

# 集输管道热水清蜡相变传热特性及影响因素

刘晓燕, 姜卉, 孟凡斌, 鲁镇语, 刘扬, 赵海谦\*

东北石油大学土木建筑工程学院, 大庆 163318

\* 联系人, E-mail: dqzhaohaiqian@163.com

2017-11-29 收稿, 2018-01-24 修回, 2018-01-31 接受, 2018-04-11 网络版发表

国家自然科学基金(51534004)和黑龙江省自然科学基金(ZD2015011)资助

**摘要** 热洗清蜡是目前油田解决集输管道结蜡最常用的方法. 掌握热洗清蜡过程的相变传热及清蜡时间的影响因素对于提高热洗清蜡效率至关重要. 本文根据大庆原油中石蜡的成分组成, 对结蜡层进行分层处理, 利用焓法及VOF模型模拟了集输管道内石蜡的熔化过程. 研究发现在自然对流作用下, 管道上部石蜡熔化速率最快, 左右两侧次之, 下部石蜡熔化速率十分缓慢, 是整个熔化过程的薄弱环节. 石蜡完全熔化所需的时间随水温并非呈线性变化, 随着水温的增加, 其对缩短石蜡的熔化时间效果变弱. 管内石蜡完全熔化所需时间与蜡层厚度成正比, 但两者并不呈现线性增加关系, 随蜡层厚度增大, 石蜡完全熔化所需时间急剧增加.

**关键词** 热水清蜡, 石蜡, 熔化, 自然对流, 数值模拟

我国生产的大部分原油是含蜡质原油<sup>[1]</sup>. 原油输送过程中, 原油温度会由于管道散热而不断下降. 当原油温度下降至低于析蜡点温度时, 原油中的蜡分子便会开始向管壁靠近并析出, 即出现所谓的结蜡现象<sup>[2]</sup>. 集输管道的结蜡会使管道流通面积减小, 摩阻增大, 降低了管道输送能力, 严重时会使管道堵塞, 造成重大经济损失<sup>[3]</sup>. 解决集输管道内的清蜡问题对于维持油田的正常生产具有重要意义. 现有清蜡技术主要分为机械清蜡、化学清蜡和热力清蜡<sup>[3]</sup>类, 其中热力清蜡中的热洗清蜡是油田井筒和管道采用的主要清蜡方式.

近年来, 研究者开展了热洗清蜡在集输管道中的应用研究. 师文会和贺爱群<sup>[4]</sup>根据生产运行情况, 采用分段逐渐升温的方式对万周管道进行了热洗清蜡, 通过热洗清蜡前后集输压力、温度和流量的对比, 判断清蜡效果. 杨彦鹏<sup>[5]</sup>对西马管道进行热洗清蜡, 由西马管道热洗前后相同输量下压力及相同压力下输量的对比结果证实了热洗清蜡的效果. 袁林国<sup>[6]</sup>用

热油泵车对塔河油田大雅轻质原油管道进行多次正冲及反注高温热轻质油的方法进行热洗, 经计算, 热洗后管道的当量直径由41 mm恢复到100 mm, 接近管道原始设计内径106 mm. 综合以上研究可知, 研究者只是通过现场试验测得热洗前后管道压力、流量及管径等参数的变化来分析管道的清蜡效果. 有关集输管道内热洗清蜡过程的模拟研究鲜有报道. 实际热洗清蜡过程影响因素较多, 操作时间长. 由于操作条件的限制, 单纯的试验研究存在两方面弊端: (1) 虽然可以获得单条件因素对清蜡效果的影响, 但难以获得管道内部径向温度分布以及内部流动参数对清蜡过程的影响; (2) 操作难度较大, 耗时较长. 因此, 有必要开展集输管道热洗清蜡过程相变传热的模拟研究.

管道热洗清蜡是采用一定温度的热介质与管内壁的结蜡层直接接触, 结蜡层吸热开始熔化. 该传热过程与管壳式相变蓄热装置的传热过程极为相似. Seddegh等人<sup>[7,8]</sup>通过数值模拟研究了垂直管壳式储

**引用格式:** 刘晓燕, 姜卉, 孟凡斌, 等. 集输管道热水清蜡相变传热特性及影响因素. 科学通报, 2018, 63: 1062–1070

Liu X Y, Jiang H, Meng F B, et al. Phase heat transfer characteristics and influential factors of wax removal by hot water in pipelines (in Chinese). Chin Sci Bull, 2018, 63: 1062–1070, doi: 10.1360/N972017-01251

能系统中的传热机理,发现在熔化过程中自然对流是主要的传热模式,且自然对流能增强换热. Wang等人<sup>[9]</sup>通过数值模拟研究了以十八烷为相变材料的管壳式储能系统中换热流体进口温度和进口质量流量对传热过程的影响,发现流体的进口温度是影响相变的主要因素,而质量流量对蓄热量影响不大. Kibria等人<sup>[10]</sup>通过数值模拟发现传热流体的入口温度与管道内径对石蜡的相变影响显著,对入口质量流量和管壁厚度几乎没有影响. 然而,现有管壳式相变蓄热装置的模拟研究中,都将石蜡层视为均质单一组分. 由于原油结蜡的成分复杂,主要由C<sub>18</sub>~C<sub>30</sub>的正构烷烃组成<sup>[11]</sup>. 碳数较高的蜡分子具有相对较长的碳链,更容易与原油中的胶质和沥青质发生共晶作用,一起沉积于壁面<sup>[3]</sup>,且随着原油温度的降低,蜡晶将按分子量的高低依次不断析出、聚结、长大,形成结蜡<sup>[12]</sup>,所以集输管道内部沿厚度方向结蜡层存在明显的组分差异.

本文以管壳式相变蓄热装置的模拟方法为基础,考虑结蜡层沿厚度方向的成分差异,采用焓法及VOF(volume of fluid)模型对集输管道热水清蜡的相变传热过程进行数值模拟,探究水温及蜡层厚度对石蜡熔化过程的影响,主要意义在于揭示集输管道内热水清蜡的相变熔化规律,并为实际工程中的热洗清蜡操作提供指导.

## 1 模型建立

### 1.1 基本物性参数

采用气相色谱仪(岛津GC-14A,日本)测试了大庆原油中蜡样的碳数分布情况,结果如表1所示. 本文模拟中认为原油中石蜡由正构烷烃组成,且石蜡在集输管道中是分层分布的,大分子质量的石蜡靠近管壁,小分子质量的石蜡更靠近管道中间. 根据蜡样的碳数分布及从C<sub>17</sub>H<sub>36</sub>到C<sub>31</sub>H<sub>64</sub>的物性分析,将集输管道中结有的石蜡混合物区域分为3层,将C<sub>17</sub>H<sub>36</sub>到C<sub>19</sub>H<sub>40</sub>这3种成分看作是C<sub>18</sub>, C<sub>20</sub>H<sub>42</sub>到C<sub>24</sub>H<sub>50</sub>这5种成分看作是C<sub>22</sub>, C<sub>25</sub>H<sub>52</sub>到C<sub>31</sub>H<sub>64</sub>这5种成分看作是C<sub>28</sub>.

并根据各个正构烷烃含量的多少,分别计算出在不同蜡层厚度下各个区域的厚度. 根据Peng-Robinson模型计算出这3类正构烷烃的物性,但由于C<sub>18</sub>, C<sub>22</sub>和C<sub>28</sub>代表的是混合物,而混合物的凝点和熔点不相等,根据学者之前的研究结果,本文的C<sub>18</sub>, C<sub>22</sub>和C<sub>28</sub>的凝点和熔点相差3℃. C<sub>18</sub>, C<sub>22</sub>和C<sub>28</sub>的物性分别列于表2中.

### 1.2 物理模型

集输管道均埋地敷设且包有保温层,故热介质轴向温度梯度很小. 为简化模型,本文忽略管道轴向温度梯度,选取一结有石蜡的管道横截面作为研究对象,将三维问题转变成二维问题,如图1所示. 假设管道内部结的石蜡分3层:第一层区域内是C<sub>18</sub>,第二层区域内是C<sub>22</sub>,第三层区域内是C<sub>28</sub>. 管道中间通有热水与外部石蜡进行换热,将热水与石蜡接触面定义为换热面,熔化过程中,热水与石蜡不发生掺混. 管道的外表面视为绝热表面.

### 1.3 数学模型

热水清蜡过程包含纯固态石蜡的加热、固态石蜡的相变熔化以及纯液态石蜡的加热. 其中,纯固态石蜡和液态石蜡的加热较为简单,在此重点研究石蜡的固液相变熔化过程. 针对熔化过程中的石蜡体积变化和固相石蜡的运动,本文采用VOF模型对各层石蜡之间虽有移动内部交界面但无介质相互渗透的过程进行求解. 对于VOF模型的求解,如果将控制单元中的第 $n$ 种流体体积分数定义为 $\alpha_n$ ,则可能出现以下3种情况:如果 $\alpha_n=0$ ,则控制单元中无第 $n$ 种流体;如果 $\alpha_n=1$ ,则控制单元充满第 $n$ 种流体;如果 $0<\alpha_n<1$ ,则控制单元可视为第 $n$ 种流体与一种或多种其他流体的交界面<sup>[13]</sup>. 本文将C<sub>18</sub>设置在第一层区域并设置为相1, C<sub>22</sub>设置在第二层区域并设置为相2, C<sub>28</sub>设置在第三层区域并设置为相3,对于各个区域内石蜡的相变过程,使用焓-多孔介质法进行求解<sup>[14,15]</sup>. 当石蜡发生相变,不同层之间的液态石蜡发生自然对流,对于各相石蜡之间的流动采用VOF模型进行求解. 对

表1 蜡样碳数分布

Table 1 The distribution of carbon in wax

| 碳数    | C <sub>17</sub> | C <sub>18</sub> | C <sub>19</sub> | C <sub>20</sub> | C <sub>21</sub> | C <sub>22</sub> | C <sub>23</sub> | C <sub>24</sub> | C <sub>25</sub> | C <sub>26</sub> | C <sub>27</sub> | C <sub>28</sub> | C <sub>29</sub> | C <sub>30</sub> | C <sub>31</sub> |
|-------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| 含量(%) | 11.3            | 12.6            | 13.8            | 12.0            | 11.6            | 9.8             | 8.2             | 6.6             | 5.0             | 3.1             | 1.8             | 1.7             | 0.9             | 1.0             | 0.5             |

表 2 物性参数表

Table 2 Thermophysical properties of N-alkanes

| 正构烷烃            | 熔点(℃) | 凝点(℃) | 温度(℃) | 密度(kg/m <sup>3</sup> ) | 比热(J/(kg K)) | 导热系数(W/(m K)) | 动力黏度(Pa s)            | 熔化潜热(J/kg) |
|-----------------|-------|-------|-------|------------------------|--------------|---------------|-----------------------|------------|
| C <sub>18</sub> | 28    | 25    | 10    | 789.6694               | 2137         | 0.138         | 2.76×10 <sup>-3</sup> | 214323.2   |
|                 |       |       | 15    | 786.2646               |              |               |                       |            |
|                 |       |       | 20    | 782.8534               |              |               |                       |            |
|                 |       |       | 70    | 748.3471               |              |               |                       |            |
|                 |       |       | 75    | 744.8522               |              |               |                       |            |
|                 |       |       | 80    | 741.3482               |              |               |                       |            |
|                 |       |       | 85    | 737.8351               |              |               |                       |            |
| C <sub>22</sub> | 44.4  | 41.4  | 90    | 734.3123               | 2306         | 0.14          | 3.63×10 <sup>-3</sup> | 221858     |
|                 |       |       | 10    | 799.601                |              |               |                       |            |
|                 |       |       | 15    | 796.1275               |              |               |                       |            |
|                 |       |       | 20    | 792.6499               |              |               |                       |            |
|                 |       |       | 70    | 757.6289               |              |               |                       |            |
|                 |       |       | 75    | 754.0991               |              |               |                       |            |
|                 |       |       | 80    | 750.5637               |              |               |                       |            |
| C <sub>28</sub> | 61.6  | 58.6  | 85    | 747.0224               | 2357         | 0.143         | 8.59×10 <sup>-3</sup> | 224369.6   |
|                 |       |       | 90    | 743.4751               |              |               |                       |            |
|                 |       |       | 10    | 805.7775               |              |               |                       |            |
|                 |       |       | 15    | 802.7389               |              |               |                       |            |
|                 |       |       | 20    | 799.6966               |              |               |                       |            |
|                 |       |       | 70    | 769.0325               |              |               |                       |            |
|                 |       |       | 75    | 765.9386               |              |               |                       |            |
|                 |       |       | 80    | 762.8392               |              |               |                       |            |
|                 |       |       | 85    | 759.7347               |              |               |                       |            |
|                 |       |       | 90    | 756.6229               |              |               |                       |            |
|                 |       |       |       |                        |              |               |                       |            |

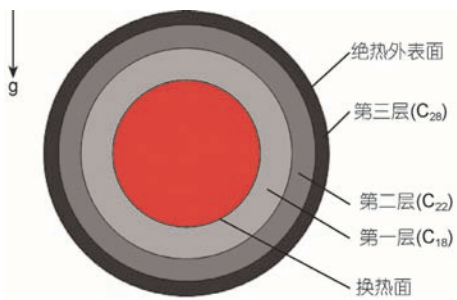


图 1 (网络版彩色)物理模型

Figure 1 (Color online) Physical model

于本文中由3层石蜡组成的系统的基本控制方程如下<sup>[16]</sup>:

连续性方程

$$\frac{\partial \alpha_n}{\partial \tau} + \frac{\partial \alpha_n}{\partial x_i} = 0, \quad (1)$$

动量方程

$$\frac{\partial}{\partial \tau} \rho u_i + \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho u_j u_i) = \mu \frac{\partial^2 u_i}{\partial x_j \partial x_j} - \frac{\partial P}{\partial x_i} + \rho g_i + S_i, \quad (2)$$

能量方程

$$\frac{\partial}{\partial \tau} (\rho H) + \frac{\partial}{\partial x_i} (\rho u_i H) = \frac{\partial}{\partial x_i} \left( k \frac{\partial T}{\partial x_i} \right), \quad (3)$$

其中,  $\alpha_n$ 为第 $n$ 种流体在控制单元中的体积分数,  $u_i$ 为速度分量,  $S_i$ 为动量方程源项.

在一个计算单元中混合流体的密度和黏度的计算方法为

$$\rho = \sum \alpha_n \rho_n, \quad (4)$$

$$\mu = \sum \alpha_n \mu_n. \quad (5)$$

总的焓值 $H$ 的方程为

$$H = h + \Delta H, \quad (6)$$

$$h = h_{\text{ref}} + \int_{T_{\text{ref}}}^T c_p dT, \quad (7)$$

$$\Delta H = \beta L, \quad (8)$$

$$\beta = \begin{cases} 0, & (T < T_s), \\ \frac{(T - T_s)}{(T_L - T_s)}, & (T_s < T < T_L), \\ 1, & (T > T_L), \end{cases} \quad (9)$$

其中,  $h_{\text{ref}}$ 为参考焓,  $c_p$ 为定压比热.

动量方程的源项 $S_i$

$$S_i = -A(\beta)u_i, \quad (10)$$

其中,  $A(\beta)$ 为Brent等人<sup>[15]</sup>定义的“孔隙率函数”, 即

$$A(\beta) = \frac{C(1 - \beta^2)}{\beta^3 + \varepsilon}, \quad (11)$$

其中,  $\varepsilon$ 为一个小数(0.001), 防止被零除.  $C$ 为常数, 反映熔化前沿形态, 通常取 $10^4 \sim 10^7$ , 本文取 $10^5$ 对其结果进行讨论.

对于初始时刻各层石蜡的温度为 $T_i(T_i < T_s)$ . 换热面设置为第三类边界条件, 计算中管道外径为67 mm, 热水流速为1 m/s, 根据不同蜡层厚度, 计算出 $Re$ 数. 根据计算出的 $Re$ 数及不同水温下水的物性参数, 带入Gnielinski公式确定对流换热系数.

## 2 模型及算法验证

为了验证数学模型和计算方法的可靠性, 本文根据文献[17]所设置的条件, 进行数值模拟. 图2为不同时刻石蜡液相率模拟结果与Assis测量值的对比图, 模拟条件与实验保持相同. 结果显示, 在模拟中熔化时间稍长, 但是模拟的液相率变化曲线和实验的液相率变化曲线趋势一致, 到达相同液相率时所

用时间差别不大, 验证了模型及算法的可靠性.

## 3 结果与讨论

### 3.1 集输管道内石蜡的相变熔化特性分析

在水温为353.15 K, 流速为1 m/s, 蜡层厚度为10 mm, 初始温度为293.15 K下, 对集输管道内石蜡的相变熔化过程进行分析. 图3(a)为管内石蜡相变熔化过程中的液相云图, (b)为温度云图, 图4给出了3层石蜡的液相率随时间的变化曲线. 从图3中的液相云图可以看出, 20 s时, 靠近换热面的石蜡已经熔化, 固液相界面沿着径向几乎等距推进. 130 s时, 由于液相石蜡的增多, 在浮升力的作用下向上流动, 形成自然对流, 使得固液界面出现了不规则形状. 450 s时, 换热面上部的石蜡已经全部熔化, 并流动聚集到管道的上端, 在边界的约束下, 液相区开始向下移动. 1200 s时, 换热面上部及两侧的石蜡已经熔化, 只剩下管道底部的石蜡还没有熔化. 由于下部区域石蜡

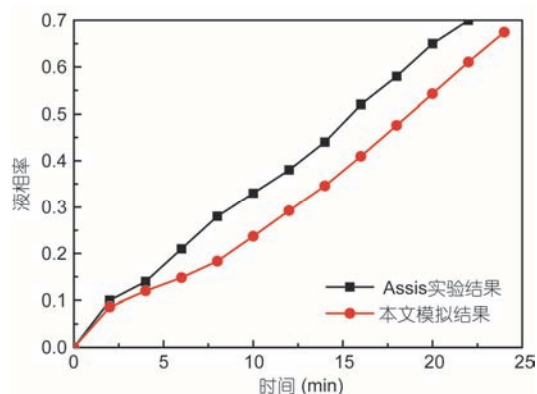


图2 (网络版彩色)实验和模拟的液相率对比图

Figure 2 (Color online) Comparison of the experimental and numerical melt fractions

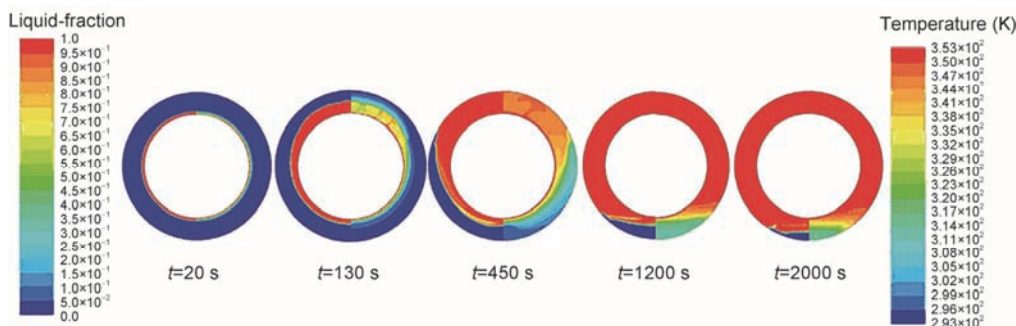


图3 (网络版彩色)石蜡熔化的液相云图(a)和温度云图(b)

Figure 3 (Color online) The contour of the wax liquid fraction (a) and temperature (b) during the melting process



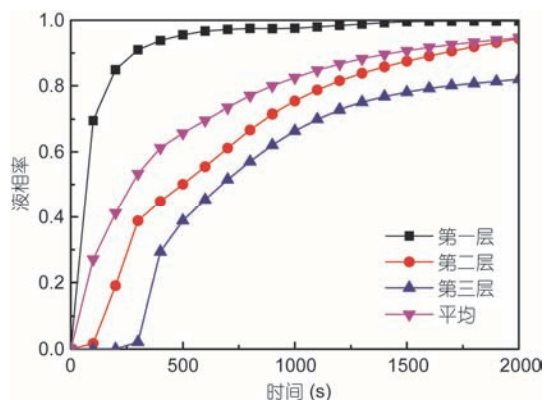


图4 (网络版彩色)石蜡液相率随时间的变化

Figure 4 (Color online) The change of wax liquid fraction with time

的传热方式主要为导热, 自然对流对熔化过程的影响可以忽略不计, 所以下部区域是石蜡熔化过程的薄弱环节, 完全熔化需要很长时间. 与1200 s时相比, 2000 s时固液相界面向下移动, 但石蜡的熔化速度缓慢. 如图3温度云图所示, 整个熔化过程中, 最高温度出现在石蜡与热水的接触面, 最低温度出现在管道的最底部分. 由于自然对流的作用, 加快了传热速度, 使管道上部区域石蜡的温度明显高于下部区域石蜡的温度, 整个截面温度分布呈现非均匀性, 温度最低点便为底部的熔化过程的薄弱环节.

如图4所示, 在熔化开始时, 热水与换热面的温差较大, 换热面的温度很快就会升高, 接近水温, 靠近换热面处的第一层区域内的固态石蜡吸收热量开始熔化, 换热方式主要以导热为主, 所以第一层区域内的石蜡液相率曲线先急剧增加, 而后逐渐变缓最后为1; 第二层区域内的石蜡从60 s左右才开始熔化, 2000 s时该区域内石蜡的液体体积分数为0.94; 第三

层区域内的石蜡从240 s左右才开始熔化, 2000 s时该区域内石蜡的液体体积分数为0.82; 2000 s时, 三层区域内石蜡的平均液体体积分数为0.95. 由图3中的液相云图和图4不同层石蜡的液相率随时间的变化曲线结合可得, 管道上部3层区域的石蜡受到自然对流的影响, 温度很快升高到相变点进行相变, 所以图4中的各层区域内石蜡的液相率曲线在初始阶段斜率较大. 而下部区域的石蜡主要靠导热进行换热, 自然对流的作用很小, 所以石蜡熔化的速度很慢, 曲线斜率变小. 越靠近管道下部的石蜡碳数越高, 熔点也越高, 熔化的速率也最慢.

图5所示为第一层石蜡的相图, 20 s时, 只有靠近换热面的少量第一层石蜡发生相变, 故第一层石蜡都在第一层区域内; 130 s时, 换热面上方的第一层石蜡已经完全熔化, 在浮升力的作用下向上移动, 已经熔化的第二层石蜡由于密度大向下移动, 在相图中换热面的上方区域第一层石蜡与第二层石蜡相互移动, 第一层石蜡的容积比最小值为0.75, 最大值为1. 1200 s时, 第一层石蜡的容积比最小值为0, 最大值为0.6, 此时换热面上部及左右两侧的3层石蜡都已完全熔化, 相比之下, 第一层石蜡的密度最小, 在浮升力的作用下向上移动, 所以在相图中第一层石蜡的容积比自上而下逐渐递减, 越靠近管道下端, 容积比越小.

为观察石蜡熔化过程中不同位置处的各层区域内的温度变化, 在各层石蜡不同位置设置监测点来记录温度的变化, 监测点位置如图6(a)所示. 各点坐标分别为a1(0, 25), a2(0, 30), a3(0, 33), b1(-25, 0), b2(-30, 0), b3(-33, 0), c1(0, -25), c2(0, -30), c3(0, -33). 图6(b)~(d)给出了熔化过程中各监测点温度随

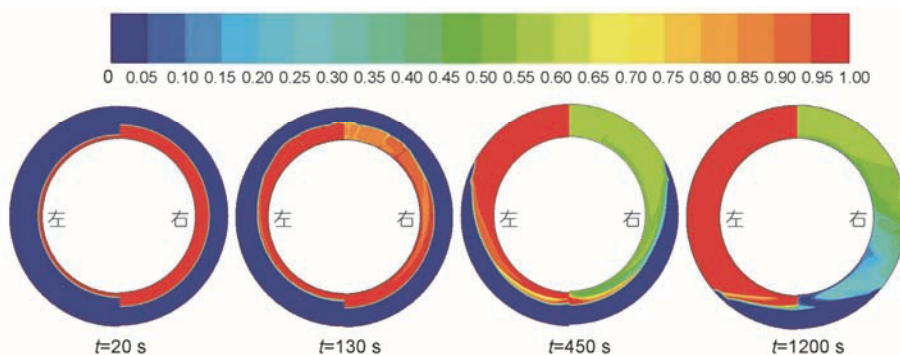


图5 (网络版彩色)石蜡熔化的液相云图(左)和第一层石蜡的相图(右)

Figure 5 (Color online) The contour of the wax liquid fraction (left) and the phase of the first layer of paraffin(right)

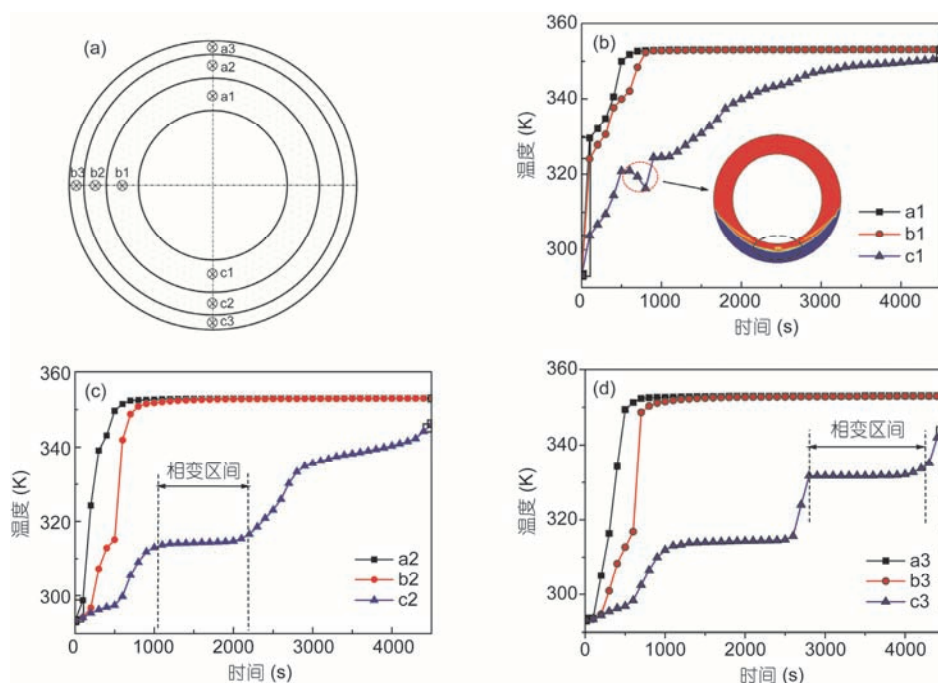


图6 (网络版彩色) 熔化过程中各监测点分布及温度的变化. (a) 监测点分布; (b) 第一层区域监测点温度变化; (c) 第二层区域监测点温度变化; (d) 第三层区域监测点温度变化

Figure 6 (Color online) Location and temperature of monitoring points during the melting process. (a) Location of monitoring points; (b) the change of monitoring point temperature of first floor area; (c) the change of monitoring point temperature of second floor area; (d) the change of monitoring point temperature of third floor area

时间的变化曲线. 从图6(b)~(d)中可以看出, 处于换热面上部的石蜡温度升高的最快, 左侧的其次, 下部的石蜡温度升高的最慢. 图6(b)中, 监测点靠近换热面, 在换热开始时a1, b1和c1点处的石蜡很快受热熔化, 在较短的时间内就完成了相变过程. 当熔化时间为600~900 s时, c1点温度出现波动. 从图6(b)可以看出, 靠近c1点下部的石蜡开始熔化, 在浮升力的作用下向上移动形成自然对流, 带来温度较低的石蜡使得c1点温度出现波动. 图6(c)中c2点几乎不受自然对流的影响, 温度升高得缓慢, 当达到相变温度时开始吸收热量进行熔化, 温度在相变温度区间内缓慢增加, 当相变结束后, 温度又继续增加. 图6(d)中, c3点温度在1000~2500 s时, 温度上升缓慢, 因为热量是由热水向管壁方向传递, 靠近c3点的石蜡受热温度升高发生相变, 在相变区间内吸收潜热温度不变, 故与c3点处的石蜡温差很小, 没有热量传递, 所以c3点温度几乎不变. 当熔化过程进行到c3点时, c3点处石蜡受热温度很快升高到相变点, 在2800~4200 s左右进行熔化. 约4330 s以后, 所有的石蜡都完全熔化, 石蜡不需要相变吸热, 所以监测点c2和c3的温度开

始大幅度上升.

通过结合图6中各个监测点处的温度变化曲线, 可以看出自然对流造成了石蜡内部温度分布不均匀, 上部区域的监测点温度升高最快, 受到自然对流的影响最强, 左右两侧其次, 下部区域受自然对流的影响最弱, 相比之下温度缓慢上升.

### 3.2 水温的影响

当流速为1 m/s, 蜡层厚度为5 mm, 初始温度为293.15 K, 水温从343.15 K升高到363.15 K时, 石蜡完全熔化所需的时间变化情况如图7所示. 图中, 水温越高, 石蜡的熔化速度越快, 完全熔化所需时间越短. 然而, 石蜡完全熔化所需时间随水温呈非线性变化. 当水温从343.15 K升高到353.15 K时, 完全熔化所需时间从2106 s减小到1159 s, 熔化时间缩短了44.97%. 当水温再升高到363.15 K时, 完全熔化所需时间为894 s, 缩短了22.86%. 可见, 当水温与石蜡熔点相差很小时, 升高水温可以明显加快石蜡的熔化速度, 减少熔化时间; 而当水温与石蜡熔点相差很大时, 再升高水温对减少熔化时间的作用就不是很明

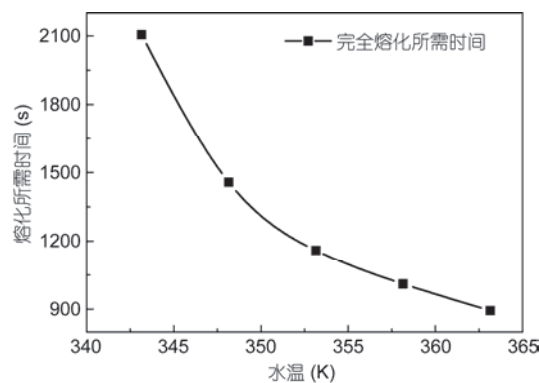


图7 不同温度时的石蜡熔化所需时间

Figure 7 Wax melting time at different temperatures

显了. 这也表明随着水温的升高, 缩短石蜡熔化时间的效果变弱.

### 3.3 蜡层厚度的影响

图8所示为不同厚度时石蜡液相率变化曲线. 图9给出了当水温为353.15 K, 流速为1 m/s, 初始温度为293.15 K时, 蜡层厚度分别为5和10 mm时的石蜡液相云图. 图8中, 当蜡层厚度变化时, 石蜡的液相率变化趋势是一致的, 随着蜡层厚度的减小, 石蜡与热水的换热面积越大, 单位时间内传热量越大, 故石蜡完全熔化所需时间越少. 当蜡层厚度由5 mm增加到10 mm时, 完全熔化需要时间由1159 s增加到4328 s, 并没有成倍地增加管内石蜡完全熔化所需时间. 图9所示的液相云图表明, 石蜡厚度越小, 石蜡与热水的换热面积越大, 单位时间内传热量增加, 故石蜡完全熔化所需时间减少. 换热面下部区域的石蜡完全熔化所需时间占总时间很大份额, 这是因为下部区域石蜡的主要传热方式为导热, 自然对流的影响很微弱, 石蜡厚度越大, 下部的石蜡与换热面的距离就越远, 热量传递所需时间就越长, 使得完全熔化需要更多时间, 所以当石蜡厚度增加相同的5 mm时, 石蜡完全熔化所需时间并不是2倍的关系.

## 4 结论

本文对集输管道内热水清蜡的相变熔化进行了数值模拟, 得到了石蜡在管内的相变熔化过程. 分析了水温及蜡层厚度对石蜡熔化过程和完全熔化所需时间的影响. 得到的主要结论如下: 自然对流是造成

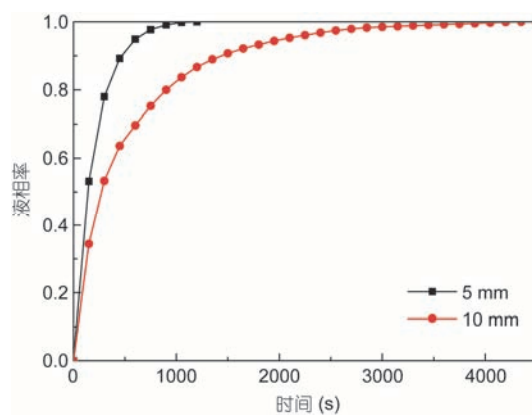


图8 (网络版彩色)不同厚度时石蜡液相率变化

Figure 8 (Color online) The change of wax liquid fraction at different thicknesses

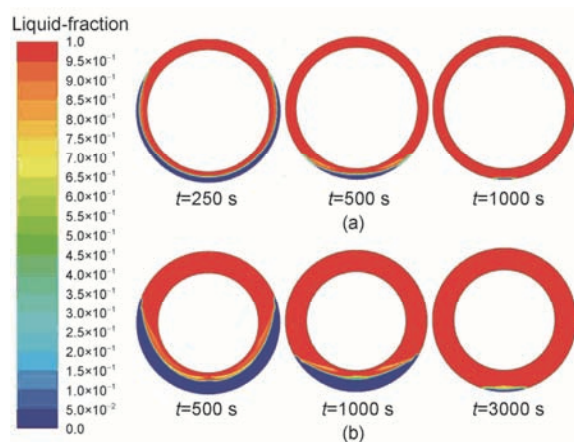


图9 (网络版彩色)不同厚度时石蜡的熔化过程. (a) 5 mm; (b) 10 mm

Figure 9 (Color online) The melting process of the wax with different thicknesses. (a) 5 mm; (b) 10 mm

固液相界面和温度场分布不规则的主要原因, 在自然对流的作用下, 管道上部的石蜡熔化最快, 左右两侧次之, 下部的石蜡熔化十分缓慢, 是整个熔化过程的薄弱环节. 石蜡完全熔化所需时间随水温并非呈线性变化, 随着水温的增加, 缩短石蜡熔化时间的效果变弱. 当蜡层厚度由5 mm增加到10 mm时, 完全熔化需要时间由1159 s增加到4328 s, 随蜡层厚度增大, 石蜡完全熔化所需时间急剧增加, 因此在实际清蜡过程中, 建议不要等到蜡沉积层的厚度太大再进行热水清蜡, 否则通入的热水与石蜡的换热面积过小, 导致清蜡所需的时间较长, 大幅度增加能耗.

## 参考文献

- 1 Wang M, Yu G J, Zhang X Y, et al. Numerical investigation of melting of waxy crude oil in an oil tank. *Appl Therm Eng*, 2017, 115: 81–90
- 2 Azevedo L F A, Teixeira A M. A critical review of the modeling of wax deposition mechanisms. *Pet Sci Tech*, 2003, 21: 393–408
- 3 Li C X, Bai F, Wang Y. Influence of crude oil composition on wax deposition on tubing wall (in Chinese). *CIESC J*, 2014, 65: 4571–4578 [李传宪, 白帆, 王燕. 原油组成对原油管道结蜡规律的影响. *化工学报*, 2014, 65: 4571–4578]
- 4 Shi W H, He A Q. Wax deposit reason and wax control in wanjia-zhoulizhuang oil pipeline (in Chinese). *Oil Gas Storage Trans*, 1999, 18: 42–45 [师文会, 贺爱群. 万周集输管道结蜡分析及清防蜡措施. *油气储运*, 1999, 18: 42–45]
- 5 Yang Y P. Analysis of causes for waxing of West Pipeline and counter measures (in Chinese). *China Petrol Cheml Ind Stand Qual*, 2016, 19: 57–58 [杨彦鹏. 浅谈西马管道结蜡原因分析及解决措施. *中国石油和化工标准与质量*, 2016, 19: 57–58]
- 6 Yuan L G. Application of hot wax removing process in Tahe light crude oil pipeline (in Chinese). *Pipeline Tech Equip*, 2016, 2: 43–46 [袁林国. 热洗清蜡工艺在塔河轻质原油管道的应用. *管道技术与设备*, 2016, 2: 43–46]
- 7 Seddegh S, Wang X L, Henderson A D. Numerical investigation of heat transfer mechanism in a vertical shell and tube latent heat energy storage system. *Appl Therm Eng*, 2015, 87: 698–706
- 8 Seddegh S, Joybari M M, Wang X L, et al. Experimental and numerical characterization of natural convection in a vertical shell-and-tube latent thermal energy storage system. *Sustain Cities Soc*, 2017, 35: 13–24
- 9 Wang W W, Zhang K, Wang L B, et al. Numerical study of the heat charging and discharging characteristics of a shell-and-tube phase change heat storage unit. *Appl Therm Eng*, 2013, 58: 542–553
- 10 Kibria M A, Anisur M R, Mahfuz M H, et al. Numerical and experimental investigation of heat transfer in a shell and tube thermal energy storage system. *Int Commun Heat Mass*, 2014, 53: 71–78
- 11 Jowett F. Petroleum waxes. In: Hobson G D, ed. *Petroleum Technology*. New York: Wiley, 1984
- 12 Fan J W. Well hot wash temperature field calculation and application of research (in Chinese). Degree Dissertation. Daqing: Northeast Petroleum University, 2010 [范家伟. 油井热洗温度场计算及应用研究. 硕士学位论文. 大庆: 东北石油大学, 2010]
- 13 Hirt C W, Nichols B D. Volume of fluid (VOF) method for the dynamics of dynamics of free boundaries. *J Comput Phys*, 1981, 39: 201–225
- 14 Voller V R, Cross M, Markatos N C. An enthalpy method for convection/diffusion phase change. *Int J Numer Meth Eng*, 1987, 24: 271–284
- 15 Brent A D, Voller V R, Reid K J. Enthalpy-porosity technique for modeling convection-diffusion phase change: Application to the melting of a pure metal. *Numer Heat Tr A-Appl*, 1988, 13: 297–318
- 16 Elmozughi A F, Solomon L, Oztekin A, et al. Encapsulated phase change material for high temperature thermal energy storage—Heat transfer analysis. *Int J Heat Mass Trans*, 2014, 78: 1135–1144
- 17 Assis E, Katsman L, Ziskind G, et al. Numerical and experimental study of melting in a spherical shell. *Int J Heat Mass Trans*, 2007, 50: 1790–1804



Summary for “集输管道热水清蜡相变传热特性及影响因素”

## Phase heat transfer characteristics and influential factors of wax removal by hot water in pipelines

Xiaoyan Liu, Hui Jiang, Fanbin Meng, Zhenyu Lu, Yang Liu & Haiqian Zhao<sup>\*</sup>

*School of Civil Engineering, Northeast Petroleum University, Daqing 163318, China*

<sup>\*</sup> Corresponding author, E-mail: dqzhaohaiqian@163.com

Most crude oil produced in China is waxy crude oil. When the crude oil is transported along the pipeline, its temperature drops due to the outward heat loss of the pipeline. When the temperature drops below the wax precipitation point of the crude oil, the wax molecules in the crude oil begin to precipitate on the inner surface of the pipelines, which is called waxed. If the pipe is waxed, the flow area will be reduced, and the frictional resistance will be increased, resulting in the low pipeline conveying capacity and even the blocking of the pipelines. It is of great significance to solve this problem for maintaining the normal production of oilfields. Washing with hot water is the most commonly used method to solve this problem. Based on the composition of wax in Daqing crude oil, the wax layer was stratified, the enthalpy method and VOF model were used to simulate the melting process of wax in the pipeline. The phase transition melting process of wax in the pipeline was obtained, the effects of water temperature and wax thickness on the melting process and the time required for complete melting were analyzed. The natural convection was proven to be the main reason for the solid-liquid interface and the irregular temperature field distribution. And the wax in the upper part of the pipeline melted at the fastest rate, the melting rate in the left and right parts of the pipe was slower. The wax in the lower part of the pipeline melted very slowly, which was the weakest link in the entire melting process. Increasing the water temperature from 343.15 to 353.15 K can shorten 44.97% of the melting time, while increasing the water temperature from 353.15 to 363.15 K can only shorten 22.86% of the melting time. The results showed that the wax melting time did not vary linearly with the water temperature. With the increase of the water temperature, its effect on the melting time became weak. When the thickness of wax layer increased from 5 to 10 mm, the time required for complete melting increased from 1159 to 4328 s. With the increase of the wax thickness, the melting time increased sharply. Therefore, in the actual process of wax removal, it is recommended that the wax should be removed by hot water when the wax deposit is not too thick. Otherwise the hot water and wax heat transfer area will be too small, resulting in a longer time for wax removal and more energy consumption.

**hot water washing wax, wax, melting, natural convection, numerical simulation**

doi: 10.1360/N972017-01251