

运用夹点技术在原油常减压装置 换热网络中的优化改造

赵福真

(中南民族大学, a. 化学与材料科学学院; b. 催化转化与能源材料化学教育部重点实验室暨催化材料科学湖北省
重点实验室, 武汉 430074)

摘要 运用换热网络夹点技术, 针对某炼油厂常减压装置进行节能潜力分析和优化改造. 结果表明: 在利用相邻一套蒸馏装置的低温热的情况下, 可以提高蒸馏二套换热终温 $7\text{ }^{\circ}\text{C}$, 即从 $278\text{ }^{\circ}\text{C}$ 提升至 $285\text{ }^{\circ}\text{C}$, 同时增加自产蒸汽 $1.7\text{ t}\cdot\text{h}^{-1}$. 经过对换热器进行核算, 和现有换热网络相比, 节省加热炉 1381 kW , 增加自产蒸汽 1184 kW , 使用低温热循环水加热节能 2502 kW , 总节能效益 $296\text{ 万元}\cdot\text{a}^{-1}$.

关键词 原油蒸馏装置; 换热网络; 夹点技术; 优化

中图分类号 TQ015 文献标志码 A 文章编号 1672-4321(2025)02-0162-08

doi: 10.20056/j.cnki.ZNMDZK.20240746

Optimization and Renovation of heat exchanger network for crude oil distillation unit by pinch technology

ZHAO Fuzhen

(South-Central Minzu University, a. College of Chemistry and Materials Science; b. Key Laboratory of Catalysis and
Energy Materials Chemistry of Ministry of Education & Hubei Key Laboratory of Catalysis and Materials Science,
Wuhan 430074, China)

Abstract Energy-saving potential analysis and optimizing reformation were carried out for the crude oil distillation unit in an oil refinery by pinch technology. The result indicated that by utilizing the low-temperature heat of the adjacent distillation unit, the final heat exchange temperature of the second distillation unit could be increased by $7\text{ }^{\circ}\text{C}$, from $278\text{ }^{\circ}\text{C}$ to $285\text{ }^{\circ}\text{C}$, while the amount of self-produced steam was increased by 1.7 tons per hour. Compared with the existing heat exchanger network, it saved 1381 kW for heating the furnace, increased 1184 kW for the self-production of steam, and further saved 2502 kW through the use of low-temperature circulation water. The total energy-savings accounted for 2.96 million yuan a year.

Keywords crude distillation unit; heat exchanger network; pinch technology; optimization

炼油和化工等能量密集型过程工业企业通常由若干工艺装置组成, 装置布局相对紧凑, 并通过中间产品等工艺物流互相连接. 常减压装置是石油炼制的第一个加工过程, 将原料进行分馏成不同馏分段, 后续进行深度加工, 是最大的能耗装置之一, 其能耗高达全厂能耗的约 25% ^[1]. 其能耗主要体现在工艺过程所必须消耗的加热炉消耗的天然气燃料、再沸器等消耗蒸汽, 以及用电用水等, 由于需要将原油加热, 加热炉消耗的燃料消耗占比高达

$60\%\sim 85\%$ ^[2]. 因此, 降低装置的燃料消耗是炼油厂节能降耗的关键所在.

某炼油厂(已建)常减压装置原油换热后终温为 $278\text{ }^{\circ}\text{C}$, 温度较低. 提高换热网络的终温是降低加热炉负荷, 减少燃料消耗的最直接方法^[3]. 夹点技术(Pinch Technology)是英国曼彻斯特大学Bodo Linnhoff和Robin Smith教授等在1970年代末提出的关于换热网络系统优化设计方法^[4], 后来逐步发展成为化工过程系统的方法论.

收稿日期 2023-10-10

作者简介 赵福真(1984-), 女, 副教授, 博士, 研究方向: 化工原理、工业催化, E-mail: 32113505@qq.com.

基金项目 中南民族大学本科教学质量工程资助项目(KCSZX22014)

夹点技术是能量回收分析的重大技术突破,自 80 年代以来,该技术在美国、欧洲、日本等一些工业发达国家得到广泛应用,已经在炼油、化工、乙烯、LNG 和精细化工等行业的连续和间歇工艺过程进行使用^[5].夹点技术能最大限度地减少外部热能消耗,提高工艺的热效率,取得巨大的经济效益^[6-7].比如:孙兰义^[8]等对苯酚-丙酮装置流程中所涉及的精馏塔进行了夹点分析,与初始流程相比,提出的热集成方案可以使冷公用工程节能 26.59%.刘静怡^[9]等采用夹点技术进行海上原油处理系统换热网络优化,优化后换热网络换热器数量维持不变,而公用热源负荷由 4912.6 kW 降至 3654.3 kW. PAN 等利用 Pinch 技术,提出并分析了吸附式制冷系统的温度-热量图,给出了最优化的制冷性能系数^[10].

为了降低能源消耗,本文主要基于夹点技术以某炼油厂为例提出换热网络节能潜力指标,并将其对该常减压装置进行分析与优化,提出相应的改造方案.

1 夹点分析

夹点分析法是指将过程系统中换热器之间换热效果最大化能量回收的综合分析方法.采用夹点分析时,一般采用以下步骤.

1.1 搜集基础数据

基础数据包括冷、热物流及公用工程流股相关

数据.所谓冷物流是需要加热升高温度的物流;而热流股则反之.而公用工程流股是指当冷物流或者热物流间的热交换不经济或不能实现时,用来加热、冷却冷物流的物流,比如加热炉、蒸汽、冷却水或空气冷却器等.需要注意的是,在识别冷、热流股时,若流股的温度变化不是通过换热实现的则不能计入,如气体流股被压缩时温度会升高,但实际过程中并未发生物流间的热量交换,故不是冷流股^[11].

现有装置设计基础是指针对装置改扩建后工况,建立物料和能量平衡模型,明确各个换热器冷热流进出口温度,以及换热负荷.设计基础是进行夹点分析和换热网络设计的重要依据.该套蒸馏装置处理轻质原油(其 API 值为 34),设计处理量为 250 t·h⁻¹ 基于装置流程图,首先整理成为用于换热网络设计基础的简化流程图(图 1),并将重要物流编号,标明温度、流量和换热器负荷等.然后建立物料能量平衡模型,作为夹点分析的设计基础.需要明确的参数包括:起始温度、终止温度、吸热量或放热量以及热容流率等.该模型主要为保证换热器冷热侧负荷一致,作为换热网络设计基础.

1.2 确定夹点目标分析

夹点目标分析是在某一最小换热温差下,计算理论上装置物流间的最大热回收负荷,以及相应的

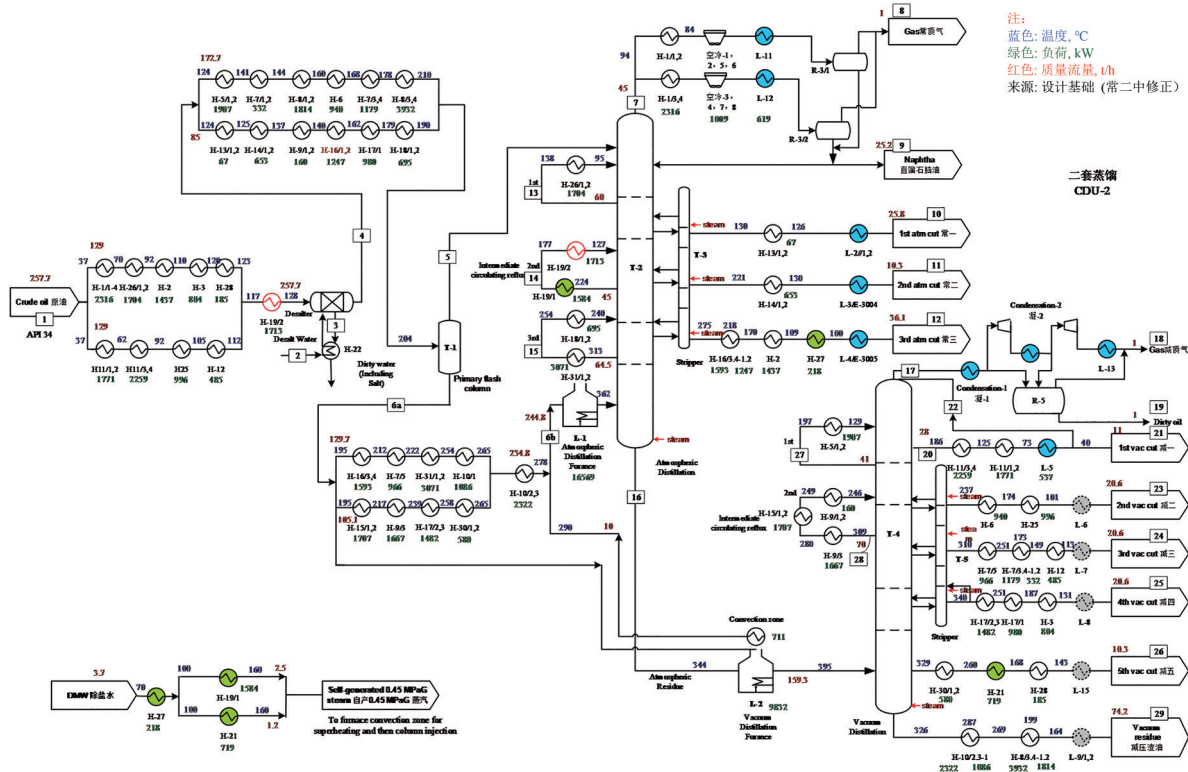


图 1 二套蒸馏装置简化流程图

Fig. 1 Simplified process for the second distillation unit

最小冷热公用工程消耗.

首先基于设计基础,进行数据提取工作,将流程变为冷流、热流的形式,数据包括起止温度和热

负荷,对于有相变或比热变化的物流,可采用分段表示,见表 1.并整理该设计基础下的公用工程使用情况.

表 1 二套蒸馏装置冷热物流数据提取

Tab. 1 Cold and hot streams data of the second distillation units

物流	名称	类型	入口温度/°C	出口温度/°C	负荷/kW	流量/(t·h ⁻¹)	Cp/(kWh·t ⁻¹ ·°C ⁻¹)
C1	原料从进料到电脱盐	冷	37	128	13670	257.7	0.583
C2	原料从电脱盐到T-1塔	冷	124	203.4	13906	257.7	0.680
C3	原料从T-1塔底部到T-2塔	冷	195	278.5	15185	244.8	0.743
			278.5	362.0	16569	244.8	0.810
C4	原料从T-2塔底部到T-4塔	冷	344	395	9832	159.3	1.210
H1	T2塔顶部冷凝器	热	94	84	2316	45	5.147
			84	50	1009	45	0.659
			50	28	619	45	0.625
H2	T-2塔顶部循环(第1个)	热	138	95	1704	60	0.660
H3	T-2塔中段循环(第2个)	热	224	177	1584	45	0.756
			177	127	1713	45	0.755
H4	T-2塔底部循环(第3个)	热	313	240	3766	64.5	0.800
H5	常压塔常一线	热	130	126	67	25.8	0.649
H6	常压塔常二线	热	221	130	653	10.3	0.697
H7	常压塔常三线	热	275	109	4277	36.1	0.714
			109	100	218	36.1	0.671
H8	T-4塔顶部循环(第1个)	热	197	129	1907	41	0.684
H9	T-4塔中段循环(第2个)	热	309	246	3534	70	0.801
H10	减压塔减一线	热	186	73	4030	28	1.274
			73	40	537	28	0.581
H11	减压塔减二线	热	237	101	1936	20.6	0.691
H12	减压塔减三线	热	310	113	2962	20.6	0.730
H13	减压塔减四线	热	340	131	3266	20.6	0.759
H14	减压塔减五线	热	329	143	1484	10.3	0.775
H15	减压塔减压渣油	热	326	164	9154	74.2	0.762

最小换热温差是指整个网络中最小的传热温差(ΔT_{\min}).为保证实现温度梯度和能量目标,要求夹点处传热温差等于 ΔT_{\min} ,而远离夹点处的传热温差大于等于 ΔT_{\min} . $\Delta T_{\min}=0$ 为能量回收的最大极限值,此时冷、热公用工程负荷最小^[12].

关于 ΔT_{\min} 的选择,理论界有几种不同的方式选择,但都需要比较准确的改造投资预估模型.鉴于现有装置改造中,影响投资的因素很多,除换热器面积外,还有管线、支架、泵、设备利旧等,许多因素到工程设计阶段才能明确.所以对于夹点目标中的 ΔT_{\min} 的选取,可以按照如下步骤进行.实践表明,该步骤所得的结果可以有效保证目标分析的可靠性:

(1)利用范围目标(Range targeting),获得最小换热温差 vs. 最小热公用工程用量曲线.

(2)找到和基础工况热公用工程用量一样的最小换热温差,作为当前换热网络表现的指标值.

(3)分析曲线特点,分为线性关系、节点关系和阈值问题.

(4)对于线性关系,指曲线在温差范围内,基本为一直线.这时可以选取一典型最小换热温差,然后在换热网络设计中再对各个换热器的面积进行优化.如在化学化工领域可以选择10~20 °C,石油炼制领域通常是20~40 °C.另外也可以根据现有工艺间换热器中的最小温差来决定.

(5)对于节点关系,指曲线是折线,在某一温度处有拐点.在理论上,这种情况表明在拐点前后最优换热网络结构不同.这时,可以根据拐点处的温差值,结合典型工艺最小换热温差,在某一边选择使用的最小温差.

(6)对于阈值问题,指在一定温差范围内,没有热公用工程需求.这时可以选择开始有热公用工程的最小温差,也可以选取典型工艺最小换热温差.

对于现有蒸馏装置,输入冷、热流数据后,设定最小温差范围,例如:0~100 °C,可以得到最小换热

温差与最小冷、热公用工程($Q_{c, \min}, Q_{h, \min}$)用量曲线关系,见图 2 所示.

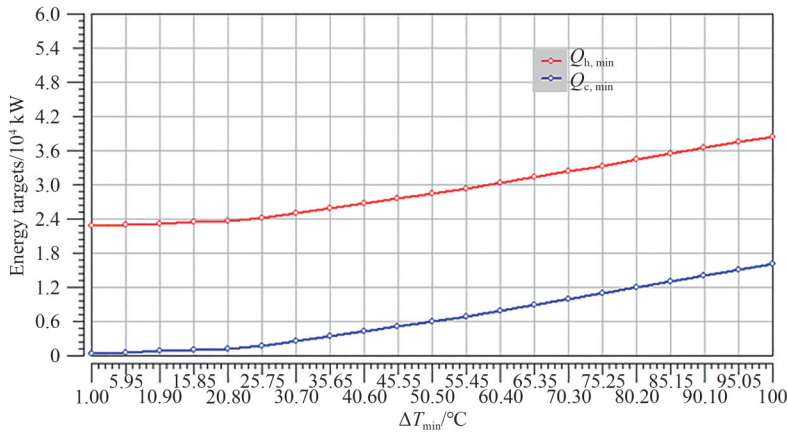


图 2 二套蒸馏装置范围目标

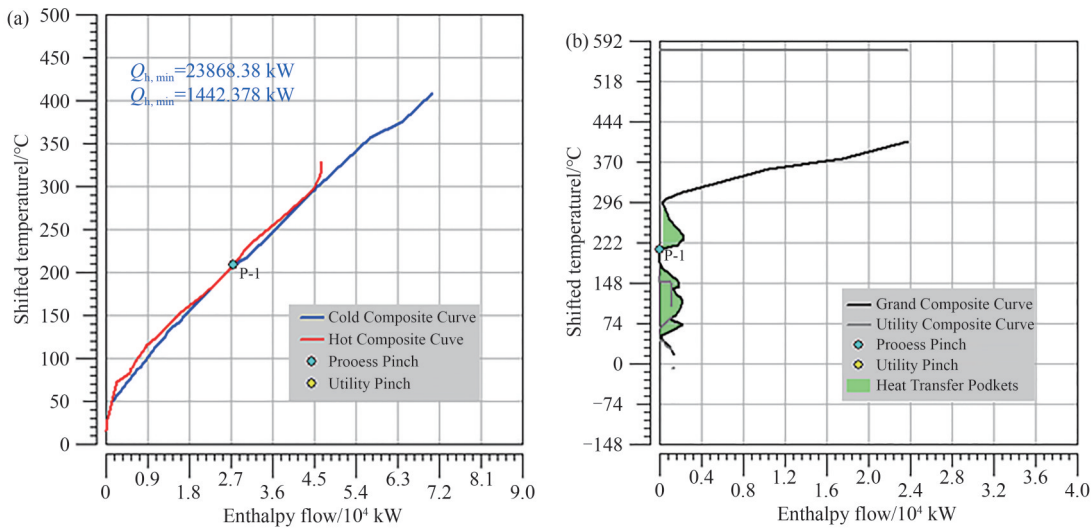
Fig. 2 Scope target of the second distillation units

由图 2 可知:在目前基础工况下,热公用工程消耗量为 27112 kW,即在最小换热温差 44 °C 时的目标值.该曲线为节点关系,在大概 20 °C 前后,最优换热网络结构会有不同.可以选取一典型最小换热温差如 25 °C 进行目标分析.此处典型最小换热温差的选取也符合实际生产经验,一般在化学化工领域选择 10~20 °C,石油炼制领域选择 20~40 °C^[1].对于本文的炼油厂换热优化,可以选择 25 °C,进行目标分析.需要注意的是,该最小温差为 25 °C 或 30 °C,都在节点同侧,不会影响换热网络最优配置结构.而对于各个换热器的最优温差,可以在换热器的设计方案中,根据具体问题进行优化.

得到系统的组合曲线,即平移组合曲线 [Shifted Composite Curve, 图 3 (a)] 和总组合曲线 [Grand Composite Curve, GCC, 图 3 (b)].GCC 图是指温度-焓(T-H)曲线图,其中包括冷、热组合曲线.在 GCC 图中,热容速率恒定的冷、热流股用由起始温度指向终止温度的直线表示,先将热流股的起始、终止温度按高低次序排出,计算出各温度区间内热流股的总放热量,冷流股也同样处理,再将计算数据画在 T-H 曲线图上,由 GCC 图可得公用工程最小负荷及冷、热流股夹点温度值^[13].

如图 3 所示,在 $\Delta T_{\min}=25$ °C 的夹点目标分析中,

因此,在最小换热温差为 25 °C 的情况下,工艺夹点温度为 207.5 °C.经过公用工程优化配置后,基础工况和目标工况比较如表 2.



(a) 平移组合曲线; (b) 总组合曲线

图 3 二套蒸馏装置组合曲线

Fig. 3 Composite curves of the second distillation units

表 2 基础工况和目标工况对比

Tab. 2 Comparison between basic and target operating conditions

公用工程	价格/(元·kW ⁻¹ ·h ⁻¹)	基础工况/kW	目标工况/kW	基础工况操作成本/(万元·a ⁻¹)	目标工况操作成本/(万元·a ⁻¹)
加热炉	0.192086	27112	23868	4375	3851
热媒水使用 ^①	0.02	0	1103	0	19
0.3 Mpa 蒸汽自产	-0.11591	2521	1213	-245	-118
空冷	0.006451	1009	437	5	2
水冷	0.032759	1156	897	32	25
总计				4166	3786

① 低温热系统为厂区提供热媒水,用于工艺加热(全年运行,用于气分、聚丙烯等装置)和冬季保温加热(冬季运行,用于室内供热、管线伴热、罐区保温等)。目前厂内有五个加热站,利用装置低温热和蒸汽加热,产生热媒水,供给用户。

由表 2 可知:在最小换热温差 25 °C 的情况下,目标工况中,公用工程成本从 4166 万元·a⁻¹ 降低到 3786 万元·a⁻¹,节能目标为 380 万元·a⁻¹,约占现在成本 9.1%。

1.3 换热网络分析

当前换热网络在相同热公用工程消耗情况下对应的最小温差为 44 °C。如果设定最小温差为 25 °C,则目标工况可以节能 380 万元·a⁻¹,约占现在成本的 9.1%。从目标结果看,该装置有一定的节能

潜力,并且可以使用热媒水加热,但需要结合工艺设计切实可行的方案。

为进一步分析换热网络各个换热器情况,首先总结换热器信息,包括换热器编号、冷热物流、冷热物流进出口温度、热负荷、换热面积、换热器型号等。然后计算换热温差和总体传热系数 U。在最小换热温差为 25 °C 时,夹点温度为 207.5 °C。新设计可以从确认跨夹点换热器着手。跨夹点换热器见表 3。

表 3 跨夹点换热器

Tab. 3 Heat exchangers cross pinch point

换热器	热物流	冷物流	热侧入口温度/°C	热侧出口温度/°C	冷侧入口温度/°C	冷侧出口温度/°C	负荷/kW	跨夹点负荷/kW
H-6	V_cut_2	原油脱盐	237	174	160	168	940	254
H-7/3.4	V_cut_3	原油脱盐	251	173	168	178	1179	469
H-8/3.4	VRO	原油脱盐	269	199	178	210	3932	909
H-14/1.2	ADU cut 2	原油脱盐	221	130	125	137	653	7
H-9/1.2	V_PA_2	原油脱盐	249	246	137	140	160	160
H-17/1	V_cut_4	原油脱盐	251	187	162	179	980	475
H-18/1.2	A_PA_3	原油脱盐	254	240	179	190	695	695

由表 3 可见:对于二段换热器(脱盐后原油换热),跨夹点情况较多。总跨夹点负荷就是基础工况热负荷和目标工况热负荷之差。

在设计换热网络时,可以使用网格图作为配置工具,建立空白和基础工况网格图进行设计,见图 4。在网格图中,冷、热流股都使用水平线表示,将起始温度和终止温度标注在线的两端,中间的竖直线标注夹点温度。在生成换热网络时,分别对夹点上、下两部分进行物流匹配,一般需要注意以下几点:

(1)先在夹点处进行匹配,然后逐步离开夹点。为保证网络中的传热温差,在夹点处应遵循:在夹点上方,热物流的热容流率即 $(ms \cdot Cp)_{热}$ 应小于等于冷物流的热容流率即 $(ms \cdot Cp)_{冷}$;而在夹点下方,需要满足 $(ms \cdot Cp)_{热} \geq (ms \cdot Cp)_{冷}$ 。在远离夹点的地方,只需要符合最小传热温差不小于 ΔT_{min} 即可。

(2)为减少换热设备数量,尽量使换热器热负荷最大。

(3)夹点上方只能设置公用工程加热器,夹点下方只能设置公用工程冷却器。

(4)必要时采用物流分流技术。因为夹点上方只能设置加热器,所以夹点上方的冷流股数必须大于等于热流股数。反之,夹点下方则必须满足热流股数大于等于冷流股数。当不满足时,可以将物流进行分流^[11,14]。

总之,现有网络从目标分析上看有一定节能潜力。原油进料温度较低,而各个侧线产品热出料较多,因此在低温位上可以引入更多热量加热进料。另外从组合曲线情况看,冷热物流彼此接近,这表示换热网络要严格按照传热驱动力设计,才能达到目标值。

1.4 换热网络设计

满足能耗目标的初始网络只是反映了运行费用在给定的最小换热温差时达到最小,但投资费用并不一定最小,因此并不是最优的。在进行网络优化时,

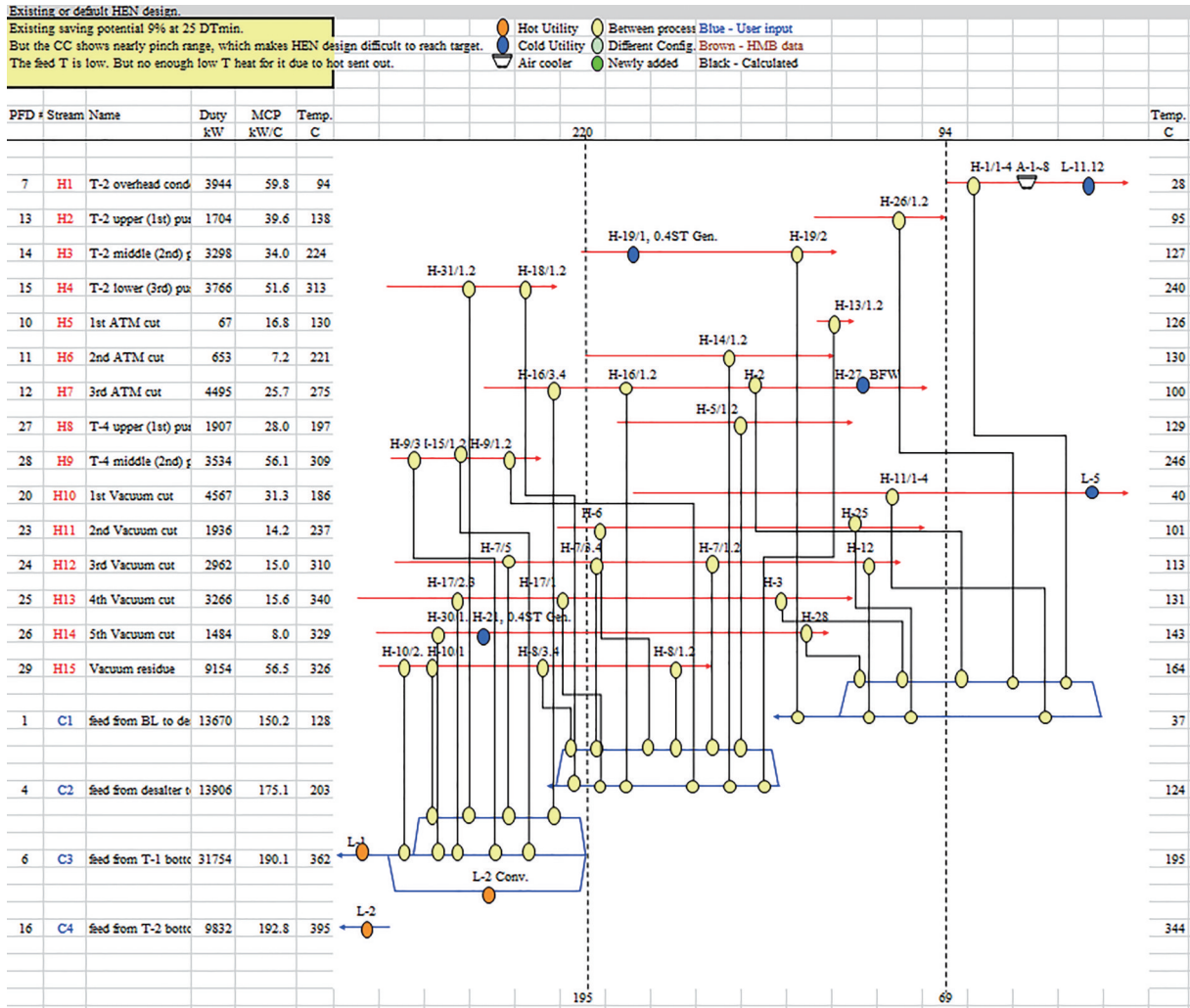


图 4 二套蒸馏装置当前换热网络网格图

Fig. 4 Grid diagram of the current heat exchanger network of the second distillation units

需要在能耗和投资之间进行权衡,满足以下规则:

(1)沿路径(Path)和环路(Loop)进行能量松弛,以减少网络的变动,方法为:做能量目标分析,删除超过冷、热公用工程最小负荷的加热器和冷却器,以及超过最小换热设备数的小负荷换热器.这里的Path是指通过物流和换热器在热公用工程之间或冷公用工程之间以及冷、热公用工程之间形成的一个连续通道. Loop是指换热网络中不同换热设备间形成的一个闭合通道的系统.

(2)当冷、热公用工程的位置变化时,总是把冷却器移向低温部分,把加热器移向高温部分.当把两股物流上的两个加热(冷却)器合并成一股物流上成为一个较大的加热(冷却)器时,应使合并后的加热(冷却)器具有较高(较低)的物流平均温度^[15].

在设计时,除了遵循最大热回收换热网络(MER HEN)设计原则外,还需要遵循其他设计操作限制.在本装置中,其他原则或限制包括:物流分支要考虑流量可控性,换热网络平台空间是否足够.

基本上换热网络设计的评价是一个权衡的过程,需要在节能和各种设计操作困难中进行判断选择.

通过利用相邻蒸馏一套低温热,提高蒸馏二套换热终温 7 °C,从 278 °C到 285 °C.同时增加自产蒸汽 1.7 t·h⁻¹.

(1)对原油和装置外低温热换热,在几种可能中建议使用热媒水.并把该热媒水使用结合到千万吨改扩建加热站设计中.

(2)建议常压塔顶和低温热并联加热原油,从而保证塔顶温度夏天较低.

(3)建议减四线送出温度从设计基础 131 °C降至 120 °C.

(4)建议减五线送出温度从设计基础 143 °C降至 130 °C.

(5)建议去除减压炉对流段加热的小股拔头油(冷进料).

综合考虑分流所带来的操作和安全问题,修改方案具体如下:

(1)在一段换热中(除盐器前),分支 A 中 H-28 移到二段换热(除盐器后).分支 B 中先添加换热器使用热媒水加热,然后 H-11/3 移到 H-12 后加热, H-11/4 移到二段换热.

(2)在二段换热中,分支 A 不动.分支 B 在 H-14/1.2 后加入 H-28 和 H-11/4 的换热, H-9/1.2 和 H-18/1.2 移到三段换热(闪蒸罐后).

(3)在三段换热中,分支 A 在 H-7/5 和 H-31/1.2 之间加入 H-18/1.2.分支 B 中, H-17/2 放在最前,然后是加入的 H-9/1.2.

(4)炉前原油分支进入 L-2 加热炉对流段,假设换热负荷不变.

以上修改完成后均采用工艺模拟软件对塔的操作进行验算,结果满足工艺要求.经过换热器计算,优化前后对比表如表 5 所示.由表 5 可见:和现有换热网络相比,节省加热炉负荷 1381 kW,增加自产蒸汽 1184 kW,使用热媒水加热 2502 kW,节能效益 296 万元·a⁻¹.在投资估计中,对于已建装置,首选利用旧设备增加换热面积.在考虑换热器材料基础上,投资为 730 万元,投资回报期为 2.5 年.

换热网络优化设计网格如图 5,改造流程如图 6,

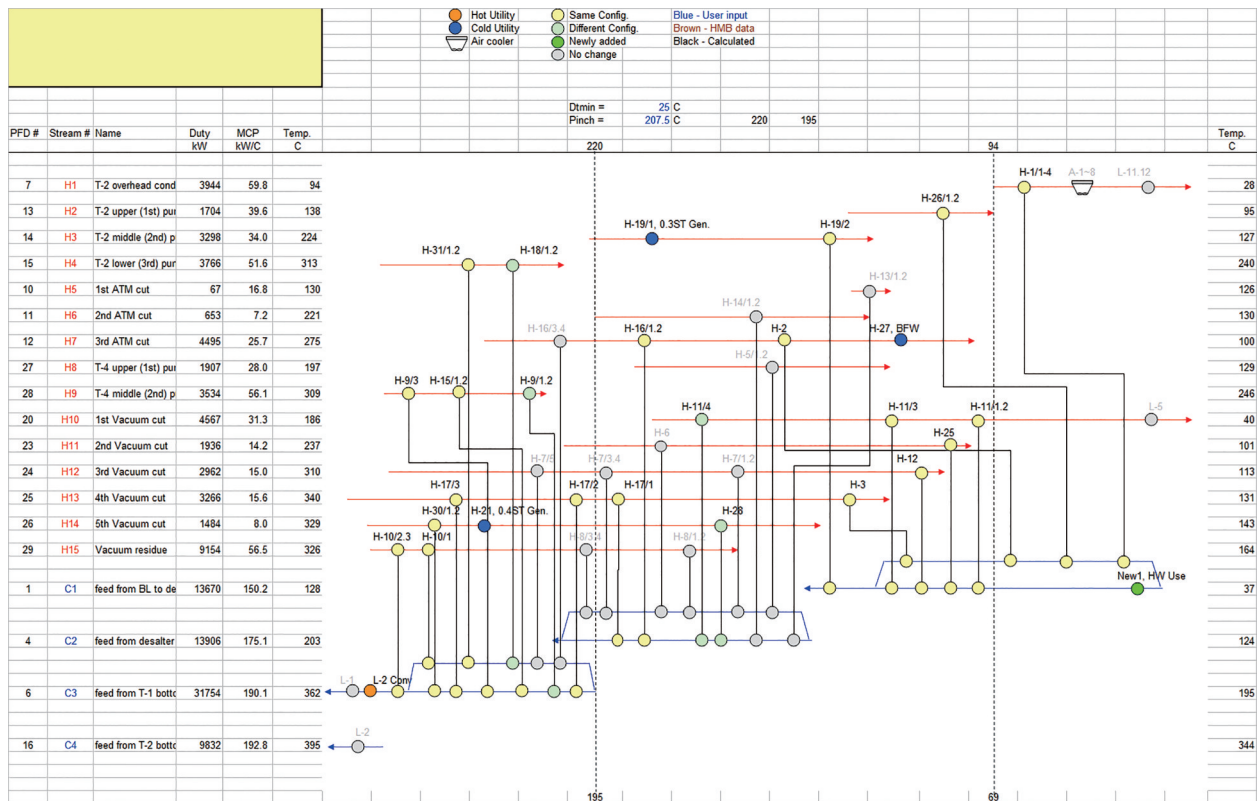


图 5 二套蒸馏装置设计网格图

Fig. 5 Grid diagram for the design of the second distillation units

表 4 基础工况和优化设计对比

Tab. 4 Comparison of basic operating conditions and the optimized design

公用工程	价格 / (元·kW ⁻¹ ·h ⁻¹)	基础 工况/kW	设计节能 部分/kW	设计节能效益 / (万元·a ⁻¹)
加热炉	0.192086	27112	1381	223
热媒水使用 0.3 MPa	0.02	0	-2502	-42
蒸汽自产	-0.11591	2521	-1184	115
空冷	0.006451	1009	0	0
水冷	0.032759	1156	0	0
总计				296

在图 6 中,灰色线条表示原有的流程,黑色线条表示优化改造后的流程.

2 结论

经过夹点优化后,得到以下结论:

(1)通过利用相邻蒸馏一套低温热,提高蒸馏二套换热终温 7 °C,从 278 °C 到 285 °C,增加自产蒸汽 1.7 t·h⁻¹.

(2)经过换热器计算,和现有换热网络相比,节省炉子负荷 1381 kW,自产蒸汽增加 1184 kW,使用热媒水加热 2502 kW,节能效益每年 296 万元.

