

适用于超临界 CO₂ 管道输送的水力模型及特性研究*

刘敏¹ 滕霖² 李玉星² 李顺利² 李万莉² 张大同²

摘要：以稳定流的连续性方程、运动方程及能量方程为基础，结合 PR 方程拟合得到的密度表达式建立了超临界二氧化碳 (CO₂) 的水力计算模型。对国内外推荐模型及本文建立的模型进行计算比较，优选出适合于超临界二氧化碳的水力计算模型。通过对该水力模型进行分析得出结论：增大管径可以增加输量；同等管长下压气站数量增加 1 倍，输量可以增加 41.4%；输送温度越低，管道输送能力越大；提高起点压力对流量的影响大于降低终点压力对流量的影响。

关键词：超临界 CO₂；管道输送；水力模型；水力特性

Doi:10.3969/j.issn.1006-6896.2016.6.005

Study on Hydraulic Model and Characteristics for Supercritical CO₂ Pipelines

Liu Min, Teng Lin, Li Yuxing, Li Shunli, Li Wanli, Zhang Datong

Abstract: Basing on the stabilized flow equation of continuity equation, motion equation and the energy equation and using density equation established the hydraulic models of supercritical carbon dioxide (CO₂). Compared with the accuracy of the equations recommended with established, as a result, the established equation is the better one. Based on the analysis on this model, the conclusions can be drawn: the flow rate is increasing with increase of the pipeline size; under same length, each twofold increase of compressor station will cause flow rate increase by 41.4%; the cold temperature can enhance transportation capacity and the increase of initial pressures compared with drop of terminal pressure has greater impacts on transportation capacity.

Key words: supercritical CO₂; pipeline transportation; hydraulic model; hydraulic characteristics

根据不同的输送相态，二氧化碳 (CO₂) 的管道输送方式有气态、液态和超临界态三种。根据实际工程经验，超临界态输送经济性最高^[1-2]，所需要的输送温度较低，输送过程的压降也较小。因此，目前的工程项目一般采用超临界态进行 CO₂ 输送。超临界态 CO₂ 的性质与气态和液态具有很大的不同，其兼有气体与液体的双重特性，密度接近于液体而流动性接近于气体；扩散系数为液体的 10~100 倍^[3]；因此，超临界 CO₂ 的水力计算方程与气、液态有所不同。

流体在管内流动过程中，各参数均会发生变化，如压力降低、密度减小、流动速度增大等。为了解 CO₂ 在管道输送过程中的水力特性，需要借

助于严格的水力计算模型^[4]。相对于输油、输气管道，CO₂ 输送管道发展较晚，目前尚缺乏 CO₂ 输送的相关标准，因此并没有统一规定的适用于 CO₂ 的水力计算模型。对 CO₂ 管输特性进行研究有助于我国 CO₂ 管道输送技术的发展。

1 国外推荐的超临界相态 CO₂ 计算模型

Mohitpour 和 Martin Downie 在对超临界 CO₂ 管道输送的研究过程中均推荐了以下方程^[5]，该方程适用于水平管道的稳态流动

$$Q_b = \pi \sqrt{\frac{g_c R M_A}{32} \frac{Z_b T_b}{p_b} \sqrt{\frac{p_1^2 - p_2^2}{Z_{ave} T_{ave} \Delta L}} \sqrt{\frac{1}{f}} D^{2.5} \quad (1)$$

式中： Q_b 为气体流量（工程标况），m³/s； g_c 为重力加速度，9.81 m/s²； p_b 为工程标况压力，Pa； T_b

*基金论文：国家科技支撑计划项目“大规模燃煤电厂烟气 CO₂ 捕集纯化、输送及安全控制技术研究”（2012BAC24B01）；国家自然科学基金项目“含杂质超临界 CO₂ 管道输送安全控制关键技术研究”（51374231）。

¹北京市燃气集团有限责任公司 ²中国石油大学（华东）山东省油气储运安全省级重点实验室

为工程标况温度, K; T_{ave} 为管内平均温度, K; Z_b 为 p_b 、 T_b 时的压缩因子; Z_{ave} 为 p_{ave} 、 T_{ave} 时的压缩因子; M_A 为空气的相对分子质量; Δ 为相对密度; D 为管道内径, m; L 为管长, m; p_1 、 p_2 为 CO_2 管道起点和终点的压力, Pa; R 为气体常数; f 为摩擦因数。

对于内壁粗糙管道内的湍流, 推荐使用以下公式计算摩擦因数

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 3.48 - 1.7372 \ln \left(\frac{\varepsilon}{r} - \frac{16.2446}{Re} \ln A \right) \quad (2)$$

其中

$$A = \left(\frac{\varepsilon}{r} \right)^{1.0198} + \left(\frac{7.149}{Re} \right)^{0.8981} \quad (3)$$

式中: ε 为内管壁粗糙度; r 为管道内半径, m。

对于内壁光滑管道内的湍流, 推荐使用式

(4) 计算摩擦因数

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 1.7372 \ln \frac{Re}{1.964 \ln Re - 3.8215} \quad (4)$$

对于层流区, 推荐使用式 (5) 计算摩擦因数。

$$f = \frac{16}{Re} \quad (5)$$

2 超临界 CO_2 水力计算模型的建立

超临界 CO_2 管道的应用最为广泛, 且超临界 CO_2 具有特殊性, 因此对其水力计算模型进行进一步的研究^[6]。

以稳定流的连续性方程、运动方程及能量方程为基础^[6], 建立超临界 CO_2 管道的水力计算模型

$$\rho\omega = \text{常数} \quad (6)$$

$$\frac{dp}{dx} + \rho\omega \frac{d\omega}{dx} + \rho g \frac{ds}{dx} + \frac{\lambda}{D} \frac{\omega^2}{2} \rho = 0 \quad (7)$$

$$\left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_p \frac{dT}{dx} + \left(\frac{\partial H}{\partial p} \right)_T \frac{dp}{dx} + \omega \frac{d\omega}{dx} + g \frac{ds}{dx} = - \frac{dQ}{dx} \quad (8)$$

基于以上方程, 提出两个假设:

(1) 气体在管道中为等温流动。等温流动则可

$$M = \frac{\pi}{4} \sqrt{\frac{\left[(7107 - 23.59T)(p_0 - p_z) + \frac{(-1.738 \times 10^{-4} + 9.12 \times 10^{-7}T)}{2} (p_0^2 - p_z^2) - \frac{2.874 \times 10^{-12}}{3} (p_0^3 - p_z^3) \right] D^4}{\frac{\lambda L}{2D} - \ln \left(\frac{7107 - 23.59T - 1.738 \times 10^{-4} p_z + 9.12 \times 10^{-7} p_z T - 2.874 \times 10^{-12} p_z^2}{7107 - 23.59T - 1.738 \times 10^{-4} p_0 + 9.12 \times 10^{-7} p_0 T - 2.874 \times 10^{-12} p_0^2} \right)}} \quad (15)$$

式中

$$\ln \left(\frac{7107 - 23.59T - 1.738 \times 10^{-4} p_z + 9.12 \times 10^{-7} p_z T - 2.874 \times 10^{-12} p_z^2}{7107 - 23.59T - 1.738 \times 10^{-4} p_0 + 9.12 \times 10^{-7} p_0 T - 2.874 \times 10^{-12} p_0^2} \right)$$

$$M = \frac{\pi}{4} \sqrt{\frac{2D^5 \left[(7107 - 23.59T)(p_0 - p_z) + \frac{(-1.738 \times 10^{-4} + 9.12 \times 10^{-7}T)}{2} (p_0^2 - p_z^2) - 9.58 \times 10^{-13} (p_0^3 - p_z^3) \right]}{\lambda L}} \quad (16)$$

认为温度已知, 即采用某个平均温度, 因此可以除去方程组中的能量方程, 使求解简化。

(2) 水力摩擦系数为常数。 $\lambda = f(Re, \varepsilon)$, 在超临界 CO_2 管道输送中, 流态主要位于混合摩擦区, 故 λ 完全或主要取决于 ε ; 此外, $Re = \rho\omega D/\mu$, μ 随 p 和 T 的变化较小, 稳定流动时全线 Re 变化不大, 所以可以认为 λ 为常数。

式 (7) 两边乘以 dx , 并用 $\rho d\omega^2/2$ 代替 $\rho\omega d\omega$, 整理后得

$$-\frac{dp}{\rho} = \lambda \frac{dx}{D} \frac{\omega^2}{2} + g ds + \frac{d\omega^2}{2} \quad (9)$$

当地形起伏高差小于 200 m, 克服高差而消耗的压力降在式 (9) 中所占的比例很小, 可以认为是水平管, $ds=0$, 因此方程 (9) 变为

$$-\frac{dp}{\rho} = \lambda \frac{dx}{D} \frac{\omega^2}{2} + \frac{d\omega^2}{2} \quad (10)$$

由于式 (10) 中有三个变量, 利用连续性方程和气体状态方程共同求解。

连续性方程为

$$\omega = \frac{M}{F\rho} \quad (11)$$

应用 PR 方程, 计算得到 30~60 °C、9~20 MPa 范围内 CO_2 的密度值。通过 Matlab 拟合得到该范围内超临界 CO_2 的密度表达式

$$\rho = 7107 - 23.59T - 1.738 \times 10^{-4} p + 9.12 \times 10^{-7} pT - 2.874 \times 10^{-12} p^2 \quad (12)$$

将式 (11) 代入式 (10) 得

$$-\frac{dp}{\rho} = \frac{M^2}{2F^2 \rho^2} \cdot \frac{\lambda}{D} dx - \frac{M^2}{F^2} \cdot \frac{1}{\rho} \cdot \rho' dp \quad (13)$$

公式两边同乘以 ρ^2 得

$$-\rho dp = \frac{M^2 \lambda}{2F^2 D} dx - \frac{M^2}{F^2} \cdot \frac{1}{\rho} \cdot \rho' dp \quad (14)$$

将式 (12) 代入 (14), 对式 (14) 积分, 对应的积分限起点压力 p_0 和重点压力 p_z , 以及管长 0 和 L , 整理后得质量流量表达式 (15)。

表示终点与起点密度变化对流量的影响, 对长距离输送管道而言, 该项与 $\lambda L/2D$ 相比是很小的, 可以忽略, 因此式 (15) 简化为式 (16)。

式(16)即为超临界CO₂管道输送的水力计算方程。

式(16)中λ的计算参见表1^[7]。

表1 常用计算水力摩擦的经验公式

流态类别	Re 范围 ($\epsilon = \frac{\Delta}{r_0} = \frac{2\Delta}{d}$)	常用的经验公式
层流	$Re \leq 2000$	$\lambda = \frac{64}{Re}$
水力光滑	$3000 < Re < \frac{59.7}{\epsilon^{\frac{1}{4}}}$	$\lambda = \frac{0.3164}{\sqrt{Re}}$
紊混合摩擦流	$\frac{59.7}{\epsilon^{\frac{1}{4}}} < Re < \frac{665 - 765 \lg \epsilon}{\epsilon}$	$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -1.8 \lg \left[\frac{6.8}{Re} + \left(\frac{\Delta}{3.7d} \right)^{1.117} \right]$
水力粗糙	$Re > \frac{665 - 765 \lg \epsilon}{\epsilon}$	$\lambda = \frac{1}{\left(2 \lg \frac{3.7d}{\Delta} \right)^2}$

水力摩擦的计算公式取决于超临界CO₂管输过程中的流型。

$$Re = \frac{vd\rho}{\mu} = \frac{4Q\rho}{\pi d\mu} \quad (17)$$

模拟超临界CO₂的输送工况，计算Re的值，确定流型。基本参数设置见表2，雷诺数的计算值见表3。

表2 基本参数设置

管长/km	管径/mm	流量/(kg·s ⁻¹)	管道入口温度/℃	总传热系数/(W·m ⁻² ·℃ ⁻¹)	绝对粗糙度/mm	环境温度/℃
200	308.1	33	40	0.9	0.05	15
200	300	42	40	0.9	0.05	15

当流动于紊流混合摩擦区时， $6.23 \times 10^5 < Re < 1.12 \times 10^7$ 。所以根据表3，当超临界CO₂在30~60℃、9~20MPa范围内输送时，位于混合摩擦区，因此水力摩擦的表达式为

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -1.8 \lg \left[\frac{6.8}{Re} + \left(\frac{\Delta}{3.7d} \right)^{1.117} \right] \quad (18)$$

表3 各工况的Re值

10 MPa/40℃	18 MPa/40℃	20 MPa/40℃	12 MPa/35℃	16 MPa/35℃	18 MPa/35℃	12 MPa/50℃	16 MPa/50℃	18 MPa/50℃
1.4338×10^6	1.4647×10^6	1.4702×10^6	2.6024×10^6	2.7×10^6	2.73×10^6	2.31×10^6	2.47×10^6	2.53×10^6

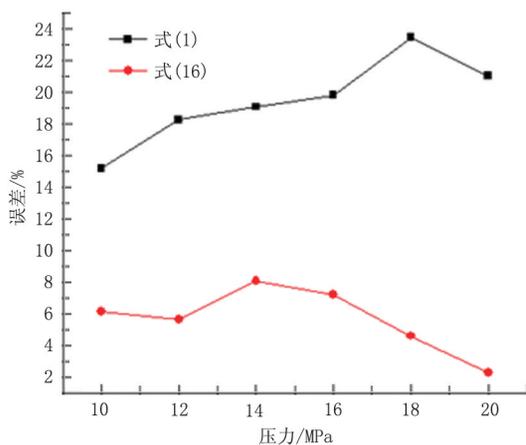


图1 公式(1)和公式(16)误差对比

3 模型的验证和优选

对上述文献提供的计算模型以及本文推导得到的超临界CO₂的水力计算模型进行验证和优选，评价计算模型的准确性。

应用Pipephase软件模拟计算超临界CO₂的不同输送工况，以软件计算值作为精确值，基本参数设置见表1。将软件计算得到的出口压力等参数值代入公式(1)和(16)中，用Matlab编程计算流量值。比较公式计算得到的流量值与精确值，分析公式的准确性。

f采用公式(2)计算。

经过计算，公式验证结果如表4。

表4 公式验证结果

管道入口压力/MPa	10	12	14	16	18	20
软件模拟流量值/(kg·s ⁻¹)	33	33	33	33	33	33
式(1)计算流量值/(kg·s ⁻¹)	27.986	726.974	826.704	026.459	625.255	426.062
式(1)误差/%	15.19	18.26	19.08	19.82	23.46	21.02
式(16)计算流量值/(kg·s ⁻¹)	35.026	134.847	635.660	535.368	234.509	833.747
式(16)误差/%	6.14	5.60	8.06	7.18	4.58	2.26

图1为不同工况下，公式(1)和公式(16)计算值的误差对比。分析表6和图1可知，公式(1)计算值均低于标准值，当压力低于18MPa时误差随输送压力的增加而减小，公式误差均在25%以内。该误差一方面来源于公式自身的精确度，另一方面是由于计算中对公式中某些参数取了平均值。根据工程实际的要求，公式(1)用于计算超临界CO₂流量与压力的关系时误差比较大。

而公式(16)计算值大于实际流量值，误差均在10%以内。该公式计算结果的误差来源同上，但

符合工程实际的要求，因此公式(16)更适合作为超临界CO₂管道输送的水力计算模型。

4 基本参数对输量的影响

管径、管长、输送温度、起点压力和终点压力都会对输量产生影响，以公式(16)为基础讨论各参数对输量的影响规律。

4.1 管径

两条管径为D₁和D₂管道，在其他条件相同的情况下，流量之比为

$$\frac{M_1}{M_2} = \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^{\frac{5}{2}}$$

所以, CO₂管道的通过能力与管径的2.5次方成正比。若管径增大1倍, $D_2 = 2D_1$, 则有

$$M_2 = 2^{2.5} M_1 = 5.66M_1$$

因此, 增大管径可以增加输量。

4.2 管长

当其他条件相同时, 管长分别为 L_1 和 L_2 的管道流量之比为

$$\frac{M_1}{M_2} = \left(\frac{L_2}{L_1}\right)^{0.5}$$

$$\frac{M_1}{M_2} = \frac{\left[-23.59 + \frac{9.12 \times 10^{-7}}{2}(p_Q + p_Z)\right]T_1 + \left[7\,107 - \frac{1.738 \times 10^{-4}}{2}(p_Q + p_Z) - 9.58 \times 10^{-13}(p_Q^2 + p_Z^2 + p_Q p_Z)\right]}{\left[-23.59 + \frac{9.12 \times 10^{-7}}{2}(p_Q + p_Z)\right]T_2 + \left[7\,107 - \frac{1.738 \times 10^{-4}}{2}(p_Q + p_Z) - 9.58 \times 10^{-13}(p_Q^2 + p_Z^2 + p_Q p_Z)\right]}$$

由于 $\left[-23.59 + \frac{9.12 \times 10^{-7}}{2}(p_Q + p_Z)\right]T$ 在9~20 MPa 范围内是小于0的, 所以当 $T_1 > T_2$ 时, $M_1 < M_2$, 即温度越低, 输送能力越大。

4.4 起、终点压力

当起点压力增加 δ , 则式 (16) 可表示为

$$M_1 = \frac{\pi}{4} \sqrt{\frac{2D^5 \left[(7\,107 - 23.59T)(p_Q + \delta - p_Z) + \frac{(-1.738 \times 10^{-4} + 9.12 \times 10^{-7}T)}{2} \left[(p_Q + \delta)^2 - p_Z^2 \right] - 9.58 \times 10^{-13} \left[(p_Q + \delta)^3 - p_Z^3 \right] \right]}{\lambda L}}$$

终点压力减小 δ , 则式 (16) 可表示为

$$M_2 = \frac{\pi}{4} \sqrt{\frac{2D^5 \left[(7\,107 - 23.59T)(p_Q + \delta - p_Z) + \frac{(-1.738 \times 10^{-4} + 9.12 \times 10^{-7}T)}{2} \left[p_Q^2 - (p_Z - \delta)^2 \right] - 9.58 \times 10^{-13} \left[p_Q^3 - (p_Z - \delta)^3 \right] \right]}{\lambda L}}$$

由于 $M_1 - M_2 > 0$ 在公式 (12) 的适用范围内 (温度30~60 °C, 压力9~20 MPa) 恒成立, 所以提高起点压力对流量的影响大于降低终点压力对流量的影响。

5 结论

(1) 超临界CO₂的性质与气态和液态具有很大的不同, 不可以使用气态或液态的水力计算模型。

(2) 经过验证和比选, 将推导得到的模型作为超临界CO₂管道输送的水力计算模型。

(3) 增大管径可以增加输量; 同等管长下压气站数量增加1倍, 输量可以增加41.4%; 输送温度越低, 管道输送能力越大; 提高起点压力对流量的影响大于降低终点压力对流量的影响。

参考文献

- [1] MCCOY S T, RUBIN E S. An engineering-economic model of pipeline transport of CO₂ with application to carbon capture and storage[J]. Int. J. Greenh. Gas Con., 2008, 2 (2): 219-229.
- [2] HAUGEN H A, ELDRUP N, BERNSTONE C, et al. Options for transporting CO₂ from coal fired power plants Case

所以, 流量与管长的0.5次方成反比。若站间距缩小一半, $L_2 = \frac{1}{2}L_1$ 则有

$$M_2 = \sqrt{2} M_1 = 1.414M_1$$

假设压气站平均分布, 管长不变情况下将压气站数量增加1倍时, 流量增加41.4%。

4.3 输送温度

当其他条件相同时, 输送温度分别为 T_1 和 T_2 的管道流量之比为

Denmark[J]. Energy Procedia, 2009 (1): 1 665-1 672.

- [3] 刘敏, 李玉星, 赵青, 等. 超临界CO₂管道输送参数的敏感性分析[J]. 油气储运, 2014, 33 (4): 359-363.
- [4] 喻西崇, 李志军, 潘鑫鑫, 等. CO₂超临界态输送技术研究[J]. 天然气工业, 2009, 29 (12): 83-86.
- [5] MOHITPOUR M, GOLSHAN H, MURRAY A. Pipeline design & construction: a practical approach[M]. 2nd Ed. New York: The American Society of Mechanical Engineers, 2011: 654.
- [6] 李玉星, 姚光镇. 输气管道设计与运营[M]. 东营: 中国石油大学(华东)出版社, 2009: 94-98.
- [7] 袁恩熙. 工程流体力学[M]. 北京: 石油工业出版社, 2008: 125.

作者简介

刘敏: 硕士, 2015年毕业于中国石油大学(华东), 从事输气管道的管理与运营工作, 13641133694, 1055452823@qq.com, 北京市朝阳区柴圣路6号院, 100000。

收稿日期 2015-01-12

(栏目编辑 杨军)