

文章编号: 1005-8893 (2006) 01-0005-05

## 运用窄点技术对原油常减压换热网络优化改造设计

杨基和<sup>1</sup>, 曹 丹<sup>1</sup>, 林华光<sup>2</sup>, 张金钧<sup>2</sup>, 刘文林<sup>2</sup>

(1. 江苏工业学院 化学工程系, 江苏 常州 213016; 2. 泰州石化总厂, 江苏 泰州 225300)

**摘要:** 采用“窄点技术”对原油常减压装置换热流程优化改造。结果表明: 原油换热后终温从 252 ℃ 提高到 302 ℃; 在减压炉出口温度由 380 ℃ 提高到 398 ℃ 情况下, 加热炉总能耗由 5 937.3 kW 降到 3 341.63 kW; 节约燃料费 140.55 万元/年; 优化后, 总换热面积仅需 2 100 m<sup>2</sup>, 设备利旧率 100%, 节约设备投资 330 万元。达到了降低能耗、改造费用尽可能少之目的。同时对原有换热流程进行了剖析, 指出其不合理之处。

**关键词:** 常减压装置; 换热网络; 窄点技术; 优化

**中图分类号:** TE 09

**文献标识码:** A

## Using Pinch Technology to Design an Optimal Heat Exchanger Network for Crude Distillation Unit

YANG Ji-he<sup>1</sup>, CAO Dan<sup>1</sup>, LIN Hua-guang<sup>2</sup>, ZHANG Jin-jun<sup>2</sup>, LIU Wen-lin<sup>2</sup>

(1. Department of Chemical Engineering, Jiangsu Polytechnic University, Changzhou 213016, China)

**Abstract:** Used pinch technology to design an optimal heat exchanger network for crude distillation unit. The result indicated that the crude end temperature has risen by 50 centigrade, from 252 centigrade to 302 centigrade. When the outlet temperature of decompressing furnace increased from 380 centigrade to 398 centigrade, the energy consumption of furnace decreased from 5 937.3 kilowatt to 3 341.63 kilowatt, which brings ¥1.4 million economic returns per year. The chief area of exchange of heat is 2 100 m<sup>2</sup>. The original equipment utilization rate has reached 100 percent, and as a result, reduces equipment investment by ¥3.3 million. This design can reduce fuel consumption and maintenance cost of the plant. At the same time, original heat exchanger system was analyzed and the irrationalism was interpreted.

**Key words:** crude distillation unit; heat exchanger network synthesis; pinch technology; optimize

原油常减压蒸馏装置是炼油厂最大的耗能装置之一, 据统计, 其能量消耗约占全厂总能耗的 18.5%<sup>[1]</sup>。装置能耗主要是工艺过程所必须消耗的燃料、蒸汽、电、水等, 其中燃料约占 60%~85%。因此, 降低装置燃料消耗对炼油厂的节能降耗具有极其重要的意义。

某炼油厂常减压装置原油换热后终温 252 ℃ 左

右, 与目前炼油水平 280 ℃ 以上有较大距离, 这将直接导致加热炉燃料消耗高。经与厂方充分协商, 决定对该网络进行优化改造设计。窄点法<sup>[2]</sup>是当今用于复杂换热网络设计最先进的方法之一, 它利用窄点把网络分成高温端(热端)和低温端(冷端), 分别进行冷热流体的匹配, 在高温端使用高品位热源, 低温端使用低品位热源, 充分考虑“能”的

收稿日期: 2005-08-28

作者简介: 杨基和 (1955-), 女, 江苏泰州人, 教授, 长期从事石油化工领域教学与科研工作。

“质”和“量”两方面,具有严格的科学性和准确性,可以圆满的表达具有设备约束、经济约束及网络关联在内的热力学第二定律分析。

## 1 基础数据

换热网络设计所需的基础数据有冷、热流体流量  $F$ 、流体起始温度  $t^s$  及目标温度  $t^t$ 、流体比热  $C_p$  [3]、相对密度、特性因数、热容流率  $W$  ( $C_p \cdot F$ ) 等。某厂 50 万吨/年原油常减压试验装置基础数据见表 1 (减一线流量包括减顶循环油量)。

表 1 物流数据列表

Table 1 Data of fluid

类 型	代 号	物 流 名 称	相 对 密 度	$K$	流 量/ t/h	温 度/ $^{\circ}\text{C}$ $t^s$ $t^t$	$C_p \cdot F$ / (kW/kg)
热流	H1	常顶	0.739 4	11.80	3.4	110   40	1.794
	H2	常一线	0.764 8	11.83	2.0	140   40	1.056
	H3	常二线	0.814 5	11.83	5.6	210   45	3.267
	H4	常三线	0.854 2	11.83	1.6	270   50	0.933
	H5	常四线	0.874 1	11.92	3.8	300   65	2.428
	H6	常一中	0.764 8	11.62	21.0	170   107	11.670
	H7	常二中	0.814 5	11.70	28.0	253   191	18.670
	H8	常渣	0.904 0	11.93	15.9	342   105	10.600
	H9	减一线	0.874 1	11.79	12.7	180   70	7.408
	H10	减二线	0.904 0	11.82	10.3	285   80	6.581
	H11	减三线	0.923 8	11.84	2.1	330   85	1.400
	H12	减四线	0.943 7	11.87	1.8	360   90	1.200
	H13	减一中	0.864 2	11.80	19.8	230   150	13.230
	H14	减二中	0.913 9	11.86	10.0	330   227	7.500
	H15	减渣	0.973 6	11.87	12.9	365   105	9.317
冷流	C1	原油	0.844 3	12.02	62.5	55   124	32.99
	C2	脱盐油			62.2	122   220	39.73
	C3	闪底油			59.4	118   345	44.53
	C4	常底油			29.7	342   398	25.56

此次改造是在原装置基础上对原有的换热网络进行优化,所以原油常减压蒸馏的原则流程没有改变,如图 1 所示。

## 2 最小传热温差 $\Delta t_{\min}$ 的确定

在合成换热网络过程中,  $\Delta t_{\min}$  为一个常数,而实际上  $\Delta t_{\min}$  是一个有待优化的决策变量,对每一个即定的换热网络总有一个最优的  $\Delta t_{\min}$  值,使得总费用最小。本设计为了确定最适宜的  $\Delta t_{\min}$ , 根据经验选取了 5 个  $\Delta t_{\min}$  值作为计算基准,从中得出最优的  $\Delta t_{\min}$ 。这 5 个值是: 25  $^{\circ}\text{C}$ 、20  $^{\circ}\text{C}$ 、18  $^{\circ}\text{C}$ 、15  $^{\circ}\text{C}$ 、12  $^{\circ}\text{C}$  (分别列问题表求解,得出 5 个不同的窄点位置和冷、热公用工程量,见表 2)。从表可以看出当  $\Delta t_{\min}$  值减小时,窄点处冷端的温度上升,热端温度相同,则原油换后终温上升;同时可见当  $\Delta t_{\min}$  值减小时,冷公用工程量和热公用工程量都减小;但由传热学原理  $A = \frac{Q}{K \times \Delta t}$  可知,  $\Delta t$  越小,换热面积增大,设备费增加;由网络合成规则知,  $\Delta t_{\min}$  越小,窄点处所受的限制越多,因此,综合各种因素,本设计采用  $\Delta t_{\min} = 15^{\circ}\text{C}$ 。

表 2 窄点及冷、热公用工程计算结果对照

Table 2 Pinch point & public service of hot and cool

$\Delta t_{\min}/^{\circ}\text{C}$	热端温度 / $^{\circ}\text{C}$	冷端温度 / $^{\circ}\text{C}$	热公用工程 /kW	冷公用工程 /kW
25	253	228	3 500.202	3 224.600
20	253	233	3 277.547	3 001.945
18	253	235	3 125.530	2 906.034
15	253	238	3 054.892	2 779.290
12	253	241	3 014.030	2 693.883

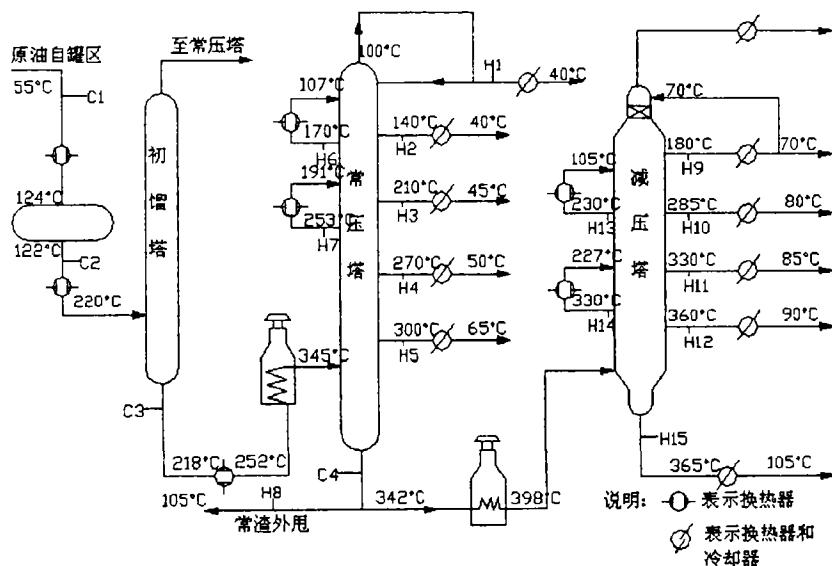


图 1 常减压装置原则流程图

Fig. 1 Flow chart of crude distillation unit

### 3 确定 $Q_{\min}^c$ 、 $Q_{\min}^h$ 和窄点位置

根据窄点设计技术, 窄点位置和冷热公用工程量的确定一般有图解法和问题表格法, 对于常减压复杂的换热网络合成通过问题表法可以获得准确的窄点温度以及最小冷、热公用工程量。问题表格法的主要原理: 将换热过程按温度段分成若干子问题, 即子网络, 以保证各温度段间冷热流完全换热, 每个子网络的传热温度  $\geq \Delta t_{\min}$ , 对各子网络进行热量衡算, 以计算出每个子网络多余或亏损的热量, 然后计算各子网络的累积热量; 在“累积”输出列中, 负数绝对值最大处就是在一定  $\Delta t_{\min}$  条件下该网络所需要的最小热公用工程量  $Q_{\min}^h$ ; “热流量”最后一个子网络的“输出”就是该网络所需要的最小冷公用工程  $Q_{\min}^c$ ; “热流量”的“输出”列中, 数值为零处 (在该点的热交换为零), 即为窄点位置, 窄点温度为该处冷、热流温度的平均值。由表 1 和表 2 的结论得出的问题表见表 3。由表 3 可以看出窄点处热流温度为 253 °C, 冷流温度为 238 °C, 窄点温度为 245.5 °C, 冷公用工程量为 2 779.290 kW, 热公用工程量为 3 054.892 kW。

### 4 网络合成及调优

换热网络合成, 主要考虑冷热物流的合理匹配。由问题表得到窄点位置后, 将换热网络分成窄点上、下两部分, 即热端和冷端。由于在窄点处物流匹配所受的限制最多, 因此, 首先考虑窄点处的物流匹配, 即合成过程从窄点开始, 分别向两头进行物流间的匹配换热。为保证达到最小的冷、热公用工程用量, 达到系统过程节能的目的, 窄点理论设计的 3 条最基本原则: 不通过窄点传递热量; 窄点以上热端不使用冷公用工程; 窄点以下冷端不使用热公用工程。同时还需要满足物流及热容流率匹配规则: 热端合成满足以下两个不等式:

$$N_h \leq N_c; (C_p F)_h \leq (C_p F)_c$$

冷端合成满足以下两个不等式:

$$N_h \geq N_c; (C_p F)_h \geq (C_p F)_c$$

式中:  $N_h$ —热流股数;  $(C_p F)_h$ —热流热容流率;  $N_c$ —冷流股数;  $(C_p F)_c$ —冷流热容流率。

由表 3 所得的窄点位置, 分别进行热端和冷端网络合成。

热端: 考虑到 H4 温差小, H5、H11 热容流率较小, 所以热负荷小, 投资相应的换热器经济上不太合理, 故采用热量松弛法将这 3 股热流放到冷

端 (但可能会引起由于跨窄点换热带来的热损失, 在这里将热损失和设备投资进行经济方面的权衡, 决定采用热量松弛法)。同时为了单台提高换热器的对数平均温差  $\Delta t$  (减小换热面积, 从而减小设备投资), H12 并未换热到窄点温度。冷流 C4 需要的温位较高, 没有可直接匹配的热源, 所以采用加热器 (减压加热炉) 直接加热。对于冷流 C3 热容流率较大, 根据热端物流匹配原则, 同时考虑操作方便的原则, 将 C3 等分为 3 股。合成结果热端包括 7 个换热单元, 2 个加热器 (即常压炉和减压炉), 见图 2。

表 3  $\Delta t_{\min} = 15$  °C 问题表

Table 3 Question table at  $\Delta t_{\min} = 15$  °C

子网络	冷流温度/°C	热流温度/°C	热量赤字/kW	累积/kW		热流量/kW	
				输入	输出	输入	输出
SN0	398						
SN1	350	365	1 227	0	-1 227	3 055	1 828
SN2	345	360	81.21	-1 227	-1 308	1 828	1 747
SN3	342	357	178.70	-1 308	-1 487	1 747	1 568
SN4	327	342	510.20	-1 487	-1 997	1 568	1 058
SN5	315	330	281.00	-1 997	-2 278	1 058	777
SN6	285	300	435.40	-2 278	-2 713	777	342
SN7	270	285	181.30	-2 713	-2 895	342	160
SN8	255	270	82.58	-2 895	-2 977	160	78
SN9	238	253	77.72	-2 977	-3 055	78	0
SN10	220	235	-253.70	-3 055	-2 801	0	254
SN11	218	233	51.27	-2 801	-2 852	254	202
SN12	215	230	-56.69	-2 852	-2 796	202	259
SN13	212	227	-96.37	-2 796	-2 699	259	356
SN14	195	210	-418.60	-2 699	-2 281	356	774
SN15	176	191	-529.90	-2 281	-1 751	774	1 304
SN16	165	180	-101.40	-1 751	-1 649	1 304	1 405
SN17	155	170	-166.30	-1 649	-1 483	1 405	1 572
SN18	135	150	-566.00	-1 483	-917	1 572	2 138
SN19	125	140	-151.00	-917	-767	2 138	2 288
SN20	116	131	-145.00	-767	-621	2 288	2 433
SN21	114	129	33.72	-621	-655	2 433	2 400
SN22	95	110	-435.00	-655	-221	2 400	2 834
SN23	92	107	-74.00	-221	-147	2 834	2 908
SN24	90	105	-26.00	-147	-121	2 908	2 934
SN25	75	90	103.80	-121	-224	2 934	2 831
SN26	70	85	40.60	-224	-265	2 831	2 790
SN27	65	80	47.60	-265	-313	2 790	2 742
SN28	55	70	161.00	-313	-474	2 742	2 581
SN29		65	-47.40	-474	-426	2 581	2 629
SN30		50	-106.00	-426	-320	2 629	2 734
SN31		45	-30.60	-320	-290	2 734	2 765
SN32		40	-14.30	-290	-276	2 765	2 779

冷端: 由于包括的物流股数多, 因此网络合成比热端复杂。若考虑完全符合冷端的匹配规则:  $N_h \geq N_c$ ;  $(C_p F)_h \geq (C_p F)_c$ , 则需将冷流 C3 和 C2 均分为 4 股, 这样物流流量小, 流速低, 总传

热系数  $K$  值小, 导致传热面积大, 而且换热单元数较多, 设备费增加, 因此该方案不理想; 最终将 C2 和 C3 均分为 3 股, C1 不分支, 进行冷、热流

之间的匹配同时调优得到如下方案, 合成结果包括 20 个换热单元。为了尽量减少装置改动, 冷却单元与原装置一致, 见图 2。

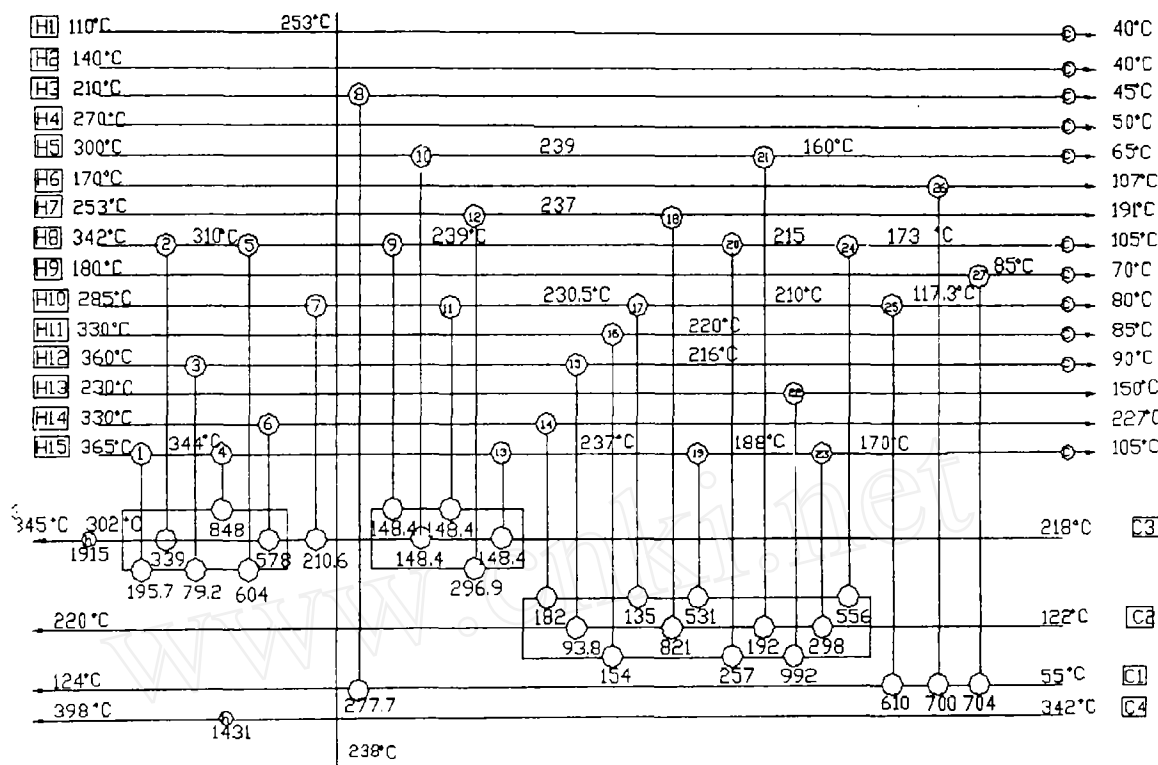


图 2 换热网络总图

Fig. 2 Heat exchanger network

由图 2 可以看出共有 27 个换热单元, 2 个加热器和 11 个冷却器, 换后终温为 302 °C。

## 5 换热器台数确定

由于是改造设计, 尽可能采用原有换热设备。原装置有 8 种类型换热器, 每个换热单元都将这 8 种类型带入逐一计算<sup>[4]</sup>。厂方最初要求原油进电脱盐罐温度为 116 °C, 经计算有部分低温位热不能利用, 当时考虑增加软化水加热流程。但若原油性质发生变化, 116 °C 脱盐温度可能较低, 因此决定在电脱盐前增加常二线与原油换热, 提高一次换后终温到 124 °C。则共需 36 台换热器, 原装置的 34 台全部用上, 添加面积为 30 m<sup>2</sup> 和 70 m<sup>2</sup> 的换热器各 1 台, 冷却器与原装置一致。优化<sup>[5]</sup>结果, 大部分换热器安全裕度控制在 20% 内, 总换热面积约需 2 100 m<sup>2</sup>。但考虑到设备利旧, 有些换热器裕度大于 20%, 设备利旧率 100%, 这样, 换热总面积约 2 600 m<sup>2</sup>。

## 6 原始换热网络剖析

原 50 万吨/年常减压装置原油换后终温只能达到 252 °C, 冷、热公用工程量分别为 4 694.154 kW, 5 937.3 kW。从原网络剖析图 (图 3) 可知, 导致能耗高的原因主要有两个方面, 第一: 有 7 个换热单元跨窄点换热, 根据窄点设计规则: 不通过窄点传递热量, 如果有热量从热端跨越窄点流向冷端, 结果是既增加热公用工程量又增加冷公用工程量。7 个换热单元跨窄点换热计算得跨窄点换热量为 2 947 kW, 则冷、热公用工程均增加 2 947 kW, 见图 4 (a); 由图 4 (b) 可知若没有热量跨越窄点, 则公用工程量就是在该  $\Delta t_{\min}$  下的最小冷热公用工程量。第二: 整个换热网络存在 4 个热环。由窄点技术可知: 在热环上的换热器的热负荷可以在环上相互转移, 而对其它的换热器没有影响, 利用这一特点, 可以将环上某换热器的热负荷全部转移到环上其它换热器上而将其除去, 从而可以减少换热器台数, 节约设备投资。

## 7 经济效益分析

节约能耗: 利用窄点技术对原换热网络进行优

化设计, 原油换后终温从 252 °C 提高到 302 °C, 每小时节约能耗为 8 015.58 MW。折算标煤后, 年节约燃料费为 140.55 万元。

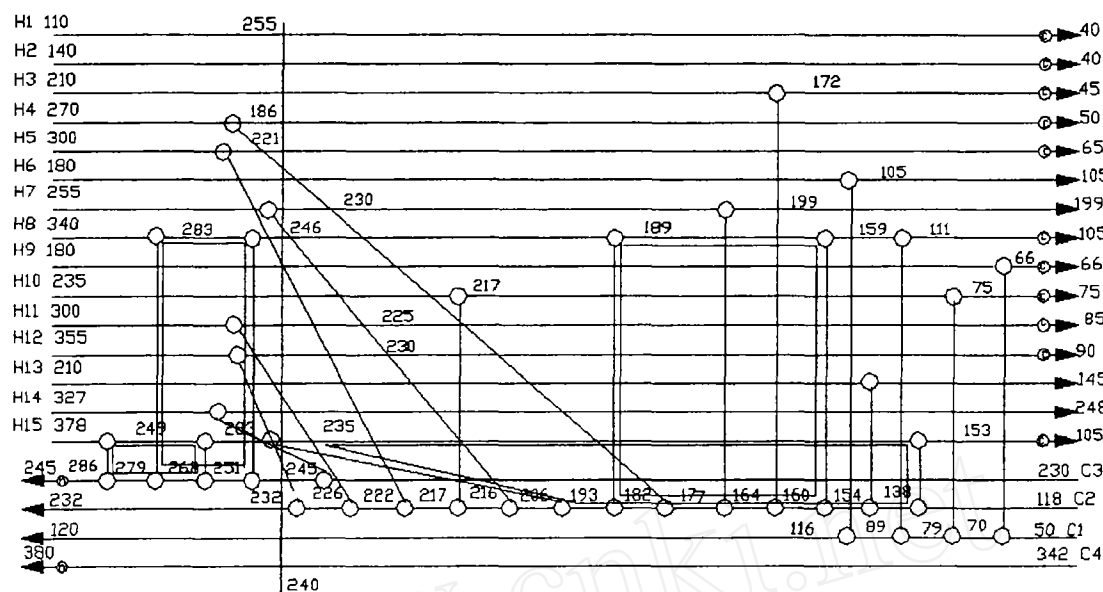
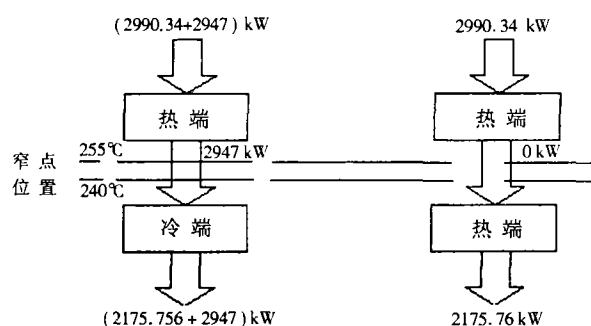


图 3 原始网络剖析图

Fig. 3 Original heat exchanger network



(a) 窄点处热流量为 2947kW (b) 窄点处热流量为 0

图 4 跨窄点换热热量损失

Fig. 4 Heat loss when heat exchanging span pinch point

节约设备投资费: 原装置的 34 台换热器及所有冷却器全部用上, 若每台换热器 6 万元/台, 则节约设备投资 330 万元。

成本: 利用装置停工大修进行实施, 投资约 100 万元。

投资回收期: 不到 9 个月。

## 8 结 论

经窄点技术优化后, 得到如下几点结论: ①原

油换后终温由 252 °C 提高到 302 °C, 每年节约燃料费 140.55 万元; ②换热器总台数为 36 台, 原有的 34 台全部用上, 冷却器和空冷器也全部利旧, 设备利旧率 100%, 节约设备费 330 万元, 投资回收期约 9 个月; ③原装置流程不合理关键所在: 有 2 947 kW 热量为跨窄点换热, 存在 4 个热环; 综上所述, 本次改造是合理的。

致谢: 顾永祖、孙强、张玉洪、徐莹也参与本次工作, 付出很大劳动, 在此表示由衷的感谢。

## 参考文献:

- [1] 张德义. 常减压蒸馏 [M]. 南京: 中国石油化工总公司常减压科技情报站, 1999.
- [2] 倪进芳. 化工过程设计 [M]. 北京: 化学工业出版社, 1999.
- [3] 北京石油设计院. 石油加工工艺计算图表集 [M]. 北京: 烃加工出版社, 1985.
- [4] 陈敏恒. 化工原理 [M]. 北京: 化学工业出版社, 2003.
- [5] 杨基和, 蒋培华. 化工工程设计概论 [M]. 北京: 中国石化出版社, 2004.