c})]^2$$

$$b = \frac{0.0778RT_c}{P_c}$$

$$\kappa = 0.37464 + 1.54226\xi - 0.26992\xi^2$$

在该状态方程中, $P$ 、 $T$ 、 $V$ 、 $T_c$ 、 $P_c$ 分别表示绝对压力、绝对温度、比体积、临界点的温度和临界点的压力, $\xi$ 为离心因子(纯CO<sub>2</sub>约为0.225)。PR状态方程描述气态纯物质准确度很高且形式简单,因此选用该状态方程描述气态可压缩CO<sub>2</sub>性质。

CO<sub>2</sub>管道泄漏过程压力变化幅度为11.27 MPa,此时液态CO<sub>2</sub>的可压缩性变得不可忽略。而PR状态方程在描述液态CO<sub>2</sub>热力学性质时偏差较大,不适宜描述可压缩液态CO<sub>2</sub>的性质。GERG状态方程是由欧洲燃气小组(European Gas Research Group)开发的,最多由五十多个参数构成的状态方程,能计算21种流体及其混合物的热物性。GERG状态方程的系数,由通过超过10万组实验的数据来确定或改进。因此该状态方程在温度90~450 K之间,绝对压力不超过35 MPa时,密度、声速等主要热物性的误差小于0.1%,其他热物性在气、液和超临界状态下误差小于3%。因此选用GERG状态方程来描述可压缩液态CO<sub>2</sub>的性质。

在GERG状态方程中,首先根据压力、温度从GERG数据库中提取对应的密度值,然后其他参数

以 Helmholtz 自由能的形式表示为温度和密度的函数,通过式(2)计算<sup>[17]</sup>

$$\alpha(\delta, \tau, \mathbf{x}) = \alpha^o(\rho, T, \mathbf{x}) + \alpha^r(\delta, \tau, \mathbf{x}) \quad (2)$$

其中,  $\alpha^o(\rho, T, \mathbf{x})$  为理想气体在密度为  $\rho$ 、温度为  $T$  时的热力学参数。 $\alpha^r(\rho, T, \mathbf{x})$  为真实气体与理想气体之差,与  $\delta$  和  $\tau$  有关。对于纯净物可由式(3)计算求得

$$\alpha^r(\delta, \tau, \bar{\mathbf{x}}) = \alpha_o^r(\delta, \tau) + \alpha^r(\delta, \tau) \quad (3)$$

其中,  $\delta = \rho$ ,  $\tau = 1/T$  (纯净物), 比焓、比熵分别通过式(4)~式(6)进行计算

$$\frac{p(\delta, \tau, \mathbf{x})}{\rho RT} = 1 + \delta \alpha_\delta^r \quad (4)$$

$$\frac{h(\delta, \tau, \mathbf{x})}{RT} = 1 + \tau(\alpha_\tau^o + \alpha_\tau^r) + \delta \alpha_\delta^r \quad (5)$$

$$\frac{s(\delta, \tau, \mathbf{x})}{RT} = \tau(\alpha_\tau^o + \alpha_\tau^r) - \alpha^r - \alpha^o \quad (6)$$

其中

$$\alpha_\delta^r = \left( \frac{\partial \alpha^r}{\partial \delta} \right)_{(\tau, \mathbf{x})}$$

$$\alpha_\tau^r = \left( \frac{\partial \alpha^r}{\partial \tau} \right)_{(\tau, \mathbf{x})}$$

$$\alpha_\tau^o = \left( \frac{\partial \alpha^o}{\partial \tau} \right)_{(\tau, \mathbf{x})}$$

该模拟中,把 GERG 状态方程计算出的  $\text{CO}_2$  的热物性与温度压力的关系制成表格,通过调用表格和线性插值得到。

### 1.3 控制方程

单相控制方程具体算法见文献[29]。当流动为多相时,使用混合多相模型(mixture multi-phase model)。混合多相模型的连续性、动量和能量方程以及二次相/相的体积分数方程均用于混合相<sup>[29]</sup>。

连续性方程

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho + \nabla \cdot (\rho \mathbf{v}_m) = 0 \quad (7)$$

其中,  $\mathbf{v}_m$  为质量平均速度,通过式(8)计算

$$\mathbf{v}_m = \frac{\alpha_l \rho_l \mathbf{v}_l + \alpha_v \rho_v \mathbf{v}_v}{\rho} \quad (8)$$

式中,  $\rho_l$  和  $\rho_v$  分别为液态和气态密度;  $\rho$  为混合相密度,由式(9)计算

$$\rho = \alpha_l \rho_l + \alpha_v \rho_v \quad (9)$$

第二相体积分数由式(10)得到

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_v \rho_v) + \nabla \cdot (\alpha_v \rho_v \mathbf{v}_m) = -\nabla \cdot (\alpha_v \rho_v \mathbf{v}_{dr,p}) + S_v \quad (10)$$

其中,  $\mathbf{v}_{dr,p}$  为滑移速率,即为第二相速度与主相速度之差

$$\mathbf{v}_{dr,k} = \mathbf{v}_k - \mathbf{v}_m \quad (11)$$

动量方程

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\rho \mathbf{v}_m) + \nabla \cdot (\rho \mathbf{v}_m \mathbf{v}_m) = \\ -\nabla p + \nabla \cdot [\boldsymbol{\mu}_m (\nabla \mathbf{v}_m + \nabla \mathbf{v}_m^T)] + \\ \rho \mathbf{g} + \mathbf{F} + \left( \sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k \mathbf{v}_{dr,k} \mathbf{v}_{dr,k} \right) \end{aligned} \quad (12)$$

能量方程

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\alpha_l \rho_l E_l + \alpha_v \rho_v E_v) + \nabla \cdot [\alpha_v \rho_v (\rho_v E_v + p)] = \\ \nabla \cdot (k_{eff} \nabla T) + S_E \end{aligned} \quad (13)$$

在两相减压模拟过程中,当压力仍然较高时,液相占据大部分管道,因此液态  $\text{CO}_2$  被设定为主相,气态为第二相。两相之间的滑移速度不为零,即两相处于非机械平衡状态。

### 1.4 相变模型

通过加载质量、能量源项实现相变<sup>[30]</sup>。当控制体内压力小于该温度下的饱和压力时,  $\text{CO}_2$  从液态转变为气态,控制体内液态质量减少,气态增加。参考水相变的 Lee 模型<sup>[30]</sup>,质量源项用式(14)、式(15)得到。

$$S_l = -S_v = k \alpha_l \rho_l \frac{P - P_s}{P_s} \quad (14)$$

当压力大于饱和压力时

$$S_l = -S_v = k \alpha_v \rho_v \frac{P - P_s}{P_s} \quad (15)$$

质量源项得到后,由相变引起的能量源项可通过式(16)求得

$$S_b = H S_l \quad (16)$$

其中,  $H$  为指定温度下的汽化潜热,由该温度下气液态的焓差求得。

$k$  为  $\text{CO}_2$  高压管道减压时管内流动的相变速率系数,不同初始压力、温度下取值不一定相同。Liu 等<sup>[14]</sup>对 Botros 等<sup>[20-22]</sup>的实验进行过模拟,得到其在不同实验工况下的取值,该模拟中与 Liu 等的模型实验取值一致。

### 1.5 动量源项

管壁的摩擦阻力由动量源项表示。在两相情况下,被施加在组成相(混合物)上,动量源项  $S_m$  计算方法为

$$S_m = -\frac{\lambda \rho u^2}{D_i} \quad (17)$$

其中,  $\rho$ ,  $u$ ,  $D_i$  分别为流体的密度、速度和管道内径。 $\lambda$  为 Darcy 摩擦因子,通过式(18)、式(19)求得

$$\lambda = \left[ \frac{0.3164}{-1.8 \lg(A)} \right]^2 \quad (18)$$

$$A = \frac{6.9}{Re} + \left( \frac{\varepsilon/D_i}{3.7} \right)^{1.11} \quad (19)$$

其中,  $Re$  为 Reynolds 数,  $\varepsilon$  为管壁粗糙度。

## 1.6 能量源项

能量源项  $S_E$  表达式为

$$S_E = S_b + S_w + S_f \quad (20)$$

其中,  $S_b$ 、 $S_w$ 、 $S_f$  分别为由相变、从周围环境通过管道壁的热传递和管壁与流体之间的摩擦产生的能量源项。无相变时  $S_b=0$ , 多相时  $S_b$  计算见式(16)。

$S_w$  可从管内的流动强迫对流引起的整体传热中获得。该模型中, 假设管道为长度远大于厚度的圆柱管, 此外, 假设管道的热容量忽略不计, 因此, 单位长度的传热的大小为

$$Q_w = \frac{T_0 - T}{\frac{1}{h_i \pi D_i} + \frac{1}{2\pi k_w} \ln(D_o/D_i) + \frac{1}{h_o \pi D_o}} \quad (21)$$

其中,  $T$  和  $T_0$  是流体和环境温度。  $D_o$  与  $D_i$  表示管道外、内径尺寸。管壁热导率为  $k_w$ 。  $h_i$  和  $h_o$  分别为管内强迫对流传热系数和管外自然对流传热系数, 该模型中  $h_i$  通过 Nusselt 数关联式来计算。

$$Nu = 3.66 \quad (Re < 2300) \quad (22)$$

$$Nu = 0.023 Re^{4/5} Pr^{1/3} \quad (Re > 3000) \quad (23)$$

当  $2300 \leq Re \leq 3000$ , 采用内插法求得  $Nu$ 。

$Nu$  与  $h_i$  关系由式(24)计算求得。

$$Nu = \frac{h_i D_i}{\lambda} \quad (24)$$

$h_o$  取  $5 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 。

因此, 能量源项  $S_w$  由式(25)求得

$$S_w = \frac{\pi D_i Q_w}{\pi \left( \frac{D_i}{2} \right)^2} = \frac{4Q_w}{D_i} \quad (25)$$

由于摩擦产生的能量源项  $S_f$  由式(26)求得

$$S_f = -u \frac{\lambda \rho u^2}{4D_i} \quad (26)$$

## 2 模拟结果与讨论

### 2.1 模型验证

首先, 该模型用 Guo 等<sup>[19]</sup>进行的  $\text{CO}_2$  减压实验进行验证。在实验中, 一个长度为 257 m (内径 233 mm, 厚度 20 mm), 材料为 304 不锈钢的实验管道一端进行 FBR 爆破。  $\text{CO}_2$  初始压力和温度分别为 3.6 MPa 和 305.85 K, 处于气态。在降压过程中使用了若干个高频压力传感器来监测压力, 压力传感器 P2、P3、P4、P5、P6 距破裂口距离分别为 10.4、13.5、

22.3、54.2、62.1 mm。文中没有给出实验管道管壁粗糙度  $\varepsilon$ , 因此在模拟中使用 304 不锈钢的平均粗糙度进行计算。

实验结果表明, 在每个位置, 压力经历一个初始的急剧下降, 然后压降减慢。因此, 当压力曲线从急剧下降到逐渐下降时, 形成一个拐点。该一维模型与实验吻合较好, 并能较好地预测拐点等主要特征。随后, 管内压力下降速率又逐渐上升。因此, 对于每一压力随时间的变化, 可以模拟到另一拐点。第二个拐点表明反射的减压波到达压力传感器上, 从而导致压降速率的增加。显然, 模型的压降趋势是成功预测的, 特别是对于这些拐点。在整个过程中, 预测压力曲线和实验所得压力曲线之间也有很好的一致性。这说明该一维模型方法对  $\text{CO}_2$  管道减压产生了合理的预测。

Botros 等<sup>[21-22]</sup>与 DNV GL&GL 公司<sup>[23]</sup>进行的激波管和管道爆破实验用于多相时模型验证。 Botros 等研究的激波管为“光滑”管, 长度为 42 m, 内径 38.1 mm。实验前该管充满测试流体, 并在前端安装了一个破裂盘。当盘破裂时, 管道的内流体开始泄漏到环境中, 同时减压波从“全孔”开口传播出去。在本实验中, 测试工质为  $\text{CO}_2$ , 其初始状态为液体, 初始压力和温度分别为 11.27 MPa 和 281.89 K。通过实验与模拟的比较发现, 该模型能很好地预测减压波传播, 包括趋势、初始下降点等。

在 DNV GL&GL 公司进行的管道爆破实验中, 实验人员用一个孔径为 50 mm、长 200 m 的管子进行  $\text{CO}_2$  爆破。实验管道的平均粗糙度为  $4.3 \mu\text{m}$ , 平均厚度为 4.3 mm。初始压力和温度分别为 10.05 MPa 和 278.05 K, 其中  $\text{CO}_2$  处于液相。因为实验没有直接测出质量流量, 质量流量是通过使用管道质量变化得到的。实验结果表明, 在实验过程中实测数据波动较大。这是因为管道在实验中没有固定。然而, 模型正确的预测了释放速率的平均值, 并且逐渐减少的趋势是清楚的。

综合三个独立实验可以得到, 该模型能较精确地预测高压  $\text{CO}_2$  管道破裂过程。

### 2.2 多相模拟结果

为了研究高压  $\text{CO}_2$  管道在破裂后流动参数随时间的变化, 采用该模型模拟一条长 20 km 的管道遭受 FBR 破裂。管道内、外径分别为 1、1.1 m。为了使用激波管实验中所获得的相变速率系数, 管道内  $\text{CO}_2$  初始条件与激波管实验相同, 分别为 11.27 MPa 和

281.89 K。

如上文所述,Liu等<sup>[14]</sup>提出的一维CFD模型没有考虑流体和管壁之间的摩擦以及通过管壁的传热的影响。这种简化可能导致预测的流量与真实流量有偏差。图3展示了考虑摩擦和热传递和忽略这两个因素的预测质量流率之间的比较。可以看出,质量流率瞬间达到最大值,然后略有下降。略有下降主要是由于延迟成核造成的。之后,当忽略摩擦和传热的影响时,质量流量将保持在27500 kg·s<sup>-1</sup>左右。然而,当考虑摩擦和传热的影响时,质量流率继续下降。这导致Liu等提出的模型对质量流量的预估过高,并且随着破裂时间的延长,偏差将增大。研究表明,随着减压时间的延长,传热和摩擦的影响增加。

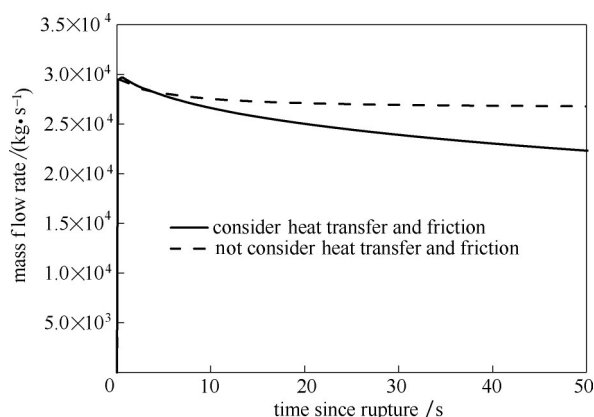


图3 模型考虑与忽略摩擦传热时流量随时间的变化

Fig.3 Comparison of mass flow rate considering and not considering heat transfer and friction

图4展示了不同粗糙度下时变质量流量。对于不同级别的粗糙度,最高质量流量几乎处于相同的水平。然而,较高的粗糙度水平会使质量流量下降更快。这是因为更高水平的粗糙度导致动量源项的绝对值较大,这是一个负值。因此,质量流量下降将变快。

图5展示出了在不同粗糙度下水平出口处的CO<sub>2</sub>气态体积分数随时间的变化。可以看出,粗糙度对CO<sub>2</sub>气态体积分数的影响不显著。随着破裂时间的延长,较高的粗糙度会导致气体体积分数略高。这是因为较高的粗糙度产生较大的摩擦热能,这可以提高CO<sub>2</sub>的温度,因此将产生更多的气态。

图6展示了不同管道内径 $D_i$ 质量流量通量(即破口单位面积上的质量流量)随时间的变化。质量流量通量定义为

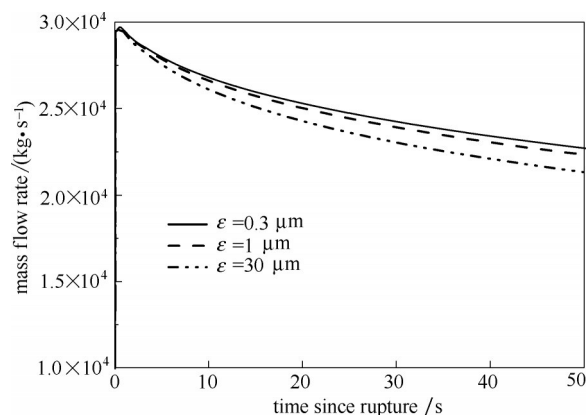


图4 不同粗糙度质量流量随时间的变化

Fig.4 Effect of roughness on variation of predicted mass flow rate with time

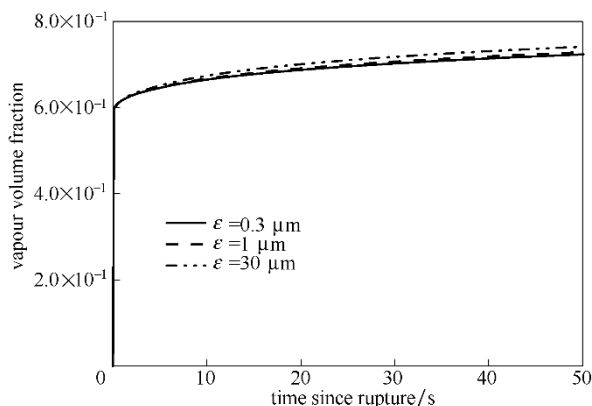


图5 不同粗糙度出口气态体积分数随时间的变化

Fig.5 Effect of roughness on variation of vapour volume fraction with time at rupture

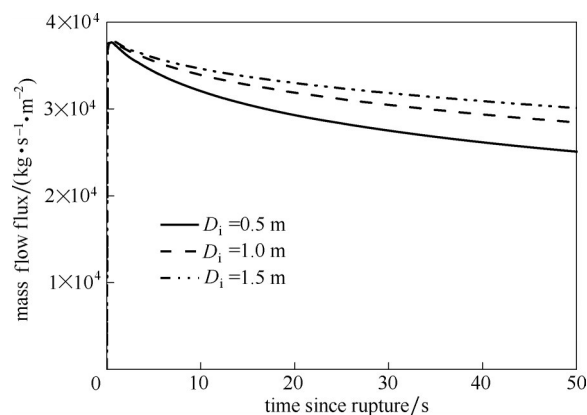


图6 不同管道内径质量流量通量随时间的变化

Fig.6 Effect of inner diameters of pipe on variation of predicted mass flow flux with time

$$I_m = Q_m / D_i \quad (27)$$

其中, $I_m$ 、 $Q_m$ 分别为质量流量通量和质量流量。显然,内径对最大质量流量通量影响不大。然而,对于较大的 $D_i$ ,质量流量通量在达到最高点后降低

的速率较慢。这是因为较大的  $D_i$  导致小的动量源项,即减弱了摩擦对流动的影响,因此出口处的速度下降相对较小。此外,可以观察到,从  $D_i=1.0$  m 和  $D_i=0.5$  m 得到的通量之间的差异大于从  $D_i=1.5$  m 和  $D_i=1.0$  m 所获得的通量。这说明随管内径的减小对质量流量的影响增大。

### 3 结 论

(1) 本文建立了一个一维高压二氧化碳( $\text{CO}_2$ )管道全孔破裂的 CFD 模型。该模型中,使用 PR 与 GERG 状态方程分别描述气、液态  $\text{CO}_2$  的热力学性质。通过引入加载动量和能量源项,研究摩擦和通过管壁的换热对减压过程中流动参数的影响。该模型适用于单相和气液两相流体。在两相模拟中,考虑了相变过程中的非平衡现象,通过引入质量和能量的源项来模拟液/气相变,该模型与实验数据吻合较好。与二维或三维模型相比,该模型能较大地节省计算时间,因此可用于工业计算中。此外,还研究了管壁粗糙度对管内减压流动的影响。这项研究有助于提供一个可靠的与 CCS 相关的风险评估的方法。

(2) 研究发现,摩擦和换热对破裂口处时变流量的影响较大。若忽略摩擦和换热的影响,预测的质量流量会偏高,随着减压时间的延长,偏差加大。

(3) 粗糙度对最高质量流量影响不大,但较大的粗糙度会造成破裂口处质量流量下降速度增加。

### 参考文献

- [1] Vianello C, Macchietto S, Maschio G. Conceptual models for  $\text{CO}_2$  release and risk assessment: a review[J]. Chemical Engineering Transactions, 2012, **26**: 573–578.
- [2] Liu X, Godbole A, Lu C, et al. Investigation of terrain effects on the consequence distance of  $\text{CO}_2$  released from high-pressure pipelines[J]. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2017, **66**: 264–275.
- [3] Liu B, Liu X, Lu C, et al. A CFD decompression model for  $\text{CO}_2$  mixture and the influence of non-equilibrium phase transition[J]. Applied Energy, 2018, **227**: 516–524.
- [4] Lee J S, Choieport E C.  $\text{CO}_2$  leakage environmental damage cost—a CCS project in South Korea[J]. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2018, **93**: 753–758.
- [5] Liu X, Godbole A, Lu C, et al. Source strength and dispersion of  $\text{CO}_2$  releases from high-pressure pipelines: CFD model using real gas equation of state[J]. Applied Energy, 2014, **126**: 56–68.
- [6] Brown S, Martynov S, Mahgerefteh H, et al. A homogeneous relaxation flow model for the full bore rupture of dense phase  $\text{CO}_2$  pipelines[J]. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2013, **17**: 349–356.
- [7] Woolley R M, Fairweather M, Wareing C J. An integrated, multi-scale modelling approach for the simulation of multiphase dispersion from accidental  $\text{CO}_2$  pipeline releases in realistic terrain[J]. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2014, **27**: 221–238.
- [8] Morrow T B, Bass R L, Lock J A. An LPG pipeline break flow model[J]. Journal of Energy Resources Technology, 1983, **105**: 379–387.
- [9] Witlox W M H, Stene J, Harper M. Modelling of discharge and atmospheric dispersion for carbon dioxide releases including sensitivity analysis for wide range of scenarios[J]. Energy Procedia, 2011, **4**: 2253–2260.
- [10] Lu C, Michal G, Elshahomi A. Investigation of the effects of pipe wall roughness and pipe diameter on the decompression wave speed in natural gas pipelines[C]//9th International Pipeline Conference. Calgary, Alberta, Canada, 2012.
- [11] Angielczyk W, Bartosiewicz Y, Butrymowicz D, et al. 1-D modeling of supersonic carbon dioxide two-phase flow through ejector motive nozzle[C]//International Refrigeration and Air Conditioning Conference. Purdue University, 2010.
- [12] Brown S, Martynov S, Mahgerefteh H, et al. Modelling the non-equilibrium two-phase flow during depressurisation of  $\text{CO}_2$  pipelines[J]. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2014, **30**: 9–18.
- [13] Elshahomi A, Lu C, Michal C, et al. Decompression wave speed in  $\text{CO}_2$  mixtures: CFD modelling with the GERG-2008 equation of state[J]. Applied Energy, 2015 **140**: 20–32.
- [14] Liu X, Godbole A, Lu C, et al. Study of the consequences of  $\text{CO}_2$  released from high-pressure pipelines[J]. Atmospheric Environment, 2015, **116**: 51–64.
- [15] Deng Y J, Hu H B, Yu B. A method for simulating the release of natural gas from the rupture of high-pressure pipelines in any terrain[J]. Journal of Hazardous Materials, 2018, **342**: 418–428.
- [16] Peng D Y, Robinson D B. A new two-constant equation of state[J]. Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals, 1976, **15**: 59–64.
- [17] Kunz O, Wagner W. The GERG-2008 wide-range equation of state for natural gases and other mixtures: an expansion of GERG-2004[J]. Journal of Chemical & Engineering Data, 2012, **57**: 3032–3091.
- [18] Liu B, Liu X, Lu C, et al. Multi-phase decompression modeling of  $\text{CO}_2$  pipelines[J]. Greenhouse Gases: Science and Technology, 2017, **7**(4): 665–679.
- [19] Guo X, Yan X, Yu J, et al. Pressure responses and phase transitions during the release of high pressure  $\text{CO}_2$  from a large-scale pipeline[J]. Energy, 2017, **118**: 1066–1078.
- [20] Botros K K, Geerligs J, Rothwell B, et al. Measurements of decompression wave speed in binary mixtures of carbon dioxide and impurities[J]. Journal of Pressure Vessel Technology, 2016, **139**(2): 021301.
- [21] Botros K K, Geerligs J, Rothwell B, et al. Transferability of decompression wave speed measured by a small-diameter shock tube to full size pipelines and implications for determining required fracture propagation resistance[J]. International Journal of Pressure Vessels and Piping, 2010, **87**: 681–695.
- [22] Botros K K, Geerligs J, Rothwell B, et al. Measurements of

- decompression wave speed in simulated anthropogenic carbon dioxide mixtures containing hydrogen[J]. Journal of Pressure Vessel Technology, 2017, **139**(2): 021201–7.
- [23] Armsmstrong K, Allanson D. 2" NB shocktube releases of dense phase CO<sub>2</sub>[R]. Leicestershire: DNV GL&GL Industrial Services UK Ltd, 2014.
- [24] Oke A, Mahgerefteh H, Economou I, et al. A transient outflow model for pipeline puncture[J]. Chemical Engineering Science, 2003, **58**: 4591–4604.
- [25] Phillips A G, Robinson C G. Gas decompression behavior following the rupture of high pressure pipelines – Phase 1, PRCI Contract PR-273-0135[C]//Pipeline Research Council International, 2002.
- [26] Savidge J L. Report to AGA transmission measurement committee task Group 13 on A.G.A. Report No.10, speed of sound[C]//AGA Operations Conference. Marriott, Denver, USA, 2001.
- [27] Zhou X J, Li K, Tu R, et al. A modelling study of the multiphase leakage flow from pressurised CO<sub>2</sub> pipeline[J]. Journal of Hazardous Materials, 2016, **306**: 286–294.
- [28] Aursand E, Aursand P, Hammer M, et al. The influence of CO<sub>2</sub> mixture composition and equations of state on simulations of transient pipeline decompression[J]. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2016, **54**(2): 599–609.
- [29] ANSYS. ANSYS FLUENT UDF Manual[Z]. USA: ANSYS Inc., 2011.
- [30] Lee W H. A Pressure Iteration Scheme for Two-phase Flow Modeling [M]. Washington D C: Hemisphere Publishing, 1980: 407–431.