

文章编号:1673-5005(2006)02-0090-03

基于动态规划法的成品油管道管径优选

初 飞 雪

(中国石油大学 石油天然气工程学院, 北京 102249)

摘要:成品油管道工艺方案优化设计的目标是使所设计的管道在其计算期内经济效益最佳,由于影响工艺方案的因素较多,设计人员通常期望能够通过优化的方法获得多个预选方案,然后就一些影响因素和工程实际情况进行具体分析后,再确定最优工艺方案。以成品油管道系统计算期内总费用现值最小为目标函数,建立了管径优选数学模型,并应用动态规划法进行了求解。在求解时,把泵站投资表示为水力摩阻的函数,使得求解变得简单方便。具体的实例结果表明,同其他方法相比,应用动态规划法能够同时求解出最优和次优工艺方案,所得结果可以用于多方案比选。

关键词:成品油管道; 数学模型; 动态规划; 管径优选

中图分类号:TE 732 **文献标识码:**A

Optimal diameter selection of products pipeline based on dynamic programming

CHU Fei-xue

(Faculty of Petroleum Engineering in China University of Petroleum, Beijing 102249, China)

Abstract: The objective of products pipeline optimal process design is to make the most benefit from expected economic life under conditions of constraints satisfaction. The factors influencing the decision of the optimal process alternative are lots, so the designer usually expects to obtain some optimal alternatives at the same time. Then based on economic and technical comparison, the final design alternative is selected. Aiming at the minimum total discounted cost in the life expectance of products pipeline, an optimal design model was established. The dynamic programming was employed to solve the model. Furthermore the investment of pump station was expressed as the function of hydraulic resistance. The algorithm was tested by a real example. The results show that compared with the other methods, it has the advantage of obtaining the optimal and the quasi-optimal scenarios at the same time. Designers can use these scenarios in comparison.

Key words: products pipeline; mathematical model; dynamic programming; optimal diameter selection

成品油管道通常采用顺序输送方式输送各种油品,沿途设有分输站。对成品油管道进行设计核心的部分是确定管道设计压力、管材和管径^[1-3]。对于沿途没有进油站的成品油管道来说,随着油品分输,流量呈阶梯状递减,管径也呈递减趋势,根据首、末站流量,可以大致确定首、末段的可选管径范围,而中间管段的管径应介于二者之间。由于影响工艺方案优劣的因素较多,设计人员期望能够通过优化的方法获得多个预选方案,然后再确定最优工艺方案。因此,笔者建立数学模型,在求得最优解的同时也能给出次优解,以备多方案比选。

1 数学模型

以分输站为分割点,把管道划分为若干个管段。对一个具有 DN 个分输站, N 个管径可供选择的成品油管道建立管径优选数学模型。设首站为第 0 个分输站、流量为 Q_0 ;末站为第 N 个分输站,流量为 Q_N 。各分输站分输流量为 dQ_j ,出站流量为 Q_j ,第 j 与第 $j+1$ 个分输站间为第 $j+1$ 个管段、长度为 l_{j+1} 。

假设:①全线管道设计压力相同;②没有翻越点;③流态处于紊流;④采取连续均匀分输方式输送

收稿日期:2005-08-28

作者简介:初飞雪(1971-),女(汉族),黑龙江伊春人,博士研究生,主要从事油气管道优化运行研究。

各种油品;⑤不考虑温升等其他与热力相关的问题;⑥不考虑混油处理费用;⑦沿途没有注油站,只有分输站。

以管道系统计算期内总费用现值最小为目标函数^[4,5]。管段的总费用现值包含了线路初始投资和计算期内运行维护费用现值及该管段为克服水力摩阻和高程所需的动力投资和计算期内能耗费用现值。费用现值即是将管道和泵站的各年运行管理费用均按相同的折现率折算到计算期初时的费用,从而建立目标函数。约束条件包括水力约束、强度约束、钢管规格约束和流态约束等。通常建立泵站投资数学模型时,把泵站投资分为与功率相关和无关两大部分。与功率无关部分被称之为固定投资,假设为常数。整个管道总的泵站固定投资与泵站数目有关,而泵站数目的多少取决于设计压力、水力摩阻和高程。单位压头损失所需要泵站固定投资如下式所示:

$$b = a \frac{\rho_o g}{10^6 (p - p_{in})}. \quad (1)$$

式中, b 为单位压头损失所需泵站固定投资,元/m; p 为设计压力,MPa; p_{in} 为进站压力,MPa; ρ_o 为所输送油品的最大密度,kg/m³; g 为重力加速度,m/s²。

由于泵站数为整数,根据式(1)来计算泵站固定投资,会带来计算误差,但与管道总费用现值相比,所产生的固定投资误差所占比例较小,因此所带来的误差是可以接受的。

目标函数为

$$\min F = \sum_{j=1}^{DN} C_j. \quad (2)$$

约束条件为

$$C_j = C_{xj} + C_{xhj} + C_{pj} + C_{phj} + C_{oj}, \quad (3)$$

其中

$$C_{xj} = \pi(D - \delta) \delta l_j c_p \rho_p + \pi D l_j c_t + c_{con} D l_j,$$

$$C_{xhj} = C_{xj} w_x \frac{(1+i)^y - 1}{i(1+i)^y},$$

$$C_{pj} = B H_{pj} + b(h_j + z_j - z_{j-1}),$$

$$C_{phj} = C_{pj} w_p \frac{(1+i)^y - 1}{i(1+i)^y},$$

$$C_{oj} = 8400 H_{pj} c_d \frac{(1+i)^y - 1}{i(1+i)^y},$$

$$H_{pj} = \frac{Q_j \rho_o (h_j + z_j - z_{j-1})}{\eta_d \eta_p},$$

$$h_j = \frac{8}{\pi^2 g (D - 2\delta)^5} Q_j^2 l_j \lambda,$$

$$Re = \frac{4Q_j}{\pi(D - 2\delta)v},$$

$$Re_1 = \frac{59.5(D - 2\delta)^{1.143}}{(2e)^{1.143}}.$$

当 $Re \geq Re_1$ 时,

$$\lambda = 0.11 \left(\frac{e}{D - 2\delta} + \frac{68}{Re} \right)^{0.25},$$

当 $Re < Re_1$ 时,

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 1.81 g Re - 1.53,$$

$$\delta_j = \frac{pD}{2\sigma_s k},$$

$$Q_j = Q_{j-1} - dQ_j,$$

$$0.8 \leq \frac{4Q_j}{\pi(D - 2\delta)^2} \leq 2.5.$$

式中, C_j 为第 j 个管段总费用现值,元; C_{xj} 为第 j 个管段线路初始投资,元; C_{pj} 为第 j 个管段与动力相关初始投资,元; C_{xhj} 为第 j 个管段线路运行维护费用现值,元; C_{phj} 为第 j 个管段与动力相关运行维护费用现值,元; C_{oj} 为第 j 个管段能耗费用现值,元; δ_j 为钢管计算壁厚,m; δ 为 δ_j 向上圆整的钢管标准规格壁厚,m; D 为管道外径,m; c_p 为钢管价格,元/t; c_t 为管线涂层费用,元/m²; c_{con} 为管线施工费用,元/(km·mm); l_j 为第 j 个管段长度,m; ρ_p 为钢管密度,7.85 t/m³; i 为折现率; y 为计算期,a; w_x 为线路年运行维护费用系数; h_j 为第 j 个管段水力摩阻,m; B 为单位功率泵站投资,元/kW; H_{pj} 为第 j 个管段功率,kW; w_p 为泵站年运行维护费用系数; c_d 为电价,元/(kW·h); η_d 为电机效率; η_p 为泵效率; z_j 为第 j 个分输站的高程,m; z_{j-1} 为第 $j-1$ 个分输站的高程; e 为管壁绝对当量粗糙度,m; λ 为水力摩阻系数; ν 为所输送油品的最大运动粘度,m²/s; σ_s 为管材屈服极限,MPa; k 为设计系数,取为0.72; Re_1 为水力光滑区和混合摩擦区分界雷诺数。

2 模型求解

对成品油管道进行管径优选,可以理解为一个多阶段的优化过程,因此可采用动态规划法进行求解^[6,7]。对一个具有 DN 个分输站、 N 个管径可供选择的成品油管道进行管径优选,设可供选择的管径集合 $D(i) (i=1, \dots, N)$ 为问题的 N 个阶段,管径以递减顺序排列 $D(1) > D(2) > \dots > D(N)$, $D(i)$ 对应问题第 i 个阶段。

以首站计所含有的分输站数目为状态变量,决策变量为第 i 个阶段含有 j 个分输站即 j 个管段总费用现值最小时,管径 $D(i)$ 所包含的管段数目 $O_{DT}(i, j)$ 。若某一管段所选管径不满足约束条件,则设在此

管径条件下该管段的总费用现值为无穷大。

设 $C_T(i, j)$ 为管径为 $D(i)$ 时, 从首站开始计含有 j 个管段的总费用现值, 即

$$C_T(i, j) = \sum_{m=0}^j C_{i,m}. \quad (4)$$

式中, $C_{i,m}$ 为管径为 $D(i)$ 时第 m 个管段总费用现值, 元; 状态变量 j 为分输站数目, $j = 1, \dots, DN$ 。于是函数递推方程为

$$F(i, j) = \min\{C_T(i, j) - C_T(i, z) + F(i-1, z), z=0, 1, \dots, j\}.$$

初始条件: $F(1, j) = C_T(1, j), O_{DT}(1, j) = j$ 。

计算步骤如下:

(1) 从最大的管径 $D(1)$ 开始计算, 按公式(4)求解含有 j 个分输站的总费用现值 $C_T(1, j)$, 并把该值赋给 $F(1, j)$, 此时, $O_{DT}(1, j) = j$ 。

(2) 当可供选择管径为 $D(1)$ 和 $D(2)$ 时, 首先按公式(4)求解 $C_T(2, j)$, 然后计算该条件下含有 j 个分输站的最小总费用现值 $F(2, j)$, 并把 $F(2, j)$ 中 z 的取值赋给 $O_{DT}(2, j)$, 即

$$F(2, j) = \min\{C_T(2, j) - C_T(2, z) + F(1, z), z=0, 1, \dots, j\}.$$

(3) 依此类推, 最后计算在管径 $D(N), D(N-1), \dots, D(1)$ 条件下, 管道含有 DN 个分输站的总费用现值 $F(N, DN)$, 按总费用现值的大小进行排序, 获得不同的预选方案, 并把 $F(N, DN)$ 中 z 的取值赋给 $O_{DT}(N, j)$, 即

$$F(N, DN) = \{C_T(N, j) - C_T(N, z) + F(N-1, z), z=0, 1, \dots, j\}.$$

若所获得预选方案数目不满足需求, 可以计算在管径 $D(N-1), \dots, D(1)$ 条件下, 不同的预选方案。

(4) 回溯求解各管径所含有的分输站数目。

$$\begin{aligned} z(N) &= O_{DT}\{N, DN\}, \\ z(N-1) &= O_{DT}\{N-1, DN - z(N)\}, \\ &\vdots \\ z(1) &= O_{DT}\{1, DN - z(N) - z(N-1) - \dots - z(2)\}. \end{aligned}$$

(5) 根据步骤(4)所获得的工艺方案, 进行方案优选。

3 计算实例

以一成品油管道为例, 管道基本参数如表1所示。顺序输送 90# 汽油、95# 汽油和 0# 柴油。在管材 X60、设计压力为 6 MPa 条件下, 采用动态规划

法对该管道进行了管径优选。设可供选择的管径分别为 457, 406.4, 355.6, 323.9, 273.1 mm。管径 457 mm 不满足流速约束条件, 不能应用于最后一个管段的设计, 而管径 273.1 mm 只能应用于最后一个管段的设计。

计算过程中各参数取值如下: 涂层费用 100 元/m²、泵站固定资产投资 2000 万元、计算期 20 a、单位功率泵站投资 3000 元/kW、钢管价格 5500 元/t、线路年运行维护费用系数 3%、泵站年运行维护费用系数 4%、管线施工费用 300 元/(m·m)、折现率 10%、油品密度 841 kg/m³、油品运动粘度 6×10^{-6} m²/s、管材屈服极限 413 MPa、管壁绝对当量粗糙度 0.054 mm、电费 0.6 元/(kW·h)、进站压力 0.45 MPa、电机效率 0.9、泵效率 0.8。

表1 管道基本参数

分输站 序号	进站流量 $Q/(m^3 \cdot h^{-1})$	里程 h/km	高程 z/m	站间距 s/km
0(首站)	616	0	0	0
1(分输站)	590	78	623	78
2(分输站)	503	164	571	86
3(分输站)	310	306	645	142
4(末站)	—	365	536	59

工艺方案优化得到总费用现值从小到大进行排序的 3 个管径方案如下:

(1) 406.4—406.4—406.4—323.9, 泵站数目为 3 个, 总费用现值为 8.87 亿元。

(2) 457—406.4—406.4—323.9, 泵站数目为 3 个, 总费用现值为 8.89 亿元。

(3) 406.4—406.4—406.4—355.6, 泵站数目为 3 个, 总费用现值为 8.92 亿元。

4 结束语

所提出的方法可以对只有首站进油、具有多个分输站的成品油管道进行管径优选。由于采用动态规划方法进行工艺方案优化设计的优点是在求解到最优方案的同时, 也求解了次优方案, 因此可以根据所求得的结果进行多方案比选。本文在进行总费用现值计算过程中做了一些简化, 实际应用中还需进一步细化。

参考文献:

- [1] 杨筱衡, 张国忠. 输油管道设计与管理[M]. 山东东营: 石油大学出版社, 1996.
- [2] MB 卢里耶, 吕世昌. 成品油顺序输送最优化[M]. 张泽薄, 译. 北京: 石油工业出版社, 1989.

(下转第 96 页)

2); (2) 胺基(NH_2)与 CH_2CH_2 的分离($2 \rightarrow \text{TS}_{23} \rightarrow 3$); (3) $\text{CH}_3(\text{NH}_2)\text{Fe}^+ - \text{C}_2\text{H}_4$ 的直接离解。整个反应过程无高能垒的反应步骤,是个放热过程,反应放热为 72.0 kJ/mol。

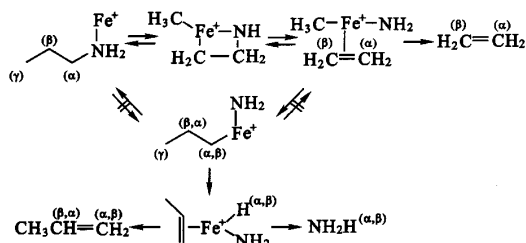


图3 推测 $\text{C}_3\text{H}_7/\text{NH}_2/\text{Fe}^+$ 体系反应机理

对于生成丙烯的反应,可以分为6个步骤:(1)和(2)与生成乙烯的前两步相同;(3) C_2H_4 基团夺取 $\text{NH}_2\text{Fe}^+\text{CH}_3$ 中甲基($3 \rightarrow \text{TS}_{34a} \rightarrow 4a$); (4) 构型 4a 的异构化($4a \rightarrow 4b$); (5) Fe^+ 吸取丙基中 $\beta\text{-H}$ ($4b \rightarrow \text{TS}_{4b5} \rightarrow 5$); (6) $(\text{CH}_3\text{CH}=\text{CH}_2) - (\text{HFe}^+\text{NH}_2)$ 的直接离解。整个反应过程也无高能垒的反应步骤,为放热过程,放出热量 9.2 kJ/mol。

3 结论

(1) $\text{C}_3\text{H}_7/\text{NH}_2/\text{Fe}^+$ 体系生成乙烯和丙烯的反应均从 $\text{C}^{\beta}-\text{C}$ 键激发和胺基转移开始的。紧接着的非反应离解即可生成乙烯;而产物丙烯需要经过甲基转移、顺反异构化、氢转移以及非反应离解等步骤才能完成。

(2) $\text{C}_3\text{H}_7/\text{NH}_2/\text{Fe}^+$ 体系的反应中4个极小值(1, 2, 3 和 4a)以及4个过渡态(TS_{12} , TS_{23} , TS_{34a} 和 TS_{4a1})组成一个反应回路。

(3) 整个反应路径中没有势垒高点,所有极小值的能量都在 $-267.8 \sim -182.8$ kJ/mol,所有过渡态的能量也在 $-166.9 \sim -116.7$ kJ/mol,都低于反

应物的能量。反应均为放热反应。

参考文献:

- [1] KARRASS S, STÖCKIGT D, SCHRÖDER D, et al. Migratory insertion of ethylene into the iron-carbon bond of $\text{Fe}(\text{NH}_2)\text{CH}_3^+$ and further characterization of a reaction intermediate central to the Fe^+ -mediated dissociation of *n*-Propylamine in the gas phase[J]. Organometallics, 1993, 12: 1449-1452.
- [2] CORRADINI P, GUERRA G, CAVALLO L. Do new century catalysts unravel the mechanism of stereocontrol of old Ziegler-Natta catalysts[J]? Acc Chem Res, 2004, 37: 231-241.
- [3] HOLTHAUSEN M C, FIEDLER A, SCHWARZ H, et al. How does Fe^+ activate C—C and C—H bonds in ethane: a theoretical investigation using density functional theory[J]. J Phys Chem, 1996, 100: 6236-6242.
- [4] ZHAO Lian-ming, ZHANG Rong-rong, GUO Wen-yue, et al. Does the Co^+ -assisted decarbonylation of acetaldehyde occur via C—C or C—H activation: a theoretical investigation using density functional theory[J]. Chem Phys Lett, 2005, 414: 28-33.
- [5] ZHANG Q, BOWERS M T. Activation of methane by MH^+ ($\text{M} = \text{Fe}, \text{Co}, \text{and Ni}$): a combined mass spectrometric and DFT study[J]. J Phys Chem (A), 2004, 108: 9755-9761.
- [6] HOLTHAUSEN M C, KOCH W. A theoretical view on Co^+ -mediated C—C and C—H bond activations in ethane[J]. J Am Chem Soc, 1996, 118: 9932-9940.
- [7] FRISCH E, FRISCH M J, TRUCKS G W. Gaussian 03 user's reference[M]. Pittsburgh PA: Gaussian Inc, 2003: 68-69.
- [8] GERLOCH M, CONSTABLE E C. Transition metal chemistry[M]. New York: VCH, 1994.

(编辑 刘为清)

(上接第92页)

- [3] VERNON L Biggs. How to obtain optimum pipeline design[J]. Pipeline Industry, 1981, 62(1): 47-49.
- [4] 刘伟. 成品油管道工艺设计软件包的研制[D]. 北京: 石油大学石油天然气工程学院, 1998.
- [5] 文继军. 热油管道工艺设计方案优化[D]. 北京: 石油大学石油天然气工程学院, 1998.
- [6] 梁永图, 宫敬, 康正凌, 等. 成品油管道优化运行研究

- [J]. 石油大学学报: 自然科学版, 2004, 28(4): 97-101.
- LIANG Yong-tu, GONG Jing, KANG Zheng-ling, et al. Optimal operation of multi products pipeline[J]. Journal of the University of Petroleum, China (Edition of Natural Science), 2004, 28(4): 97-101.
- [8] 运筹学教材编写组. 运筹学[M]. 北京: 清华大学出版社, 1999.

(编辑 沈玉英)