

文章编号: 1673—9620 (2008) 03—0022—05

含蜡原油管道的温降离散数值计算方法^{*}

孟振虎

(江苏工业学院 江苏省油气储运重点实验室, 江苏 常州 213016)

摘要: 提出了含蜡原油管道温降离散数值计算方法。温降步长的可调性可使原油物性转换温度始终位于计算段节点, 很好解决了输送过程站间管道不同位置油流流态及结蜡状况因油温变化引起的计算处理麻烦。在考虑摩擦热影响的计算要求时, 不必使用迭代试算方法, 较按长度离散方法更显简单。按输量、油温及埋设条件自动选择计算步长的方法, 提高了计算速度和精度。计算结果可直观给出流型和结蜡分布范围及它们的转变位置, 为深入了解管道运行状况提供了良好参考。所编制软件可实现管道离散过程的自动进行。实际算例表明, 方法实用可靠, 计算精度明显提高。

关键词: 含蜡原油管道; 工艺计算; 等温降离散; 数值方法

中图分类号: TE 973 1

文献标识码: A

Numerical Method Based on Temperature—Drop Step Increment for Hot Waxy Oil Pipeline

MENG Zhen—hu

(Jiangsu Key Laboratory of Oil & Gas Storage and Transportation Technology, Jiangsu Polytechnic University, Changzhou 213016, China)

Abstract: A numeric method based on temperature—drop step increment for hot waxy oil pipeline was outlined. By the method it is very convenient to choose available formula to perform technology calculation according to the variation of flow type and was deposition situation at different pipeline parts. The characteristic that the increment step length is adjustable would make the temperature points characterizing the oil's discontinuous physical property at the node of a calculation part and this makes the relationship between this property and temperature have no mutation in each calculate step, which would greatly reduce the disposal trouble and computing tolerance. The advantage of the software is that the calculation step length could be automatically adjusted according to oil flow velocity, temperature and soil conditions at different positions. The analysis results obtained from a practical example show good conformability with practical operation parameters.

Key words: hot waxy oil pipeline; technology computing; equal temperature—drop step increment; numerical method

温降计算是含蜡原油管道工艺设计、运行热经济性评价和优化分析的前提^[1-9], 其正确性具有重

要意义。随输送进行, 管内油流将经历从牛顿流到非牛顿流、从非析蜡到析蜡的变化过程, 不同位置

* 收稿日期: 2008—03—12

作者简介: 孟振虎 (1950—), 男, 江苏常熟人, 副教授。

油流物性、温降、压降变化规律差异很大, 计算过程比较复杂。一般方法是以整个站间管段为计算段, 其流型、流态和油流物性均按平均温度确定, 不考虑不同位置油流流态、流型和物性转变影响, 其计算误差是显见的。按长度离散虽考虑了流态和流型转变影响, 降低了将整个站间管道按一个计算段处理所产生的误差, 但考虑油流摩擦热影响后, 计算段内涉及水力坡降和另端油温两个未知量的处理, 需通过迭代试算方法求解。此外, 按长度离散不能保证原油物性和流型转变点油温恰好位于计算段节点, 这会导致某些计算段内可能出现牛顿流和非牛顿流或结蜡和非结蜡油温段并存状况, 必须适当处理以保证计算精度。而本文方法可以很好解决上述问题, 其优点如下: 因按温降离散, 未知量为计算段长, 计算段节点油温已知, 段内油温处理容易, 物性确定方便正确; 可直接判定计算段流型和结蜡状态, 容易考虑蜡层热阻对传热的影响, 并可方便选择合适公式和方法; 因水力坡降计算不须直接知道管长, 且相关物性确定容易, 故不必采用迭代试算, 计算量明显降低; 热容—温度关系直接进入积分过程, 不需进行近似处理, 计算精度可以提高; 温降步长可调的处理方法可使诸如析蜡点、反常点等物性转换点温度始终位于节点位置, 保证了同一计算段油温分布不出现热容—温度关系、粘温关系等突变, 不出现牛顿和非牛顿流或结蜡和非结蜡油温段并存, 可避免由此引起的处理麻烦及误差, 当步长取得很小时, 方法可以达到较高计算精度。最后, 计算结果可直观给出整个管道牛顿和非牛顿流、结蜡和非结蜡段分布范围和转变点位置, 为深入了解管道运行状况提供良好参考。

为进一步提高计算精度, 根据油温、流速范围及物性、流态对温度的敏感程度、土壤散热条件等采用了不同步长长度, 各种情况下步长设定、计算段划分完全在计算过程由计算软件自动进行, 使用非常方便。对实际管道的模拟计算表明, 方法可以达到很高计算精度^[1-3]。

1 温降离散的数值化方案

埋地热原油管道输送过程热平衡微分方程为^[5]:

$$K\pi D (t-t_0) dl = -\rho QC(t) dt + \rho Qg idl \quad (1)$$

式中, K 为管道总传热系数, $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$; D 为管道外径, m ; t 、 t_0 分别为油温和埋设段地温, $^\circ C$; ρ 为原油密度, kg/m^3 ; Q 为输量, m^3/s ;

$C(t)$ 为原油比热容, $kJ/(kg \cdot ^\circ C)$; g 为重力加速度, m/s^2 ; i 为水力坡降; 而原油比热容 $C(t)$ 与温度之关系常用下式^[3]:

$$\begin{cases} C(t) = C_0 & (t \geq t_{SL}) \\ C(t) = 4186 - Ae^{mt} & (t < t_{SL}) \end{cases} \quad (2)$$

其中 C_0 、 A 为系数, 与原油性质有关, 由实测得到。设已知站间管长为 L , 本站进站油温为 t_z , 要求上站出站油温 t_R 。采用温降离散法计算 t_R 原理见图 1: 取温降步长为 Δt , 从已知进站点油温 t_z 开始, 依次计算 Δt 对应的计算段长度 ΔL , 在计算中不断判断物性和流态转换点温度, 并随时进行处理, 直至接近上站出站点。在油温尚未接近其物性转变点或计算段尚未到达管道闭合段时, 数值处理方案见图 1。

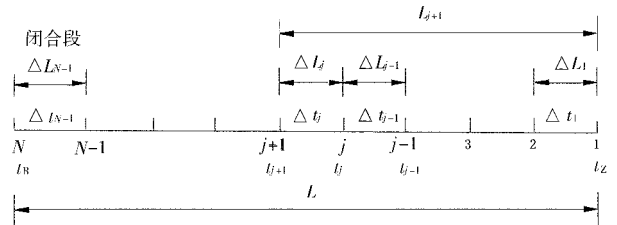


图1 原油管道温降离散计算模型

Fig 1 Numerical calculation model for oil pipeline

设管长为 L , 取本站进站点为计算起点, 逐次计算直至上站出站点, 则有:

$$L_1 = 0 \text{ 时, } t_1 = t_z \quad (3)$$

设经过第 $j-1$ 次计算后, 已得到节点 j 的油温 t_j 和温降步长 $\Delta t_{j-1} = t_j - t_{j-1} = \Delta t$ 所对应的计算段长度 ΔL_{j-1} , 相应管道位置 L_j 也已知, 现要求节点 $j+1$ 处油温 t_{j+1} 和相应位置 L_{j+1} 。因在这个阶段按等温降离散, 步长值已设定并相等, 节点 j 与 $j+1$ 之间温降值 Δt_j 也为 Δt , 故节点 $j+1$ 处油温 t_{j+1} 直接可得:

$$t_{j+1} = t_z + \sum_{i=1}^j \Delta t_i = t_j + \Delta t_j \quad (4)$$

节点 j 与 $j+1$ 之间与温降步长 Δt_j 对应的管长 ΔL_j 由下述过程不难求得。设析蜡点温度为 t_{SL} , 若 $t_j \geq t_{SL}$, 则 ΔL_j 为:

$$\Delta L_j = \frac{1}{a_0} \ln \frac{t_{j+1} - t_0 - b_{0j}}{t_j - t_0 - b_{0j}} \quad (5)$$

式中

$$\begin{cases} a_0 = \frac{K\pi D}{\rho QC_0} \\ b_{0j} = \frac{g l_j}{a_0 C_0} \end{cases} \quad (6)$$

若 $t_j < t_{SL}$, 则 ΔL_j 为:

$$\Delta L_j = \frac{1}{a} \ln \frac{t_{j+1} - t_0 - b_j}{t_j - t_0 - b_j} + \frac{A}{aI} e^{n(t_0 + b_j)} \int_{t_{j+1}}^{t_j} \frac{e^{n(t-t_0-b_j)}}{t - t_0 - b_j} dt \quad (7)$$

其中

$$\begin{cases} a = \frac{K\pi D}{\rho QI} \\ b_j = \frac{gI_j}{aI} \end{cases} \quad (8)$$

(7) 式指数积分可应用数值积分求解, (8) 式中 $I = 4186 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$, (6) 式、(8) 式中 i_j 为油流在第 j 个计算管段的水力坡降, 可计算如下: 在 $t_j \geq t_{SL}$ 时

$$i_j = \beta \frac{Q^{2-m} \gamma_j^m}{d^{5-m}} \quad (9)$$

在 $t_j > t_{CR}$ 但 $t_{j+1} < t_{SL}$ 时, 管壁出现结蜡, 但管内油流仍处于牛顿流态, 此时若要引入管壁结蜡致流速增大的影响时, i_j 可按下式计算:

$$i_j = \beta \frac{Q^{2-m} \gamma_j^m}{(d-2\delta)^{5-m}} \quad (10)$$

式中 β 为列宾宗摩阻系数, m 为流态指数, d 为管道内径, 而 δ 为该温降段内管壁平均结蜡厚度, γ_j 为该计算段油温下油流运动粘度, m^2/s , t_{CR} 则为油流反常点温度。

在 $t_{j+1} \leq t_{CR}$ 时, 该计算管段油流处于非牛顿流状态, 按假塑性体和无时效假设, 在非牛顿层流时, 水力坡降 i_j 按下式计算:

$$i_j = \frac{4}{\rho g (d-2\delta)} \left(\frac{3n+1}{4n_j} \right)^{n_j} \left(\frac{8V}{d} \right)^{n_j} \quad (11)$$

式中 $8V/d$ 为流动特性系数, n_j 为该计算段内油品流变行为指数。若为非牛顿紊流, 则 i_j 按下式计算:

$$i_j = \beta \frac{32f_i}{\pi^2 g (d-2\delta)^5} Q^2 \quad (12)$$

式中 f_i 为该计算段之范宁摩阻系数。若要考虑管壁蜡层厚度对油流散热的影响, 只需在 (8) 式中以 K_j 代替 K 即可, 而 K_j 可按下式计算:

$$\frac{1}{K_j} = \frac{1}{K} + \frac{\delta}{\lambda_j} \quad (13)$$

式中 λ_j 为该段管壁凝蜡导热系数, $\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 。若不考虑蜡层厚度对传热和流动阻力的影响, 只需在上诸式中令 $\delta = 0$ 即可。

以上各式相关物性参数均与油温有关, 为进行计算段水力坡降计算, 需要确定油品运动粘度。因计算段两端油温均为已知, 可以将粘温关系代入通过积分求解, 也可简化分析, 按平均油温处理, 其

平均油温 t_{avj} 可按下述方法之一处理:

对数平均油温:

$$t_{avj} = t_0 + \frac{\Delta t_j}{\ln \frac{t_j + \Delta t_j - t_0}{t_j - t_0}} \quad (14)$$

算术平均油温:

$$t_{avj} = t_j + \frac{5}{12} \Delta t_j \quad (15)$$

确定运动粘度后, 取 (9) ~ (12) 式之一计算该段水力坡降 i_j , 再将 i_j 代入 (5) 式或 (7) 式求得 ΔL_j 后, 油温点 t_{j+1} 所对应的管道位置 L_{j+1} 不难得到:

$$L_{j+1} = \sum_{i=1}^j \Delta L_i \quad (16)$$

同样, 该计算段之水力摩阻 Δh_j 为:

$$\Delta h_j = i_j \Delta L_j \quad (17)$$

而管道进站点 1 至节点 $j+1$ 长度内水力摩阻 h_{j+1} 为该范围各计算段水力摩阻之和:

$$h_{j+1} = \sum_{i=1}^j \Delta h_i \quad (18)$$

显见, 按本法处理, 待计算段两端油温可以已知, 温降和水力坡降计算所需物性参数可以显式确定, 不需进行迭代试算, 而热容—温度关系直接进入积分过程, 不需进行近似处理, 在温降步长 Δt 取得很小时, 计算结果可以达到很高的精度。

2 物性不连续点和管道闭合段处理

含蜡原油油温跨越诸如析蜡点和反常点时, 物性与温度关系会产生突变, 导致流态、流速和散热过程发生变化。如果转变点温度出现在同一计算段内, 将在该计算段出现牛顿流和非牛顿流或结蜡和非结蜡油温段并存情况, 这会给计算带来一定麻烦。设法在计算过程使析蜡点和反常点等始终位于计算段节点位置, 可以有效降低计算误差。本法是这样处理的: 在临近这些点时温降步长及时调整。即在进行下一计算步之前先行判断该计算段内是否出现物性—温度关系不连续油温点。若

$$t_j < t_{CR} \text{ (或 } t_{SL}) \quad (19)$$

$$\text{但 } t_{j+1} > t_{CR} \text{ (或 } t_{SL}) \quad (20)$$

则知, 按已设定之 Δt 取值, 下一计算段内将出现物性—温度关系不连续油温点。为避免此种情况出现, 该段之温降步长 Δt_j 应按下式重新离散:

$$\Delta t_j = t_{CR} - t_j \text{ (或 } \Delta t_j = t_{SL} - t_j) \quad (21)$$

另一需处理的问题是, 管道上站出站油温 t_R 为待求值, 当计算段逐步接近上站出站端时, 按上述方法, 最后一个计算步得到的管段长度和前面所

有计算步得到之管段长度之和不可能恰好与站间管道总长相等, 即是说, 最后一个计算段按温降离散处理并不方便。为此定义该计算段为闭合段, 并采用其它方法处理。处理包括了判定和计算两个方面。

闭合段判定:

站间管道总长 L 已知, 每完成一计算步长之后采用下式判断: 若节点 $j+1$ 处坐标值 L_{j+1} 满足下式条件:

$$L_{j+1} = \sum_{i=1}^j \Delta L_i > L \quad (22)$$

表明该温降步已进入闭合段, 此时 $j = N-1$, 且知本站间管道已被计算过程自动离散为 N 个节点和 $N-1$ 个计算段, 按 Δt_j 计算得到的闭合段长 ΔL_j 无效, 必须重新计算。

闭合段计算:

尽管闭合段另端油温未知, 但长度 ΔL_{N-1} 为已知, 即:

$$\Delta L_{N-1} = L - L_{N-1} = L - \sum_{i=1}^{j-1} \Delta L_i \quad (23)$$

故可转换为已知管长求温降的方法重新进行闭合段计算。由于闭合段另端油温值未知, 油流物性从而水力坡降无法直接求出, 必须迭代求解。迭代过程如下:

确定温降迭代初值:

$$\Delta t_{N-1}^{(0)} = (t_{N-1} - t_0) (e^{a\Delta L_{N-1}} - 1) \quad (24)$$

设经过 $i-1$ 次迭代后得到迭代值 $\Delta t_{N-1}^{(i-1)}$, 现开始第 i 次迭代, 步骤如下:

- ①根据 $i-1$ 次迭代值, 用 (14) 式或 (15) 式求闭合段平均油温之 i 次迭代值 $t_{av, N-1}^{(i)}$;
- ②按 $t_{av, N-1}^{(i)}$ 确定闭合段第 i 次迭代计算所需相关物性参数和相应流态, 根据流型选 (9) ~ (12) 式之一计算该段第 i 次水力坡降迭代值 $i_{N-1}^{(i)}$;
- ③按油温条件选 (6) 式或 (8) 式之一计算第 i 次迭代值 $b_{0, N-1}^{(i)}$ 或 $b_{N-1}^{(i)}$;
- ④按油温条件判定并选下列二式之一确定闭合段第 i 次温降迭代值 $\Delta t_{N-1}^{(i)}$; 若 $t_{N-1} \geq t_{SL}$, 则由下式计算:

$$\Delta t_{N-1}^{(i)} = (t_{N-1} - t_0 - b_{0, N-1}^{(i)}) (e^{a\Delta L_{N-1}} - 1) \quad (25)$$

否则由下式计算:

$$\ln \frac{t_{N-1} + \Delta t_{N-1}^{(i)} - b_{N-1}^{(i)}}{t_{N-1} - t_0 - b_{N-1}^{(i)}} = a\Delta L_{N-1} + \frac{A}{I} e^{n(t_0 + b_{N-1}^{(i)})} \int_{t_{N-1}}^{t_{N-1} + \Delta t_{N-1}^{(i)}} \frac{e^{n(t-t_0 - b_{N-1}^{(i)})}}{t - t_0 - b_{N-1}^{(i)}} dt \quad (26)$$

(26) 式为超越方程, 形式虽复杂, 但只有 $\Delta t_{N-1}^{(i)}$ 为未知量, 通过简单迭代就可以容易求得;

⑤比较第 $i-1$ 和第 i 次迭代结果, 若

$$\left| \frac{\Delta t_{N-1}^{(i)} - \Delta t_{N-1}^{(i-1)}}{\Delta t_{N-1}^{(i-1)}} \right| \leq 1.0 \times 10^{-4} \quad (27)$$

则迭代收敛, 计算完成, $\Delta t_{N-1}^{(i)}$ 即为闭合段温降值, 整个站间管道的计算完成, 闭合段另端即节点 N 或管道上站出站点油温为:

$$t_N = t_{N-1} + \Delta t_{N-1}^{(i)} \quad (28)$$

否则应回到①继续下一次迭代。因数值性能良好, 一般经 7~8 次迭代即可收敛。

应指出, 上述数值公式以本站进站油温为起点向上计算得出, 但所得各式同样可用于以出站油温为计算起点向下的计算过程, 此时只需将 Δt 取为负值, 但相关公式的应用判定条件必须作相应调整, 否则会出现错误。另外由分析过程可知, 在闭合段计算中, 通过迭代解决了另端油温的计算问题, 但仍存在油温跨越物性—温度不连续点带来的处理麻烦和误差, 但因该误差仅产生在闭合段, 而闭合段长度有限, 对整个管段计算结果影响有限。

3 温降步长取值处理及计算段数生成

温降步长选择对计算正确性有重要意义, 尤其在油品物性对温度相对敏感的油温段。此外不同流速, 不同油地温差, 不同埋设土壤状况下同一温降步长所对应的温降管段长度相差很大。而实际原油管道各处油温条件、油地温差、埋设条件差异很大, 且计算之前各站间管道温降值为未知, 虽可设定步长长度, 但分段数目计算之前无法确定, 且全线各站间管道情况不同, 不易人为进行计算前预处理。针对该问题, 在实际计算机软件编制过程中采用了按流速大小、油温范围、油品物性对温度的敏感程度、埋设土壤散热条件等由程序自动确定步长长度, 因此各站间管道之间、同一站间管道之间计算温降步长并不完全相同, 仅在某个计算管道范围内各计算步长相同, 故本法实际为分范围等温降步长离散, 而离散分段数目完全在计算过程由程序确定。目前程序设定的温降步长范围为 $0.2 \sim 2.0^\circ\text{C}$, 按油温、流速变化范围、油地温差等情况在计算过程由程序自动确定。

4 算例及讨论

算例为 210 km、全线 7 站 6 段的 $\phi 377 \times 8$ 实际管道, 表 1 为其基本情况及某时期内实际输量、

运行参数和地温^[9]。热容条件采用了与其相近的大庆油条件, 其中 C_0 取 $2\ 106\ \text{kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$; A 取 $0\ 908\ 5\ \text{kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$; n 取 $0\ 0173\ 2\ ^\circ\text{C}^{-1}$; 析蜡点油温 t_{SL} 取 $47\ ^\circ\text{C}$, 反常点 t_{CR} 取 $37\ ^\circ\text{C}$ ^[5]。任一站间管段反算获得之总传热系数 K_{L_j} 值也在表 1 中给出。为估算方法计算误差, 按表 1 输量、进站油温、地温条件及反算传热系数对实际输送过程进行了数值模拟。为统一起见, 计算结果相差值 Δ 均按下式表示:

$$\Delta = \frac{\text{计算值} - \text{实际值}}{\text{实际值}} \times 100\%$$

表 1 算例条件及实际运行参数 (3 475 t/d)

Table 1 The conditions and operation parameters for calculation example (3 475 t/d)

管段 序号	长度 / km	出站温 度/ °C	进站温 度/ °C	站间地 温/ °C	水力摩 阻/ m	反算 K_{L_j} 值 / $\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot^\circ\text{C}^{-1}$
1—2	37.4	69.0	31.0	12.0	62.0	2 154
2—3	36.1	69.0	29.0	11.0	60.0	2 420
3—4	28.5	64.0	31.0	11.0	51.0	2 590
4—5	28.0	62.0	29.0	11.0	50.0	2 902
5—6	33.3	56.0	30.0	13.0	56.0	2 239
6—7	46.7	67.0	29.0	12.0	73.0	1 906

表 2 给出了本法得到的出站油温计算值与实际值以及各站间管道水力摩阻计算值与实际值之计算结果和比较。由表 1, 表 2 可见, 本法计算值虽比实际值偏小, 但计算结果与实际值较接近, 出站油温计算值与实际值相差在 $-0.54\% \sim -4.29\%$ 间, 水力摩阻计算值与实际值相差在 $-0.27\% \sim -6.17\%$ 之间, 误差在工程计算允许范围, 表明本文方法计算精度较高。原因是显见的: 一般方法将整个站间管段作为一个计算单元, 按平均油温确定物性参数, 不能明确区分牛顿流和非牛顿流对水力摩阻计算的影响, 不可避免造成对流动损失值的低估。当然也应指出, 由于相关物性数据缺乏, 算例热容按大庆油条件取值, 对计算结果有一定影响, 但方法是可行的。

表 2 进站油温和水力摩阻计算结果及相差值

Table 2 The results and comparison for oil temperature and water head loss

管段 序号	出站温度/ °C		相差 / %	水力摩阻/ m		相差 / %
	计算值	实际值		计算值	实际值	
1—2	66.143	69.0	-4.14	58.17	62	-6.17
2—3	66.042	69.0	-4.29	58.65	60	-1.91
3—4	63.019	64.0	-1.53	48.16	51	-5.57
4—5	61.474	62.0	-0.84	49.50	50	-1.00
5—6	56.300	56.0	-0.54	55.85	56	-0.27
6—7	64.778	67.0	-3.32	72.03	73	-1.32

4 几点结论

①提出了含蜡原油管道按温降离散的工艺计算方法, 导出了相应数值公式, 解决了闭合段的迭代计算处理, 方法正确, 实施方便, 且具有较高计算精度; ②与按长度离散方法相比, 本文方法具有计算段油温处理容易, 便于直接确定油流物性, 不必采用迭代试算方法, 因而计算量低的优点, 且热容温度关系直接进入积分过程, 不需进行近似处理, 计算精度明显提高; ③温降步长可调的处理方法可使物性转换点温度始终位于节点, 同一计算段不会出现牛顿流和非牛顿流或结蜡和非结蜡油温段并存状况, 避免了由此引起的处理麻烦及误差; ④计算结果可直观给出管道各处流型和结蜡分布范围及转变点位置, 提供了深入了解管道运行状况的良好参考。

参考文献:

[1] 孟振虎, 陈毅忠, 马平. 输油管道运行优化实用分析 [J]. 油气储运, 2002, 21 (4): 9—13.
[2] 孟振虎, 陈毅忠. 输油管道运行优化中粘性泵性能换算数解方法 [J]. 油气储运, 2002, 21 (8): 18—23.
[3] 孟振虎, 仪晓琨. 原油管输过程热经济性评价方法及其应用 [J]. 油气储运, 2007, 26 (3): 49—53.
[4] 王岳, 付永杰, 王雪梅. 热油管道站间摩阻的数值计算 [J]. 油气储运, 2005, 24 (3): 20—24.
[5] 严大凡. 输油管道设计与管理 [M]. 北京: 石油工业出版社, 1986 59—74.
[6] 段光才, 丁于华. 洪荆线冬季低输量的计算 [J]. 石化管道, 2003, 26 (3): 22—23.