

成品油安全生产加工、仓储、 运输标准与安全性防范实用手册

主编 冯道



宁夏大地音像出版社

第三章 成品油输送管道的工艺计算

第一节 加热输送管道的工艺计算

一、热油管道的温降计算

(一) 加热输送的特点

易凝、高粘的油品当其凝点高于管道周围环境温度，或在环境温度下油流粘度很高时，不能直接采用前述的等温输送方法。油流过高的粘度使管道的压降剧增，往往工程上难以实现或不经济、不安全，故必须采用降温、降粘等措施。加热输送是目前最常用的方法。加热输送时，提高输送温度使油品粘度降低，减少摩阻损失，降低管输压力，使输油总能耗小于不加热输送，或使管内最低油温维持在凝点以上，保证安全输送。

在热油沿管道向前输送的过程中，由于其油温远高于管道周围的环境温度，在径向温差的推动下，油流所携带的热量将不断地往管外散失，因而使油流在前进过程中不断地降温，即引起轴向温降。轴向温降的存在，

使油流的粘度在前进过程中不断上升，单位管长的摩阻逐渐增大。当油温降低到接近凝点时，单位管长的摩阻将急剧升高。故在设计热油管道时必须考虑：需将油流加热到多高温度输入管道？当油温降低到什么范围时，要重新加热油流？在管道沿途隔多远需要建一个中间加热站？中间加热站间间距的长短，决定于加热站进出站温度的高低和沿线的散热情况。

热油输送不同于等温输送的特点在于输送过程中存在着两方面的能量损失（摩阻损失和散热损失）。因此也必须从两方面给油流供应能量，由加热站供应热能，由泵站供应压力能。在设计和管理工作中，要正确处理这两种能量的供求平衡关系。这两种能量损失的多少又是互相影响的，其中散热损失往往是起决定作用的因素。因为摩擦损失的大小决定于油品的粘度，而粘度的大小则决定于输送温度的高低。如多建中间加热站，提高加热站的进出站温度，使油品在较高的温度下输送，散热损失将因之增大，而摩阻损失则可减小。故对于某一输送任务，存在着能耗最小的最优输送条件，也就是热油输送管工艺计算所要确定的目标。为此，首先要确定沿线的温降。

（二）热油管道沿程温降计算

油流在加热站加热到一定温度后进入管道。沿管道流动中不断向周围介质散热，使油流温度降低。散热量及沿线油温分布受很多因素的影响，如输油量、加热温度、环境条件、管道散热条件等。严格地讲，这些因素是随时间变化的，故热油管道经常处于热力不稳定状态。工程上将正常运行工况近似为热力、水力稳定状况，在此前提下进行轴向温降计算。设计阶段根据稳态计算结果确定加热站、泵站的数目和位置，即设计加热输送管道是以稳态热力、水力计算为基础的。

1. 轴向温降计算式

设管道周围介质温度为 T_0 ， dl 微元段上油温为 T ，管道输油量 G ，水

力坡降为 i 。流经 dl 段后散热油流产生温降 dT 。在稳定工况下, dl 微元管段上的能量平衡式如下

$$K\pi D (T - T_0) dl = -GcdT + gGidl \quad (3-3-1)$$

式 3-3-1 中左端为 dl 管段单位时间向周围介质的散热量, 右端第一项为管内油流温降 dT 的放热量; 第二项为 dl 段上油流摩擦损失转化的热量。因 dl 与 dT 的方向相反, 故引入负号。

设管长 L 的段内总传热系数 K 为常数, 忽略水力坡降 i 沿管长的变化, 对上式分离变量并积分, 可得沿程温降计算式, 即列宾宗公式。

$$\begin{aligned} \text{令} \quad a &= \frac{k\pi D}{Gc}, \quad b = \frac{gi}{ca} \\ \int_a^L \frac{1}{T - T_0 - b} dl &= \int_{T_R}^{T_L} \frac{dT}{T - T_0 - b} \\ \ln \frac{T_R - T_0 - b}{T_L - T_0 - b} &= aL \end{aligned} \quad (3-3-2)$$

$$\text{或} \quad \frac{T_R - T_0 - b}{T_L - T_0 - b} = \exp(aL)$$

式中 G ——油品的质量流量, kg/s ;

c ——输油平均温度下油品的比热容, $\text{J}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$;

D ——管道外直径, m ;

L ——管道加热输送的长度, m ;

K ——管道总传热系数, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$;

T_R ——管道起点油温, $^\circ\text{C}$;

T_L ——距起点 L 处油温, $^\circ\text{C}$;

T_0 ——周围介质温度, 埋地管道取管中心埋深处自然地温, $^\circ\text{C}$;

i ——油流水力坡降, m/m ;

a, b ——参数, $a = \frac{k\pi D}{Gc}$, $b = \frac{gi}{K\pi D}$;

g ——重力加速度, m/s^2 。

若加热站出站油温 T_R 为定值, 则管道沿程的温度分布可用式3-3-3表示。

$$T_L = (T_0 + b) - [T_R - (T_0 + b)] e^{-\alpha L} \quad (3-3-3)$$

式3-3-3推导中, 水力坡降 i 取定值, 实际上热油管的 i 沿程是变化的。计算中可近似取加热站间管道的平均水力坡降值

$$i_{pi} = \frac{1}{2} (i_R + i_L) \quad (3-3-4)$$

式中 i_R 、 i_L ——计算管段的起点、终点的水力坡降。

热力计算时, 沿程温度分布待求, 故水力坡降也未知, 只能近似取值计算或迭代求解。

式3-3-3表明, 在两个加热站之间的管道沿线, 各处的温度梯度是不同的; 在站的出口处油温高, 油流与周围介质的温差大, 温降就快。而在进站前的管段上, 由于油温低, 温降就慢。加热温度愈高, 散热愈多, 温降就快。因此, 过多的提高加热站出口油温, 试图提高管道末端的油温, 往往是收效不大的。常常在出口油温提高近 10°C 后, 进站油温却仅升高 $2\sim 3^\circ\text{C}$ 。

式3-3-3表明, 在不同的季节, 管道埋深处的土壤温度 T_0 不同, 温降情况也不同。冬季 T_0 低, 温降就快, 在式(3-3-3)的各参数中, 对温降影响较大的是总传热系数 K 和流量 G 。 K 值增大时, 温降将显著加快, 因此在热力计算时, 要慎重地确定 K 值。如在两个加热站间的管道上, K 值有显著变化, 则应分段计算其温降。

图3-3-1给出了在不同输量下热管道沿线的温降情况和当其它参数一定时加热站间的终点油温 T_L 随流量的变化情况。可以看出, 在大流量下沿线的温度分布要比小流量时平缓得多。随着流量的减少, 终点油温将急剧下降。

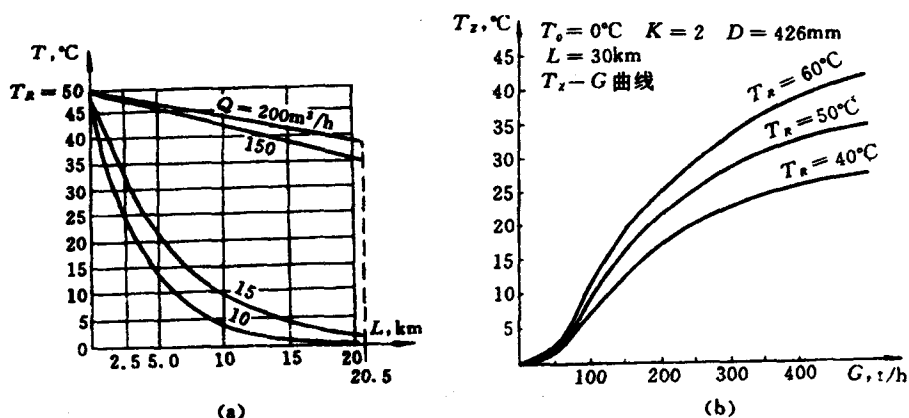


图 3-3-1 不同流量对沿程温降的影响

(a) 沿程温降; (b) 终点油温

式 3-3-3 中参数 b 值表示摩擦热对沿程温降的影响。 $b = giG/K\pi D$, 故 $b \propto Q^{3-m}v^m$, 当流量大及油流粘度高时, 摩擦热的影响很大。另一方面, 当管道保温良好或油温接近周围环境温度即管道散热量较小时, 摩擦热对油温影响就较明显。美国阿拉斯加原油管道, 长 1287km, 管径 1220mm。687km 的架空段保温层厚 95mm, 保温材料为聚氨酯泡沫塑料。设计流量下, 流速可达 3.5m/s, 全线不加热, 利用摩擦热可使这条伸入北极圈内的原油管道油温保持在 62°C 左右。在设计流量的 73% 运行时, 终点油温可维持在 38°C 。沙特阿拉伯东西部原油管道长 600km, 管径 1220mm, 输量 $29 \times 10^4 \text{m}^3/\text{d}$ 。在地温 24°C 时, 原油起点油温 65°C , 终点油温可升至 82°C 。为了避免过大热应力及管外涂层老化, 及防止轻原油蒸气压过高, 在线路中点及终点泵站上均设置了冷却装置, 用空气冷却器使原油温度降至 60°C 。根据我国东北管网的核算, 摩擦热提供的能量约占加热站供热的 10% ~ 15%, 随流速高低而不同。管径 720mm, 年输量为 $2 \times 10^7 \text{t}$ 的原油管道, 当 K 值为 $1.4\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C})$, 50km 内摩擦热约使油温上升 2°C 。对大型输油管道, 特别是满负荷运行的管道, 比较精确的热力计算中应计入摩擦热的影响。

对于距离不长、管径小、流速较低、温降较大的管道，摩擦热对沿程温降影响不大的情况下，或概略计算温降时，可以忽略摩擦热的作用。令 $b=0$ ，代入式 (3-3-2)，得到苏霍夫公式

$$\ln \frac{T_R - T_0}{T_L - T_0} = aL \quad (3-3-5)$$

或
$$T_L = T_0 + (T_R - T_0) e^{-aL} \quad (3-3-6)$$

2. 温度参数的确定

确定加热站的进、出站温度时，需要考虑三方面的因素。首先是油的粘温特性和其它物理性质；其次是管道的停输时间，热胀和温度应力等安全因素；第三是经济比较，使总的能耗费用最低。

(1) 加热站出站油温的选择

考虑到原油和重油都难免含水，故其加热温度一般不超过 100°C 。如原油为加热后进泵，则其加热温度不应高于初馏点，以免影响泵的吸入。

鉴于大多数重油在 100°C 以下的温度范围内，粘温曲线均较陡，提高油温以降低粘度的效果显著。更因为重油管道大都在层流流态下输送，其摩阻与粘度的一次方成正比，提高油温以减少摩阻的效果更显著，故重油管道的加热温度常较高。为了减少热损失，管外常敷设保温层。

含蜡原油则不同，往往在凝点附近粘温曲线很陡，而当温度高于凝点 $30 \sim 40^\circ\text{C}$ 以上时，粘度随温度的变化较小。更由于热含蜡原油管道常在紊流光滑区，摩阻与粘度的 0.25 次方成正比，提高油温对摩阻的影响较小，而热损失却显著增大，故加热温度不宜过高。

此外，在确定加热温度时，还必需考虑由于运行和安装温度的温差，而使管道遭受的温度应力是否在强度允许范围内，以及防腐层和保温层的耐热能力是否适应等。

(2) 加热站进站油温的选择

加热站进站油温主要取决于经济比较，对凝点较高的含蜡原油，由于在凝点附近时粘温曲线很陡，故其经济进站温度常略高于凝点。当进站油

温接近凝点时，必须考虑管道可能停输后的温降情况及其再启动措施，要规定适当的安全停输时间。

显然，同一管道的进出站油温的确定是相互制约的。同时，加热站上对原油的加热也是一个热处理过程，鉴于含蜡原油的粘温特性及凝点都会随热处理条件而不同，故应在热处理试验的基础上，根据最优热处理条件及经济比较来选择加热站的进、出站温度。

(3) 周围介质温度 T_0 的确定

对于架空管道， T_0 就是周围大气的温度。对于埋地管道， T_0 则取管道埋深处的土壤自然温度。 T_0 是随地区、季节变化的，各加热站间可能不同。设计热油管道时，至少应分别按其最低及最高的月平均温度计算温降及热负荷。 T_0 值应从气象资料上取多年实测值的平均值；没有实测值时可由大气温度按理论公式计算 T_0 ；运行时则按实测值核算。

3. 温降计算公式的应用

温降公式 3-3-2 及 3-3-5 是在热油管道设计、管理中应用最多的计算式。以式 3-3-5 为例，设计时可以用于：

(1) 当 K 、 G 、 D 、 T_0 及加热站进、出口油温 T_R 和 T_z 一定时，确定加热站的间距 l_R ；

(2) 在加热站间距 l_R 已定的情况下，当 K 、 G 、 D 及 T_0 一定时，确定为保持要求的终点温度 T_z 所必须的加热站出口温度 T_R ；

(3) 当 K 、 D 及 T_0 一定时，在加热站间距 l_R 、加热站的最高出口油温 T_R 和允许的最低进站温度 T_z 已定的情况下，确定热管道的允许最小输量 $G_{\min}$

$$G_{\min} = \frac{K\pi D l_R}{c \ln \frac{T_{R\max} - T_0}{T_{z\min} - T_0}} \quad (3-3-7)$$

式中 $T_{R\max}$ ——出站油温的允许最高值，℃；

$T_{z\min}$ ——进站油温的允许最低值，℃。

(4) 运行时反算实际的总传热系数 K ，以判断管道的散热及结蜡情况。

$$K = \frac{Gc}{\pi D l_R} \ln \frac{T_R - T_0}{T_Z - T_0} \quad (3-3-8)$$

必须强调指出，上述核算只适用于输量及油温都稳定的情况下，因为式 3-3-2 是由稳定传热的热平衡关系导出的，并认为总传热系数 K 是常数，不随其它参数变化。

对于埋地管道，当输量和油温变化时，由于土壤温度场的重新分布和趋于稳定的过程较慢，按式 3-3-8 计算的某段管道的 K 值是随时间变化的。

式 3-3-5 没有考虑管内油流摩擦生热的影响，也没有计入含蜡原油降温时析蜡潜热的影响。故只适用于摩擦热影响不大且输送温度范围内没有相变的情况。

4、油流过泵的温升

油流经泵加压后，温度会有所升高，一部分是由于油品绝热压缩引起的温升，另一部分是由于泵内的功率损失转化为热量而引起的温升。前者的温升多少随油品的密度、加压的大小和油温的高低而不同。油品的密度愈小、泵的扬程愈高、油温愈高时，温升愈大。密度为 656kg/m^3 的汽油，泵的进出口压差为 6.89MPa ，进泵油温为 26.7°C 时，压缩引起的温升达 2.06°C 。

第二部分的温升大小决定于泵效 η_p ，泵的功率损失包括机械、水力、容积和盘面摩擦等四部分损失，其中除机械损失所产生的热量主要由润滑油和冷却水带走外，其余三部分则转化为摩擦热使油流升温（如忽略泵壳的散热）。

若泵的效率为 η_p ，大型双吸式蜗壳泵的机械损失一般为 $2\% \sim 3\%$ 。令 $\eta' = \eta_p + 2\%$ ，则不计机械损失时，泵轴的输入功率为 GHg/η' 。此输入功率与转化为压力能的有效功率之差，即为转化为摩擦热加热油流的能

量。

$$Gc\Delta T = GHg/\eta' - GHg$$

$$\Delta T = \frac{gH}{c} \left(\frac{1}{\eta'} - 1 \right) \quad (3-3-9)$$

式中 ΔT ——油流过泵摩擦热的温升, $^{\circ}\text{C}$;

H ——泵扬程, m ;

c ——油品比热容, $\text{J}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$;

g ——重力加速度, m/s^2 ;

η' ——泵效率与机械损失的百分数之和。

对于扬程 500m, 效率 70% 左右的离心泵, 原油过泵摩擦热的温升约 1°C 。阀门节流压降引起的温升也可以按摩阻引起温升的同样方法计算。

5. 蜡晶析出对温降的影响

在含蜡原油的降温过程中, 当油温低于析蜡温度时, 由于降温过程中蜡的结晶析出, 故降温 1°C 所放出的热量包括液相部分的比热容 c_l 和所析蜡的结晶潜热。在热合蜡原油管道的温降计算中, 计入蜡结晶潜热的影响有以下方法:

(1) 按输油平均温度下的比热容计算。这是设计时常采用的方法。

(2) 实测含蜡原油比热容随温度变化的数值, 整理成原油比热容-温度 (c - T) 关系曲线关系式。管道分段计算温降时代入相应温度下的 c 值计算。

(3) 实测含蜡原油单位温降的析蜡率及其结晶潜热, 将它的影响计入原油比热容的变化。

(三) 热力计算所需的主要物性参数

1. 原油及成品油的物性参数

(1) 密度与相对密度

油品在标准状态下的密度可由实验室测定或在有关手册上查到。相对密度是某物质一定体积的质量与 4°C 时同体积水的质量之比。原油相对密

度与温度近似为线性关系，其温度系数与密度有关。由下式可求得某温度 T 时原油的相对密度

$$d_4 = d_4^{20} - \zeta (T - 20) \quad (3-3-10)$$

式中 d_4 ——原油相对密度；

d_4^{20} ——原油在 20°C 时的相对密度；

ζ ——温度系数。

$$\zeta = 1.825 \times 10^{-3} - 1.315 \times 10^{-3} d_4^{20} \quad (3-3-11)$$

(2) 比热容

液态原油和成品油的比热容 c_y 在输送温度范围内的变化趋势相同：比热容随温度的升高而缓慢上升，可按式确定

$$c_y = \frac{1}{\sqrt{d_4^{15}}} (1.687 + 3.39 \times 10^{-3} T) \quad (3-3-12)$$

式中 c_y ——油品比热容， $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ；

d_4^{15} ——油品在 15°C 的相对密度；

T ——油品温度， $^\circ\text{C}$ 。

含蜡原油当油温低于析蜡温度时，由于蜡晶析出放出结晶潜热，比热容中包含了液相的 c_y 及蜡晶潜热。不同的原油，或同种原油在不同的温度范围，变化情况有所不同。

根据含蜡原油比热容随温度变化的趋势，可以按析蜡点温度 T_{SL} 、最大比热容温度 T_{cmax} 将 c - T 曲线分成三个区：

① $T > T_{\text{SL}}$ ， c_y 按式 (3-12) 计算。

② $T_{\text{SL}} > T > T_{\text{cmax}}$ ，随油温降低，比热容急剧上升。由于这个温度范围内，单位温降的析蜡率逐渐增大，放出的潜热多，故比热容 c_{L} 随温降而增大。 c - T 关系可用下式拟合

$$c_{\text{L}} = 4.186 - Ae^{nT} \quad (3-3-13)$$

式中 c_{L} ——含蜡原油在析蜡温度以下的比热容， $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ；

T ——油温, $^{\circ}\text{C}$;

A ——常数, 随原油而不同, $\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$;

n ——常数, 随原油而不同, $1/^{\circ}\text{C}$ 。

③ $T_{\text{cmax}} > T > 0^{\circ}\text{C}$, 随油温降低, 比热容又逐渐减小。这个温度范围内, 多数蜡晶已经析出, 故再继续降温时, 单位温降的析蜡率逐渐减小。 T_{cmax} 为析蜡率最大, 即比热容达最大值的温度, T_{cmax} 一般略低于凝点。这个区域的 c - T 关系可用下式拟合

$$c_{Ly} = 4.186 - Be^{-mT} \quad (3-3-14)$$

式中 c_{Ly} ——含蜡原油在低于 T_{cmax} 温度的比热容, $\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$;

T ——油温, $^{\circ}\text{C}$;

B ——常数, 随原油的不同而不同, $\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^{\circ}\text{C})$;

m ——常数, 随原油的不同而不同, $1/^{\circ}\text{C}$ 。

图 3-3 中四种含蜡原油的 c - T 参数见表 3-3-1 由表可见, 对于不同原油, 其各项系数不同; 但 c - T 的变化规律是一致的。

表 3-3-1 四种原油的 c - T 参数

参 数 原 油	A kJ/(kg·°C)	B kJ/(kg·°C)	n 1/°C	m 1/°C	T_d °C	T_{cmax} °C	T_w °C
胜利原油	0.4840	1.9255	0.03465	0.01164	42	30	32
大庆原油	0.9085	1.7585	0.01732	0.01567	47.5	20	32
濮阳原油	0.6753	1.7258	0.0264	0.01217	41.3	25	29
任丘原油	0.1970	1.8880	0.0476	0.02116	49	33	36

(3) 导热系数

液态石油产品的导热系数随温度而变化, 可按下列式计算

$$\lambda_y = 0.137 (1 - 0.54 \times 10^{-3} T) / d_4^{15} \quad (3-3-15)$$

式中 λ_y ——油品在 $T^{\circ}\text{C}$ 的导热系数, $\text{W}/(\text{m}\cdot^{\circ}\text{C})$;

T ——油温, $^{\circ}\text{C}$;

d_4^{15} ——油品在 15°C 的相对密度。

原油和成品油在管输条件下的导热系数约在 $0.1 \sim 0.16 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 之间, 大致计算可取 $0.14 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 。油品呈半固态时导热系数比液态时要大, 石蜡的平均导热系数可取 $2.5 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ 。

(4) 粘度

关于原油和成品油的粘温特性, 国内外曾进行了大量的研究、测定工作, 普遍认为, 由于原油及其成品的粘度在很大程度上决定于其化学组成, 故粘温关系的理论公式的实用意义是有限的。以往大都是在实验室测定的基础上, 总结其经验关系式, 但迄今也没有找出普遍适用的关系式。在牛顿流型的温度范围内, 国外曾推荐多种粘温关系经验公式, 常见的有:

①美国材料试验协会 (ASTM) 推荐的方程

$$\lg [\lg (v + 0.8 \times 10^{-6})] = a + b \lg (T + 273) \quad (3-3-16)$$

式中 v ——油品的运动粘度, m^2/s ;

a 、 b ——随油品而不同的系数。

该式适用于石油产品, 有些文献建议, 对我国油品, 上式左端括号中的系数宜取 0.6×10^{-6} 。

②粘温指数关系式

$$\frac{v_1}{v_2} = e^{-u(T_1 - T_2)} \quad (3-3-17)$$

式中 v_1 、 v_2 ——温度 T_1 、 T_2 时油品的运动粘度, m^2/s ;

u ——粘温指数, $1/^\circ\text{C}$ 。

式 (3-3-17) 适用于低粘度的成品油及部分重燃料油; 不同的油品有不同的 u 值, 一般规律是低浓度的油 u 值小, 约在 $0.01 \sim 0.03$ 之间; 高粘度的油 u 值大, 约在 $0.06 \sim 0.10$ 之间。

但式 3-3-17 不适用于含蜡原油, 将我国各油田单一原油在 80°C 以下牛顿流体范围内的实测粘温数值代入该式时, 所得的 u 值是随温度范围而不同的。 u 值随温度的降低而增大, 在 $0.02 \sim 0.10$ 的范围内变化。

③两个常数的关系式

$$\lg \eta = A + \frac{B}{T} \quad (3-3-18)$$

或

$$v = \frac{C}{\rho} \exp \frac{B}{T} \quad (3-3-19)$$

式中 η ——温度 T 时油品的动力粘度, $\text{Pa} \cdot \text{s}$;

T ——油温, K ;

A 、 B ——常数。

式 (3-3-18) 不仅适用于低粘度油品, 将胜利、大庆、华北各油田单一原油在 80°C 以下牛顿流体范围内的实测粘温数值代入该式时, 误差大都在 10% 左右, 各原油的 A 值约在 $-0.5 \sim -2.0$ 之间 B 值约在 $1600 \sim 2200\text{K}$ 之间。但对于各油田的混合原油, 应用式 (3-3-18) 时, 则误差较大。

④三个常数的关系式

$$v_t = v_0 \exp \left(\frac{b}{T - T_\infty} \right) \quad (3-3-20)$$

式 (3-3-20) 是式 (3-3-18) 的修正, 该式中有三个不随温度而变的常数: v_0 、 b 、 T_∞ , 该式与我国各大油田原油的实测粘温特性比较, 误差较大。

上述粘温关系式都只适用于某些油品或一定的温度范围。关系式中的系数值随油品性质、温度范围的不同而变化。应根据实测的粘度数值代入粘温关系式求出该油品的系数值。由于粘温指数关系式只有一个系数 u , 形式简单, 应用较广。常把粘温曲线分成若干温度区间, 不同区间取不同的 u 值。

2. 土壤的热物性参数

(1) 导热系数

土壤的导热系数取决于土壤的种类及土壤的孔隙度、温度、含水量等。其中含水量的影响最大。此外, 降雨、下雪及土壤温度的昼夜及季节

的波动等气象因素也会影响土壤热物性。敷设管道时，回填土的特性不同于自然条件下土壤的特性。热油管道投产运行后，烘烤管周围土壤，使其温度升高，也变得干燥了。管道沿线不同地区土壤种类、性质不尽相同。同一管段在不同季节，土壤的导热系数也不同。因此很难通过计算得出较准确的土壤导热系数。实际上，土壤的导热系数是一种统计特性。因此，综合实验资料进行统计处理是有效的、合理的。应在不同季节，在管道沿线每隔一定距离（20km左右），测定土壤导热系数。也可以取土样在实验室测定或在现场用探针法测量。

表 3-3-2 为北京永定河边地下深 1m 处的砂土试样在室温下测定的导热系数与含水量的关系。

表 3-3-2 砂土的导热系数与含水量的关系

含水量 (质), %	0	5	10	15	20	25	30	35
导热系数, W/(m·℃)	0.219	0.435	0.979	1.058	1.279	1.314	1.512	1.57
含水后密度, kg/m ³		1233	1280	1340	1395	1455	1510	1570

密度为 1600kg/m³ 的亚粘土的含水量与导热系数的关系见表 3-3-3，该表所列数值与山东地区的部分现场实测值相近。

表 3-3-3 亚粘土的导热系数与含水量的关系

含水量 (质), %	5	10	15	20	25	30
导热系数, W/(m·℃)	0.616	1.012	1.454	1.617	1.651	1.838

土壤的导热系数还随温度的不同而不同，在融土状态，随着温度的升高，导热系数增大，在 20℃ 的温差范围内约增大 0.1~0.2W/(m·℃)。但当土壤一旦冻结以后，冻土与融土的物理性质有很大差别，由于冰的导热系数比液态的水要大，故含水量较大的冻土导热系数比融土大。

在设计管道时，应根据线路具体条件确定土壤导热系数，缺乏线路实测资料或估算时，可查阅有关资料或按表 3-3-4 中的平均值选值。

表 3-3-4 土壤导热系数的某些平均值

土壤	湿度, %	$\lambda, W/(m \cdot ^\circ C)$	
		融化状态	冻结状态
粗砂 (1~2mm)			
密实的	10	1.74~1.35	1.98~1.35
密实的	18	2.78	3.11
松散的	18	1.97	2.68
松散的	18	1.97	2.68
细砂和中砂 (0.25~1mm):			
密实的	10	2.44	2.5
密实的	18	3.60	3.8
松散的	10	1.74	2.0
松散的	18	3.36	3.5
不同粒度的干砂	1	0.37~0.48	0.27~0.38
亚砂土、亚粘土、粉状土、融化土	15~26	1.39~1.62	1.74~2.32
粘土	5~20	0.93~1.39	1.39~1.74
水饱和的压实泥炭	-	-	0.8
非压实泥炭	270~235	0.36~0.53	0.37~0.66

(2) 导温系数

土壤的密度、比热容与土壤种类及含水量有关。故导温系数也是土壤种类、含水量的函数。

3. 钢管、保温层、沥青绝缘层的导热系数

钢材的导热系数在 $46 \sim 50 W/(m \cdot ^\circ C)$ ，预应力混凝土管的导热系数在 $0.6 \sim 1.2 W/(m \cdot ^\circ C)$ 之间。

沥青的导热系数随温度及密度而不同，如密度为 $1000 kg/m^3$ 左右的沥青， $20^\circ C$ 时导热系数为 $0.465 W/(m \cdot ^\circ C)$ ，在 $60^\circ C$ 时降至 $0.14 \sim 0.18 W/(m \cdot ^\circ C)$ 。关于沥青绝缘层的导热系数，目前还缺少详细数据，对一般热油管道，可取为 $0.15 W/(m \cdot ^\circ C)$ 。

埋地管道保温材料常用聚氨酯硬质泡沫塑料，其导热系数可取

0.035 ~ 0.047 W/(m·℃)。

4. 空气的密度、导热系数、粘度

表 3-3-5 列出了大气压下空气的密度、导热系数、运动粘度。

表 3-3-5 大气压下干空气的某些物理性质

温度,℃	-50	-20	0	10	20	30	40
密度, kg/m ³	1.534	1.396	1.293	1.248	1.205	1.165	1.128
导热系数, × 10 ² W/(m·℃)	2.04	2.28	2.44	2.51	2.59	2.67	2.76
运动粘度, × 10 ⁶ m ² /s	9.54	11.61	13.28	14.16	15.06	16.00	16.96

(四) 热油管道的总传热系数 K

管道总传热系数 K 系指油流与周围介质温差为 1℃ 时, 单位时间内通过管道单位传热表面所传递的热量。它表示油流至周围介质散热的强弱, 在计算热油管道沿程温降时, K 值是关键参数。

以埋地热油管道为例, 管道散热的传递过程是由三部分组成的, 即油流至管壁的放热, 钢管壁、沥青绝缘层或保温层的热传导和管外壁至周围土壤的传热 (包括土壤的导热和土壤对大气及地下水的放热)。在稳定传热的情况下, 即热油管道经过长期运行, 已在管内外建立了稳定的温度场时, 在同一时间内各部分所传递的热量相等, 其热平衡关系可表示为

$$\begin{aligned}
 K\pi D (T_y - T_0) &= \alpha_1 \pi D_1 (T_y - T_{b1}) = \\
 &= \frac{2\pi\lambda_i}{\ln D_{(i+1)}/D_i} (T_{b1} - T_{b(i+1)}) \\
 &= \alpha_2 \pi D_w (T_{b(i+1)} - T_0)
 \end{aligned}$$

式中 D_w ——管道最外围的直径, m;

D_i 、 D_{i+1} ——钢管、沥青绝缘层及保温层的内径和外径, m;

λ_i ——与上述各层相应的导热系数, W/(m·℃);