

适用于含水天然气输送管道 工艺计算的热力学模型

李玉星* 冯叔初
(石油大学(华东) 储运教研室)

李玉星等. 适用于含水天然气输送管道工艺计算的热力学模型. 天然气工业, 1998; 18(1): 82~ 85

摘 要 针对含水天然气输送管道的热力学计算, 分析了组分模型与黑油模型以及不同状态方程的使用范围, 提出了用于含水天然气输送管道的热力学计算模型和方法, 即组分模型和管道内相平衡计算方法。计算结果表明组分模型不仅可以准确地计算含水天然气物性参数, 而且能够计算凝析与反凝析以及气液相间的质量传递; 明显优于黑油模型; 与实际运行管道数据相比误差较小。

主题词 含水天然气 组分模型 黑油模型 质量传递

含水天然气是指未加工的凝析气。在管输过程中, 随温度、压力的变化会在管内产生凝析液, 属低持液率的气液两相或多相流范畴。石油工业的两相或多相流动, 仅按水力学模型不能准确计算管路内气液相的流动参数, 还必须与热力学模型结合, 确定含水天然气的热力物性参数和热力学特性。目前用于计算石油多相流动气液相物性参数的热力学模型有黑油模型和组分模型。

黑油模型是按油气相对密度、压力和温度通过溶解气油比来确定气液相物性参数的一种方法^[1]。其优点是计算简单、编程方便、运算速度快等, 缺点是不能计算油、气组成沿管长的变化, 无法考虑气体的反凝析现象, 计算较粗糙。故黑油模型适用于管内流体组分不能确切地用摩尔分数表达的场合, 如原油和伴生气多相流管道的工艺计算。

组分模型是按流体的组成、压力、温度通过状态方程确定平衡气液相组成和 PVT 物性参数的处理方法。其优缺点与黑油模型相反。随着计算机运算速度的提高, 对能够知道流体确切组成的含水天然气管道应采用组分模型。利用组分模型不仅能够准确地计算流体的各种物性参数, 而且可以模拟随着管道沿线温度和压力的变化气液相间的质量传递量、凝析和反凝析等。

本文将详细给出利用组分模型计算含水天然气输送管道内流体物性参数的方法、闪蒸计算模型以及气液相间质量传递方程。

相 图

含水天然气是由多种组分形成的复杂混合物。输送过程中, 随着沿线输送压力和温度的改变, 会发生相态的变化及气液相组成和物性的变化。因此, 含天然气管道沿线气液相摩尔流量、组成及物性参数等都相应地发生变化。含水天然气相图可以准确地描述上述物理变化过程^[2]。图 1 是凝析气典型的相包线图。

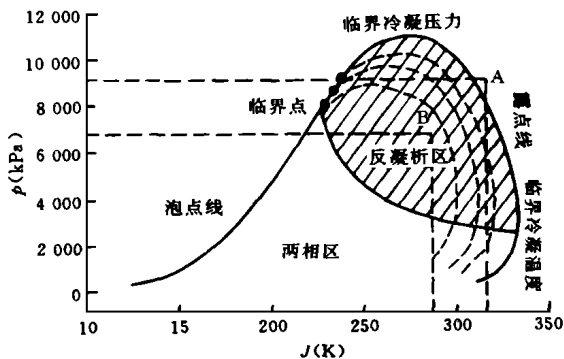


图 1 典型的 $p - T$ 相包线图

凝析气的组成不同, 其相包线的形状也不同。相包线由泡点线和露点线组成, 包线内的区域为气液两相区, 虚线是等汽化率线。这些曲线簇的共同出发点为临界点。气液两相能存在的最高压力为临

* 李玉星, 1970 年生, 1992 年毕业于石油大学(华东) 储运专业, 现攻读石油大学储运专业博士学位。地址: (257062) 山东省东营市石油大学储运教研室。电话: (0546) 8392309。

界冷凝压力, 最高温度为临界冷凝温度。图中阴影部分为反凝析区域, 在此区域内, 等温膨胀将导致反常凝析, 在该区域外的两相区内, 等温膨胀将使液体汽化。凝析气的反凝析区一般较大。

已知凝析气的组成可求得该混合物的相态图。已知管线运行压力和温度范围, 由相态图可以大体了解流体是得于单相区还是两相区, 是否会发生反凝析现象, 是否会有凝析液出现等问题。如对图中的 A 点, 在该压力和温度下管道内为单相气体, 对图中 B 点, 在该压力和温度下管道内为气液两相。由此可以选择相应的气、液相参数计算方法。

状态方程

根据气液相参数计算方法的不同, 组分模型又可分为以下两种方法: 利用状态方程作为模型和利用液相逸度系数作为模型。逸度系数模型对气相采用状态方程计算, 对液相采取逸度系数计算, 因此可以比较准确地计算液相参数, 但逸度系数模型用于高压工况下计算液相参数会有较大的偏差。状态方程模型对气液相采用同种方法计算, 适用的压力和温度范围较宽。而且随着状态方程的不断改进, 对气液相都可以得到满意的计算结果。凝析气主要由气相组成, 由于管道输送压力较高, 因此选用状态方程作为热力学模型较为合适。

目前状态方程的种类很多, 当用于含水天然气输送管道计算时, SRK 方程、PR 方程和 BWRS 方程较合适, 它们都可以用于气液相平衡和气液相物性参数计算。其中 SRK 方程和 PR 方程属于两参数的立方型状态方程, 它们都不能用于含氢系统, 对液相密度的计算精度较差, 对非烃气体含量较多的混合物以及高压低温条件下气液相平衡计算的准确性较低。BWRS 方程属于多参数状态方程, 1970 年经 Starling Han 改进后的方程扩大了适用的操作工况, 温度可低至 $T_R = 0.3$, 密度则可高达 $\rho_R = 3.0$, 并可以用于计算含有 CO_2 、 H_2S 、 N_2 等气体的体系。

经编程计算发现, SRK 方程和 PR 方程用于计算输送管道内持液率和集液量时, 与实测值相比有较大的相对误差, 一般大于 10%, 而 BWRS 方程的相对误差一般在 $\pm 10\%$ 以内。因此选用 BWRS 方程作为热力学模型方程。

BWRS 状态方程可以将压力 p 表达成温度 T 和密度 ρ 的显式函数:

$$P = \rho RT + (B_0 RT - A_0 - \frac{C_0}{T^2} + \frac{D_0}{T^3} - \frac{E_0}{T^4})$$

相包
$$\rho^2 + \left[bRT - a - \frac{d}{T} \right] \rho^3 + a \left[\frac{a}{+ \frac{d}{T}} \right] \rho^6 + \frac{c\rho^3}{T^2} (1 + \gamma \rho^2) \exp(-\gamma \rho^2)$$
 (1)

式中: A_0 、 B_0 、 C_0 、 D_0 、 E_0 、 γ 、 α 、 a 、 b 、 c 、 d 为状态方程的参数。已知组分 i 的临界温度 T_{ci} , 临界压力 p_{ci} 和偏心因子 ω_i , 便可确定 i 组分的这些参数值。

对于含水天然气这样的混合物, 在应用 BWRS 方程计算气液相逸度、焓值、比热容等热力学性质时, 需利用混合规则得到混合物的上述十一个参数值; 然后由工作压力 p 、温度 T 由式(1) 迭代求解气相和液相密度 ρ^v 和 ρ^l 。方程具有 1 个或 3 个正实根, 当 p 、 T 处于两相区时, 方程有三个根, 最大的根为液相密度 ρ^l , 最小的根为气相密度 ρ^v , 中间根则无实际意义。当 p 、 T 处于单相区时仅能求出一个实根。利用式(1) 求解密度时采用正割法迭代计算, 再由气液密度分别计算气相和液相逸度、焓等参数。由于 BWRS 方程中的压力为温度和密度的显式函数, 易于求得压力对温度和密度的偏导数, 进而计算流体的比热容和焦耳—汤姆逊效应系数等参数。

利用状态方程作为组分热力学模型的计算方法可以进行管道内的气液相平衡计算。

管道内汽液相平衡计算

管道内组分的汽液相平衡计算方法是引用化工^[3]的研究成果。图 2 所示为管段的某一控制体。

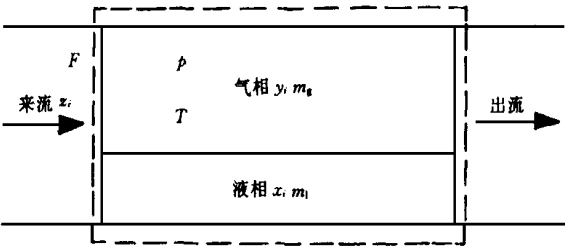


图 2 管道内气液相平衡模型

设: 来流为 F , 组成为 Z_i 的混合物。在控制体的压力 p 和温度 T 下, 进行汽液相平衡闪蒸计算。沿管长诸段进行在管段温度、压力下的闪蒸计算, 可确定: ①不同管段内相态的数目和凝析液开始出现的位置; ②管道沿线气、液相的流量, 各组分的摩尔分数; ③气、液相的密度、焓、热容、焦耳—汤姆逊效应系数等热物性参数。

汽液平衡分离计算以相平衡为基础, 相平衡准则关系式为:

$$f_i^L = f_i^V \quad (2)$$

或 $y_i = K_i x_i \quad (3)$

即各组分在气相和液相中的逸度必须相等。

对图 2 所示的控制体, 根据 i 组分的物料平衡方程得:

$$F z_i = m_g y_i + m_l x_i \quad (4)$$

将 $y_i = K_i x_i$ 代入, 得:

$$x_i = \frac{z_i}{\frac{m_g K_i}{F} + \frac{m_l}{F}} \quad (5)$$

令汽化率

$$e = \frac{m_g}{m_l + m_g}$$

则 $x_i = \frac{z_i}{(K_i - 1)e + 1} \quad (6)$

由 $\sum_{i=1}^c y_i = 1$ 和 $\sum_{i=1}^c x_i = 1$

则 $\sum_{i=1}^c (y_i - x_i) = 0 \quad (7)$

将式(6)及 $y_i = K_i x_i$ 代入得:

$$\sum_{i=1}^c \frac{z_i (K_i - 1)}{(K_i - 1)e + 1} = 0 \quad (8)$$

已知 T 、 p (K_i 被确定) 和 z_i , 由上式求解 e 时, 由于该式对 e 为高度非线性方程, 需用试差法求解。为避免试差计算的盲目性, 可采用牛顿迭代求根法, 迭代格式为:

$$e_{k+1} = e_k + \frac{\sum_{i=1}^c z_i (K_i - 1) / [(K_i - 1)e_k + 1]}{\sum_{i=1}^c (K_i - 1)^2 / [(K_i - 1)e_k + 1]^2} \quad (9)$$

式中: k 为迭代序列号。上式接近线性单调函数, 其收敛性较好, 对初值无特殊要求, 可取理想气体 e 值作为初值。

在进行汽化、冷凝计算前, 应首先判断混合物在已知温度和压力下是否处于两相区, 为此需对来流作如下检验:

$$\sum_{i=1}^c K_i z_i \begin{cases} = 1 & T = T_B & e = 0 \\ > 1 & T > T_B & e > 0 \\ < 1 & T < T_B & e = 1 \end{cases} \quad (10)$$

$$\sum_{i=1}^c \frac{z_i}{K_i} \begin{cases} = 1 & T = T_D & e = 1 \\ > 1 & T < T_D & e < 1 \\ < 1 & T > T_D & e = 0 \end{cases}$$

式中 T_B 和 T_D 为泡点温度和露点温度。只有 $\sum K_i z_i$ 和 $\sum (z_i / K_i)$ 均大于 1 时, 混合物处于两相区 ($0 < e < 1$)。若混合物处于两相区, 由式(9)求得汽化率后, 即可根据汽化率定义求出气、液相质量流量, 从而进一步得到气、液相间质量传递的计算方程。

气液相间质量传递方程

由于含水天然气输送过程中, 存在气液之间的相平衡分离, 为了准确计算持液率和沿线压力降, 在水力学方程中必须考虑这一传质过程。已知气相与液相的质量流量后, 即可以计算控制体内气液相间的质量传递量。定义气体质量分数为:

$$x = \frac{m_g M W_g}{m_l M W_l + m_g M W_g} \quad (11)$$

定义 $\Delta \dot{m}_{gl}$ 为控制体内由气相凝析转化为液相的质量流量。当发生凝析时, 控制体内气相质量减少, 因此 $\Delta \dot{m}_{gl}$ 为负值; $\Delta \dot{m}_{lg}$ 为液体蒸发转化为气相的质量流量。当发生蒸发时, 控制体内液相质量减少, 因此 $\Delta \dot{m}_{lg}$ 为负值。两者之间的关系为:

$$\Delta \dot{m}_{gl} + \Delta \dot{m}_{lg} = 0 \quad (12)$$

质量传递量是气体质量分数的函数, 而气体质量分数又是压力和温度的函数, 即:

$$\Delta \dot{m}_{gl} = f(p, T, X) \quad (13)$$

假设控制体内混合物的组成恒定不变, 对上式用 Taylor 展开, 则得到质量传递量计算方程:

$$\Delta \dot{m}_{gl} = \left[\left(\frac{\partial X}{\partial p} \right)_T \frac{\partial p}{\partial x} + n \left(\frac{\partial X}{\partial p} \right)_T \frac{\partial p}{\partial t} \frac{\partial t}{\partial x} (m_g + m_l) \right] + \left[\left(\frac{\partial X}{\partial T} \right)_p \frac{\partial T}{\partial x} + \left(\frac{\partial X}{\partial T} \right)_p \frac{\partial T}{\partial t} \frac{\partial t}{\partial x} (m_g + m_l) \right] \quad (14)$$

式中: $\left(\frac{\partial X}{\partial p} \right)_T \frac{\partial p}{\partial t} \frac{\partial t}{\partial x}$ 表示在控制体内由于压力、温度随时间变化而产生的质量传递; 对于稳态流动这两项为零; $\left(\frac{\partial X}{\partial p} \right)_T \frac{\partial p}{\partial x}$ 与 $\left(\frac{\partial X}{\partial T} \right)_p \frac{\partial T}{\partial x}$ 表示压力、温度随位移变化而引起的质量传递。控制体内质量传递量影响着管道内集液量与持液率的大小。

结果与讨论

将给出的热力学模型、质量传递方程与水力学模型相结合可以计算含水天然气输送管道的运行参数。为此, 以锦州 20—2 凝析气管道的生产数据为

例, 分别利用黑油模型和本文给出的组分热力学模型及质量传递方程计算, 并与实测的集液量的压降数据作比较。计算结果分别见表 1 和表 2。

表 1 锦州 20—2 集液量计算结果与生产数据对比

流量 (km^3/d)	实测集液量 (m^3)	组分模型(本文)		黑油模型	
		计算集液量 (m^3)	相对误差 (%)	计算集液量 (m^3)	相对误差 (%)
720	605	597. 83	1. 2	674. 5	11. 5
860	530	515. 75	2. 7	621. 8	17. 3
900	508	497. 40	2. 1	607. 6	19. 6
1 000	455	461. 00	-1. 3	573. 6	26. 1
1 060	423	442. 67	-4. 7	552. 7	30. 7

表 2 锦州 20—2 压力降计算结果与生产数据对比* 1)

流量 (km^3/d)	实测压力降 (kPa)	组分模型(本文)		黑油模型	
		计算压力降 (kPa)	相对误差 (%)	计算压力降 (kPa)	相对误差 (%)
1 149. 763	1 148. 5	1 028	10. 5	1 451	26. 4
1 170. 702	1 172. 1	1 067	9. 0	1 716	46. 4
1 182. 797	1 183. 1	1 131. 7	4. 3	1 773	49. 8
1 191. 855	1 190. 1	1 174. 5	1. 3	1 776	49. 2
1202. 45	1 196. 9	1 147. 8	4. 1	1 457	21. 8
1 213. 355	1 202. 3	1 175. 1	2. 3	1 812	50. 7
1 238. 747	1 209. 0	1 228	-1. 6	1 879	55. 4
1 239. 529	1 209. 1	1 229. 6	-1. 7	1 938	60. 3
1 243. 705	1 209. 3	1 190. 2	1. 6	1 890	56. 3
1 267. 592	1 206. 3	1 297. 26	-7. 5	2 003	66. 1
1 289. 167	1 197. 2	1 393. 6	-16. 2	2 078	73. 6

1) 水力学模型采用 M ukherjee—Brill—Eaton 模型

从表 1 看出, 对凝析液量的计算结果, 本文给出的组分模型与实际管道实测数据相比误差均在 $\pm 5\%$ 以内, 而黑油模型计算结果的误差较大, 在 $10\% \sim 30\%$ 范围内。从表 2 看出, 对压力降计算, 本文给出的组分模型的相对误差在 $\pm 16\%$ 以内, 在管道设计流量下 ($1\,200\,\text{km}^3/\text{d}$), 误差在 $\pm 5\%$ 以内。而黑油模型计算结果与实测压力降的相对误差在 $20\% \sim 70\%$ 范围内。在管道设计流量下误差也超过了 20% 。

结 论

- 1) 本文深入探讨了用于含水天然气输送管道的热力学计算方法, 选出了组分模型和 BWRS 方程。
- 2) 给出了管道内气液相闪蒸计算方法以及气液相间质量传递的计算方程。
- 3) 实际计算得出所给的热力学方法不仅可以计

算控制体内流体的物性参数, 而且能充分反映含水天然气的物理特点, 计算气液之间的质量传递。

4) 给出的组分模型计算结果与生产数据的相对误差小, 而黑油模型的相对误差较大, 不适用于含水天然气输送管道的计算。

符 号 说 明

- c 为组分分数;
- e 为汽化率;
- f ; 逸度;
- F 为总流量;
- K_i 为平衡常数;
- L 为液相流量;
- m 为质量流量;
- MW 为分子量;
- p 为压力;
- R 为热力学气体常数;
- T 为温度;
- V 为气相流量;
- x 为液相摩尔分数;
- X 为气体质量分数;
- y 为气相摩尔分数
- z 为混合物摩尔分数;
- Δm_g 为单位管长气液相间的质量传递;
- Δm_l 为单位管长液气相间的质量传递;
- ρ 为密度。
- 上下标
- i 为相分;
- c 为临界参数;
- g 为气相;
- l 为液相;
- B 为泡点;
- D 为露点;
- v 为气相;
- L 为液相;
- R 为对比参数;

参 考 文 献

1 冯叔初主编. 油气集输. 北京: 石油大学出版社, 1989; 9

2 郭天民等译. 石油和天然气的性质. 北京: 中国石化出版社, 1992

3 郭天民主编. 多元气—液平衡和精馏. 北京: 化学工业出版社. 1983; 9

(收稿日期 1997-07-17 编辑 王瑞兰)

* 李玉星, 冯叔初. 含水天然气管道工艺计算研究报告. 1996; 4

versity in 1982. He has been engaged in computer application all along. He won the second-class scientific and technological progress prize of the former Ministry of Petroleum Industry and published many treatises. Add: No. 28, Xiaoguanmiao Back Street, Chengdu, Sichuan (610017), China Tel: (028) 6917700- 252.

ECONOMIC ANALYSIS ON SHAAN- JING GAS PIPELINE PROJECT

Yang Jiali(China Petroleum Planning and Engineering Institute of CNPC). *NAT UR. GAS IND.* v. 18, no. 1, pp. 77~ 81, 1/25/98. (ISSN 1000- 0976; In Chinese)

ABSTRACT:The project of gas pipeline from Shaanganning gas field to Beijing is a large-diameter gas pipeline which has a high starting point and the longest distance in China at present and which is automatically controlled having an advanced technical level both at home and abroad. The fixed capital expenditure of the project is 39.35×10^8 Yuan, in which, the fixed assets investment is 35.09×10^8 Yuan, being slightly higher than the constructed pipeline project in China and slightly lower than that in forenrgn countries such as USA. The capital source came from China National Development Bank, Japan Export Bank's loan, the capital in cash raised by enterprise itself and a part of commercial loan, being a model of successfully financing through various channels for the pipeline project in China. The gas pipeline project from Shaanganning to Beijing has a better economic benefit on condition that the annual gas transmission capacity is $11 \times 10^8 \text{ m}^3$ and gas transmission cost is 0.74 Yuan/ m^3 . If gas supply can be guaranteed in upstream and there are users downstream, which makes the gas transmission capacity increased to an economic scale and the utilization ratio of the pipeline raised, the economic benefit can be increased. Therefore, developing the users downstream is an urgent matter for raising the economic benefit of the pipeline.

SUBJECT HEADINGS: Shaanganning area, Beijing, Gas pipeline, Investment, Economic evaluation.

Yang Jiali (senior engineer), graduated from Mathematics Department of Chengdu University. He has been engaged in the fabrication cost of project and technie-economic work for a long time. He won the scientific and technological achievement prizes of provincial, ministerial and administrative bureau's level for his many research achievements and published many papers in the national and provincial publications. Add: P. O. Box 938, Xueyuan Road, Beijing (100083), China Tel: (010) 62323366- 2428.

THERMODYNAMIC MODEL USED FOR THE PROCESS CALCULATION OF WET GAS TRANS MISSION PIPELINE

Li Yuxing and Feng Shuchu(Teaching and Research Section for Oil and Gas Storage and Transportation, University of Petroleum, East China). *NAT UR. GAS IND.* v. 18, no. 1, pp. 82~ 85, 1/25/98. (ISSN 1000- 0976; In Chinese)

ABSTRACT:In view of the thermodynamic calculation of wet gas transmission pipeline, the compositional model, black oil model and the use scope of different state equations are analyzed, and the thermodynamic calculation model and method for wet gas transmission pipeline, i. e. compositional model and calculating method of the phase equilibrium in pipeline, are put forward. The calculation results show that by use of compositional model, not only the physical parameters of wet gas can be exactly calculated, but the condensation and retrograde condensation as well as the mass transfer between gas phase and liquid phase can be calculated also. Compositional model is obviously better than black oil model and by comparing it with the actual running data of pipeline, its error is smaller.

SUBJECT HEADINGS: Wet gas, Compositional model, Black oil model, Mass transfer.

Li Yuxing was born in 1970 and graduated in oil and gas storage and transportation from University of Petroleum, East China in 1992. He is now studying for his Doctor's degree. Add: Dongying, Shandong(257062), China Tel: (0546) 8392309.