

# 原油蒸馏过程换热网络的最优操作

曾文华 高衿畅 周春晖

(浙江大学)

本文研究了原油蒸馏过程换热网络的最优操作。针对上海高桥石化公司炼油厂1号原油蒸馏装置换热流程的特点,通过建立加热炉冷进料段的热平衡模型,提出了考虑加热炉冷进料影响的整个换热过程最优操作问题。这是一个具有7个优化变量的非线性规划问题。操作优化问题的求解是在对换热过程进行综合模拟的基础上进行的。对现场操作数据的优化计算结果表明,换热网络的终温可以提高 $3^{\circ}\text{C}$ 左右。

## 一、引言

原油蒸馏过程是一个通过消耗一定能量来实现产物分馏的过程。为了使原油在蒸馏塔内得到分离,通常必须将其加热到一定的温度( $370^{\circ}\text{C}$ 左右),塔的馏出产物亦具有较高的温度。所以工艺上往往将这些高温位的产物与原油进行换热,以提高进入加热炉原油的温度,从而达到降低加热炉能耗的目的。

图1为高桥石化公司炼油厂1号蒸馏装置换热过程的工艺流程图。该换热网络除了包括32台换热器外(实际的换热器台数要超过32台,因为有许多台换热器是并联运行的),还包含4台加热炉的冷进料段。加热炉冷进料段引入的目的主要是利用烟气的余热,降低炉子烟道气出口温度。对于换热网络,目前研究得较多的是网络的最优设计问题,也就是如何最佳地设计一个换热流程。通常最优设计的目标函数是网络的设备费用

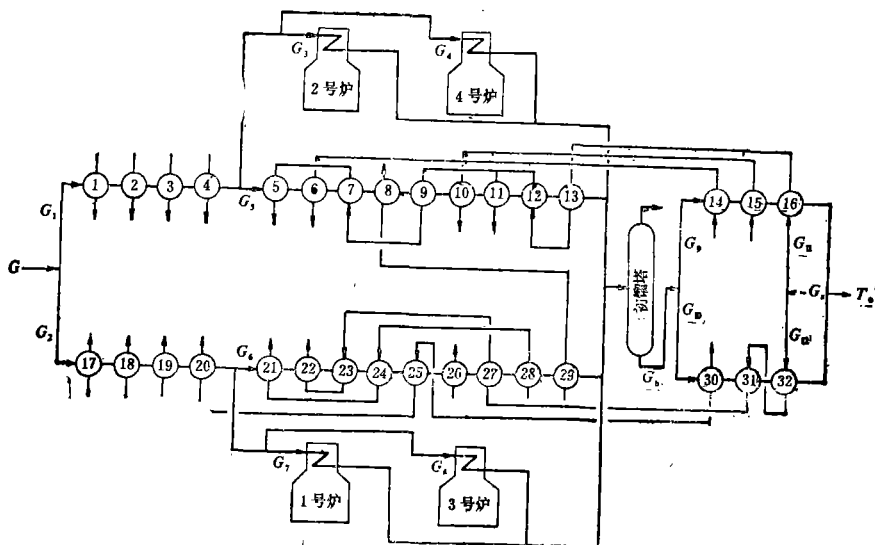


图1 原油蒸馏装置换热过程的工艺流程

与操作费用之和为最小。对于一个实际运行的换热网络，即使其是按最优条件设计的，但由于设备的老化或操作工况的变化，换热网络常操作在非最佳工况下。这时如何改变各冷流的分配，使网络的换热终温最高，就成为十分重要的问题。

本文是在前人工作的基础上，研究了考虑加热炉冷进料段出口温度变化情况下的换热网络操作优化问题。首先，基于加热炉的工艺计算，建立了加热炉冷进料段的热平衡模型，将加热炉冷进料段等效为一换热器。其次，根据我们提出的网络模拟的4条规则，提出了包括加热炉冷进料段在内的换热过程最佳综合模拟方法。最后，研究了换热网络的操作优化问题，将网络操作优化归结为一个7变量非线性规划问题。换热终温与7个优化变量的关系是通过网络综合模拟过程得到的。操作优化的非线性规划问题采用单纯形加速法求解。

## 二、单台换热器的模拟及加热炉冷进料段的热平衡模型

### 1. 单台换热器的模拟

单台换热器的模拟见图2。

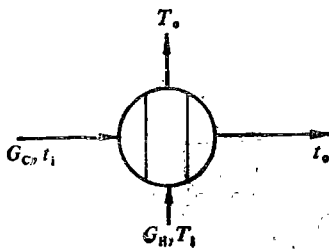


图2 单台换热器的模拟

单台换热器有正向模拟与逆向模拟两种模拟方法。

#### 1) 正向模拟方法

对于图2所示的单台换热器，正向模拟的目的就是从已知冷、热源流量 $G_c$ 、 $G_h$ 和

冷、热源的入口温度 $t_i$ 、 $T_i$ ，求取冷、热源的出口温度 $t_o$ 、 $T_o$ 。文献[1]详细报道了这种方法的计算过程，这里从略。

#### 2) 逆向模拟方法

单台换热器的逆向模拟则是由给定的流量 $G_c$ 、 $G_h$ 和温度 $t_o$ 、 $T_i$ ，导出温度 $t_i$ 、 $T_o$ 。具体的计算步骤见文献[1]。

需要指出的是，文献[1]中单台换热器模拟温度迭代算法用的是部分迭代法和弦截法。实际模拟结果表明，这种迭代算式往往收敛速度较慢，对于多台换热器组成的换热网络模拟过程这一点尤其突出。为此，我们考虑采用抛物线迭代法。模拟计算结果表明，其收敛速度比部分迭代法和弦截法要快。

### 2. 加热炉冷进料段的热平衡模型

对于图3所示的加热炉冷进料段，基于炉子的工艺计算<sup>[2]</sup>，可以建立其热平衡模型。

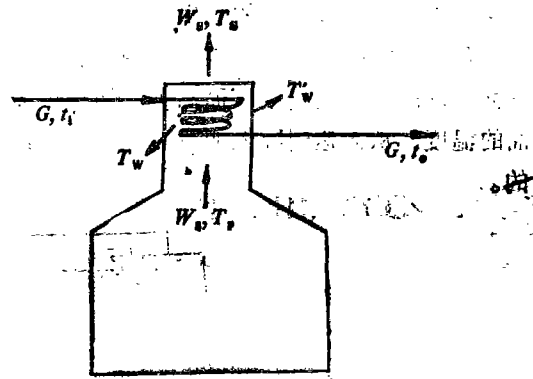


图3 加热炉的冷进料段

#### 1) 进入冷进料段的热量

$$E_{in} = q_1 \triangleq f_{in}(W_g, T_p) \quad (1)$$

即假设烟气进冷进料段所带入的热量由烟气流量 $W_g$ 和烟气入冷进料段的温度 $T_p$ 确定。

#### 2) 冷进料段带出的热量

$$E_{out} = q_2 + q_c + Q_c = f_2(W_g, T_i) + f_c(T'_w)$$

$$+ K \cdot A \cdot \frac{(T_p - t_o) - (T_s - t_i)}{\ln \frac{T_p - t_o}{T_s - t_i}}$$

$$\cong f_{out}(W_g, t_i, t_o, T_p, T_s) \quad (2)$$

其中:  $q_2 = f_2(W_g, T_s)$ ——烟气出冷进料段所带走的热流量, W;

$T_s$ ——烟气出冷进料段的温度, °C;

$q_c = f_c(T'_w)$ ——冷进料段散热, W;

$T'_w = T_w - 45^\circ\text{C}$ ——冷进料段炉壁温度, °C;

$T_w = \frac{t_i - t_o}{2} + (30 - 60^\circ\text{C})$ ——冷进料段管壁温度, °C;

$t_i, t_o$ ——冷进料段原油进、出口温度, °C;

$$Q_c = K \cdot A \cdot \frac{(T_p - t_o) - (T_s - t_i)}{\ln \frac{T_p - t_o}{T_s - t_i}} \quad \text{——对流传热, W;}$$

$K$ ——对流传热系数,  $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ;

$A$ ——对流传热面积,  $\text{m}^2$ 。

3) 原油经冷进料段的热量变化

$$\overline{Q_c} = G \cdot [h(t_o) - h(t_i)] \quad (3)$$

其中:  $G$ ——冷进料段加热原油量,  $\text{kg/s}$ ;

$h(t_i), h(t_o)$ ——原油在温度  $t_i, t_o$  下的比焓,  $\text{J/kg}$ ;

根据热量平衡原理, 有如下两个方程:

$$(1) E_{in} = E_{out}$$

$$\text{即 } f_{in}(W_g, T_p) =$$

$$f_{out}(W_g, t_i, t_o, T_p, T_s) \quad (4)$$

$$(2) Q_c = \overline{Q_c}$$

$$\text{即 } K \cdot A \cdot \frac{(T_p - t_o) - (T_s - t_i)}{\ln \frac{T_p - t_o}{T_s - t_i}} =$$

$$= G \cdot [h(t_o) - h(t_i)] \quad (5)$$

由式(4)、(5), 在给定的  $G, W_g, t_i, T_p$  情况下, 可导出  $t_o, T_s$ ;

$$t_o = f_{t_o}(G, W_g, t_i, T_p) \quad (6)$$

$$T_s = f_{T_s}(G, W_g, t_i, T_p) \quad (7)$$

式(6)、(7)我们称之为加热炉冷进料段的热平衡模型。不难看出, 加热炉冷进料段可等效为一台正向模拟的换热器。

### 三、换热网络的综合模拟

对于图4所示的由  $N$  台换热器串联组成的换热网络, 有两种求取网络换热终温  $t_o$  的模拟过程: 正向模拟过程和逆向模拟过程。采用正向模拟过程时, 需假设  $N$  台换热器的热源入口温度; 而逆向模拟过程只需假设网络换热终温。但是, 当  $N$  台换热器热源是相互独立时, 由于热源入口温度给定, 采用正向模拟过程就无需假设变量; 当  $N$  台换热器中只有  $M (M < N)$  个独立的热源, 其余  $N - M$  个热源由独立的  $M$  个热源决定, 采用正向模拟过程仍需假设  $N - M$  个变量。根据假设变量越少越好的原则, 对于图4的换热网络, 我们可以得到选用正向或逆向模拟过程的4条规则:

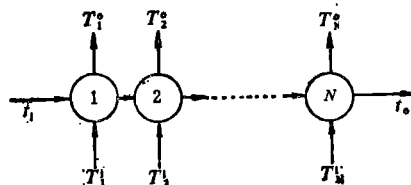


图4 N台换热器组成的换热网络

1. 若  $N$  个热源是独立的, 则采用正向模拟过程。

2. 若  $N$  个热源中只有  $M$  个是独立的, 其余  $N - M (N - M > 1)$  个热源由独立的  $M$  个热源决定, 则采用逆向模拟过程。

3. 若(2)中  $N - M = 1$ , 则可采用逆向模拟过程, 也可采用正向模拟过程, 根据具体情况给定。因为两种模拟过程都只需假设一个变量。

4. 若图4中网络模拟的目的是从给定的  $t_o$  求取  $t_i$ , 则不论何种情况, 均应采用

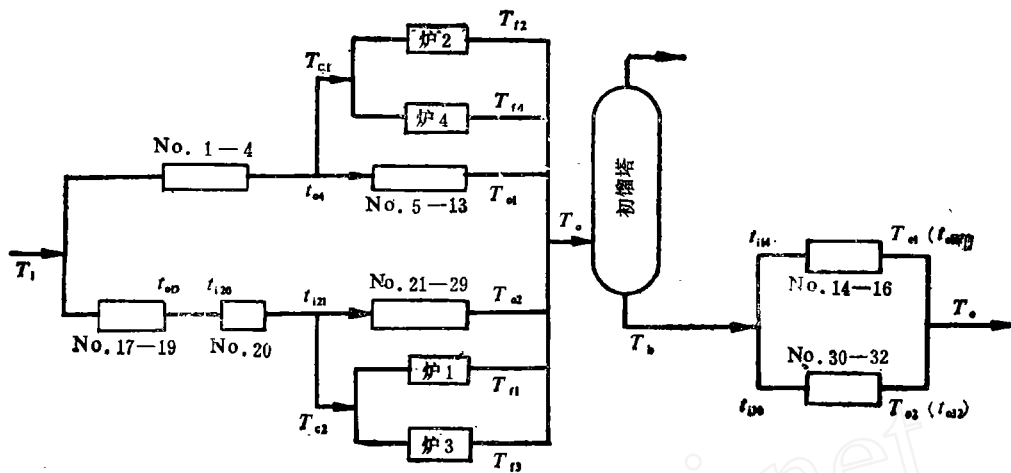


图 5 换热网络结构信息图

逆向模拟过程。

下面讨论图 1 所示的换热网络模拟过程。换热网络模拟的目的是在给定的各冷、热源流量和入口温度条件下，求取网络换热终温  $T_0$ 。将图 1 的网络工艺流程图简化成如图 5 所示的网络结构信息图，那么应用上述 4 条模拟规则，可得到该换热网络的综合模拟步骤如下：

- 1) 由  $T_i$  时 No. 1—No. 4、No. 17—No. 19 换热器进行正向模拟，得  $t_{o4}$ 、 $t_{o19}$ 。
- 2) 假设  $T_{e2}(=t_{o32})$ ，对 No. 30—No. 32 换热器进行逆向模拟，得  $t_{i30}$ 。由  $t_{i14}=t_{i30}$ ，对 No. 14—No. 16 换热器进行正向模拟，得  $T_{e1}(=t_{o16})$ 。
- 3) 假设  $T_{o2}(=t_{o29})$ ，对 No. 21—No. 29 换热器进行逆向模拟，得  $t_{i21}$ 。
- 4) 由  $T_{e1}=t_{o4}$ 、 $T_{e2}=t_{i21}$ ，对 4 台加热炉冷进料段进行模拟，得  $T_{f1}$ 、 $T_{f2}$ 、 $T_{f3}$ 、 $T_{f4}$ 。又根据工艺经验  $T_0 = T_b (=t_{i14}=t_{i30}) + 2.5^\circ\text{C}$ ，那么按热平衡原理有：

$$\begin{aligned}
 &G \cdot h(T_{f1}) + G \cdot h(T_{f2}) + G \cdot h(T_{f3}) \\
 &+ G \cdot h(T_{f4}) + G \cdot h(T_{o1}) + G \cdot h(T_{o2}) \\
 &= G \cdot h(T_0) \quad (8)
 \end{aligned}$$

由式 (8)，可求得  $T_{o1}$ 。

- 5) 由  $T_{o1}(t_{o13})$ ，对 No. 5—No. 13 换热器进行逆向模拟，得  $t_{i5}$ 。若  $|t_{i5}-t_{o4}| < \epsilon_1$ ，则转 (6)；否则，令  $T_{o2}=T_{o2}+C_1 \cdot (t_{i5}-$

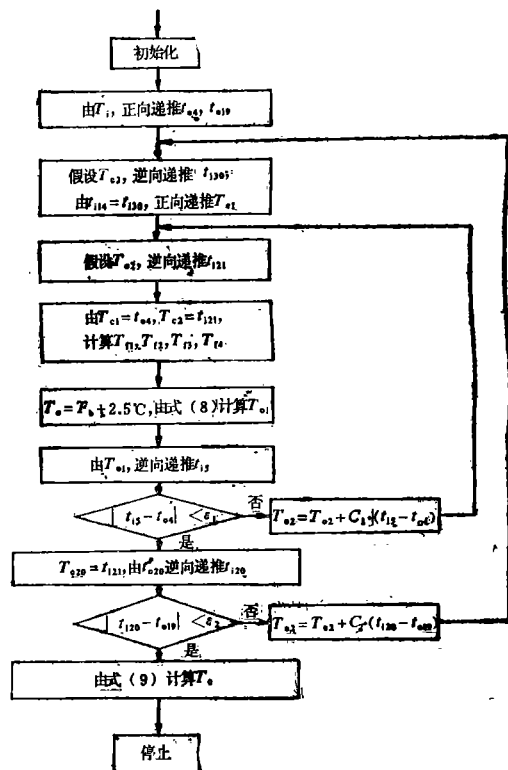


图 6 换热网络综合模拟迭代框图

$t_{e1}$ ), 转 (3)。

6) 由  $t_{o20}=t_{i21}$ , 对No. 20 换热器进行逆向模拟, 得  $t_{i20}$ 。若  $|t_{i20}-t_{o19}| < \varepsilon_2$ , 则转

(7); 否则, 令  $T_{e2}=T_{e2}+C_2 \cdot (t_{i20}-t_{o19})$ , 转 (2)。

7) 根据热平衡原理, 网络换热终温  $T_e$  由式 (9) 求出:

$$G_8 \cdot h(T_e) = G_9 \cdot h(T_{e1}) + G_{10} \cdot h(T_{e2}) \quad (9)$$

换热网络综合模拟的迭代框图如图 6 所示。在Micro-VAX计算机上用Fortran语言编制了该模拟过程的程序, 计算结果表明, 综合模拟一次约需5min。

#### 四、换热网络的最优操作

换热网络操作优化的目的是通过合理分配各冷源的流量, 使网络换热终温最高。对于图 1 所示的换热网络, 定义如下 7 个优化变量:

$$x_1 = \frac{G_1}{G_2}, \quad x_2 = \frac{G_9}{G_{10}}, \quad x_3 = \frac{G_{11}}{G_{12}},$$

$$x_4 = G_3, \quad x_5 = G_4, \quad x_6 = G_7, \quad x_7 = G_8 \quad (10)$$

因而该换热网络操作优化的目的就是寻求最佳的  $x_1^*, \dots, x_7^*$ , 使  $T_e$  达到最大。

由上节网络的综合模拟过程得知, 在其它条件不变的情况下, 网络换热终温  $T_e$  由优化变量  $x_1 \dots x_7$  唯一确定。即  $T_e$  可表示为:

$$T_e = f(x_1, \dots, x_7) \quad (11)$$

显然,  $T_e$  与  $x_1 \dots x_7$  之间的关系是一个非线性函数, 故操作优化问题可表示为一具有 7 个优化变量的非线性规划问题。

$$\begin{aligned} \text{Max } T_e = \text{Max } f(x_1, \dots, x_7) \\ x_1 \dots x_7 \end{aligned} \quad (12)$$

采用单纯形加速法<sup>[3]</sup>求解该非线性规划问题, 一组操作工况下的优化计算结果如表 1 所示。为了便于比较, 将前人所做的结果列于表 2。

比较表 1 与表 2 的优化计算结果, 不难看出, 考虑加热炉冷进料段变化影响的操作优化问题, 可以进一步提高网络的换热

表 1 考虑冷进料段影响的优化结果

实际值	$x_1=1.0$	$x_2=1.0$	$x_3=1.0$	$x_4=9520$	$x_5=7920$	$x_6=9330$	$x_7=15490$
	$T_{o1}=230.20$	$T_{o2}=243.13$	$T_{e1}=284.51$	$T_{e2}=285.37$	$T_e=284.79$		
优化值	$x_1^*=1.1413$	$x_2^*=0.9231$	$x_3^*=1.4625$	$x_4^*=9473$	$x_5^*=8630$	$x_6^*=9865$	$x_7^*=15071$
	$T_{o1}^*=231.51$	$T_{o2}^*=246.83$	$T_{e1}^*=286.24$	$T_{e2}^*=288.40$	$T_e^*=287.63$		

表 2 不考虑冷进料段影响的优化结果

实际值	$x_1=1.0$		$x_2=1.0$	$x_3=1.0$		
	$T_{o1}=/$	$T_{o2}=/$	$T_{e1}=282.42$	$T_{e2}=288.37$	$T_e=285.16$	
优化值	$x_1^*=1.1549$		$x_2^*=0.8171$	$x_3^*=1.5257$		
	$T_{o1}^*=/$	$T_{o2}^*=/$	$T_{e1}^*=277.33$	$T_{e2}^*=297.88$	$T_e^*=285.69$	

终温。

### 五、结束语

1. 如何提高单台换热器模拟的速度是降低换热网络模拟时间的关键。本文通过在换热器模拟的温度迭代算式中引入抛物线迭代法,提高了单台换热器的模拟速度,计算结果表明,这可大大降低换热网络的模拟时间。

2. 基于加热炉的工艺计算,可以建立加热炉冷进料段的热平衡模型,从而将加热炉冷进料段等效为一正向模拟的换热器。

3. 换热网络的模拟过程有正向与逆向两种。作者认为,对于一个复杂的换热网络,应针对网络的结构信息特点,采取正向与逆

向的综合模拟方法,使网络的模拟过程最简。

4. 考虑加热炉冷进料段变化影响操作优化问题的网络换热终温要比不考虑冷进料段变化影响时高,显然,这将带来加热炉能耗的进一步降低。

### 参 考 文 献

- (1) 何小荣等,《石油炼制》, (2), 1982, 10—17.
- (2) 石油化学工业部石油化工规划设计院,《管式加热炉的工艺计算》,石油工业出版社,1979.
- (3) 范鸣玉等,《最优化技术基础》,清华大学出版社,1982.

## OPTIMAL OPERATION OF HEAT EXCHANGER NETWORK IN CRUDE DISTILLATION PROCESS

Zeng Wenhua Gao Jinchang Zhou Chunhui

(Zhejiang University)

### Abstract

The operation optimization problem of heat exchanger network in crude distillation process has been studied. In accordance with the feature of heat exchanger network of No. 1 distillation unit of the refinery of Shanghai Gaoqiao Petrochemical Company, by building the heat balance model of furnace's convection part, the operation optimization problem of heat exchanger network is proposed with the change of furnace cold feedstock taken into consideration. It is a nonlinear programming problem with 7 variables. The solution of the optimal operation problem is based on the overall simulation of heat exchanger network. The optimization simulation results for actual operation data indicate that the final temperature of heat exchanger network can be increased by about 3 C.