

# 酮苯脱蜡溶剂回收系统 换热网络的夹点分析

马国军<sup>1</sup>, 李爱红<sup>1</sup>, 刘金豪<sup>1</sup>, 刘智勇<sup>2\*</sup>

(1. 河北工业大学化工学院, 天津 300130; 2. 河北工业大学海洋科学与工程学院, 天津 300130)

**摘要:**对某炼厂酮苯脱蜡溶剂回收系统进行流程模拟,由模拟结果提取冷、热物流参数,然后运用夹点技术对换热网络进行分析。在夹点分析结果的基础上,结合现有换热网络特点提出了改造方案。模拟结果表明,改造后的换热网络冷、热公用工程负荷分别下降了29.5%和31.7%,每年可节省操作费用371.3万元,新增设备费用182万元,可在半年内收回。

**关键词:**酮苯脱蜡;溶剂回收;换热网络;夹点分析;节能

中图分类号:TQ021.8

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2016)04-0163-04

DOI:10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2016.04.040

## Pinch analysis for heat exchanger network of solvent recovery system for a butanone-toluene dewaxing process

MA Guo-jun<sup>1</sup>, LI Ai-hong<sup>1</sup>, LIU Jin-hao<sup>1</sup>, LIU Zhi-yong<sup>2\*</sup>

(1. School of Chemical Engineering, Hebei University of Technology, Tianjin 300130, China;

2. School of Marine Science and Engineering, Hebei University of Technology, Tianjin 300130, China)

**Abstract:** The simulation of solvent recovery system for a butanone-toluene dewaxing process is performed. The parameters of cold and hot streams are first extracted and then the heat exchanger network (HEN) of the system is analyzed with pinch approach. Based on the pinch analysis and the features of the original HEN, a retrofit scheme is proposed. The results show that the heat duties of the cold utility and heating utility in the retrofitted HEN are reduced by 29.5% and 31.7%, respectively. The butanone-toluene dewaxing device can save annual running cost of 3.713 million RMB. 1.82 Million RMB of the invested equipment cost can be recovered in less than half year.

**Key words:** butanone-toluene dewaxing; solvent recovery; heat exchanger network; pinch analysis; energy conservation

酮苯脱蜡工艺是生产润滑油基础油的重要过程之一。酮苯脱蜡装置主要由结晶系统、过滤系统、溶剂回收系统、真空系统及冷冻系统组成。上述过程中以溶剂回收系统的能耗最高,占装置总能耗的50%~60%<sup>[1-2]</sup>。因此,对酮苯脱蜡溶剂回收系统进行节能降耗研究,对降低生产成本、提高企业经济效益有十分重要的意义。

近年来,对降低酮苯脱蜡装置能耗的研究有很多。鹿海峰<sup>[3]</sup>通过对某溶剂回收系统用能现状的分析,提出将重油滤液、轻油滤液由四塔两效蒸发改为五塔三效蒸发,并调整换热流程和各塔的压力,提高了系统的热能回收率。李长春<sup>[4]</sup>对酮苯脱蜡装置采用水蒸汽汽提及氮气汽提2种方案进行了比

较,结果表明,采用氮气汽提可降低装置能耗及溶剂的消耗,同时可减少污水的排放量。李微维等<sup>[5]</sup>提出酮苯脱蜡装置与常减压装置热联合方案,利用常减压装置的低温余热来减少酮苯脱蜡装置的能耗。沈人杰等<sup>[6]</sup>对酮苯脱蜡装置的整体换热网络进行了分析和优化,并对优化后装置的节水和CO<sub>2</sub>减排效果进行了评估。

夹点技术是Linnhoff等<sup>[7]</sup>提出的一种以热力学为基础,从宏观角度来分析整个换热网络系统能量集成的方法。该方法简单、实用、可靠,已被广泛应用于新系统的设计和旧系统的节能改造过程中<sup>[8]</sup>。本文中结合流程模拟技术,运用夹点技术对某炼厂酮苯脱蜡溶剂回收系统换热网络进行分析,找出系

收稿日期:2015-09-24;修回日期:2016-01-30

基金项目:国家自然科学基金项目(21176057);973项目(2012CB720305)

作者简介:马国军(1989-),男,硕士生;刘智勇(1956-),男,博士,教授,博士生导师,研究方向为化工系统工程,通讯联系人,022-60202047, liuzhiyong@hebut.edu.cn.

统存在的不合理之处,并提出优化改造方案。

### 1 酮苯脱蜡溶剂回收系统流程模拟

酮苯脱蜡溶剂回收系统采用多效蒸发工艺,多效蒸发是一种有效的节能途径,利用后塔温度较高的塔顶溶剂蒸气加热前塔温度较低的进料,使不同温位的能量得以充分利用,从而有效降低了加热炉的负荷。图 1 为某炼厂 23 万 t/a 去蜡油生产装置溶剂回收系统工艺流程图,前 3 个蒸发塔的压力分布采用低-中-高的排列方式,另设有 1 个低压闪蒸塔和 1 个汽提塔。根据文献[9]中提出的采用单一重组分代替复杂馏分模拟酮苯脱蜡溶剂回收过程的方法,采用 NRTL 方法<sup>[10]</sup>,运用 Aspen Plus 流程模拟软件对该去蜡油溶剂回收系统进行模拟计算,得到的结果见表 1。

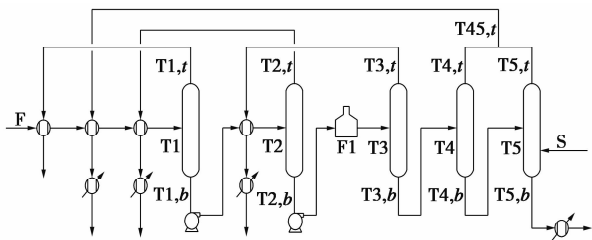


图 1 去蜡油溶剂回收系统工艺流程图

表 1 模拟值与标定值的比较

塔	物流编号	模拟值/ (t·h <sup>-1</sup> )	标定值/ (t·h <sup>-1</sup> )	相对误差/ %
T1	F	93.8	93.8	0
	T1,t	7.30	7.50	-2.7
	T1,b	86.5	86.3	-0.3
T2	T2,t	18.5	18.1	2.2
	T2,b	68.0	68.2	-0.3
T3	T3,t	40.3	39.7	1.5
	T3,b	27.7	28.5	-2.8
T4	T4,t	1.04	1.02	2.0
	T4,b	26.7	27.4	-2.6
T5	T5,t	1.60	1.50	6.7
	T5,b	25.9	26.7	-3.0

由表 1 结果可以看出,模拟值与工厂标定值相差不大,只有汽提塔塔顶物流 T5,t 的相对误差较大,为 6.7%,其余物流相对误差均在 3% 左右。虽然物流 T5,t 模拟值的相对误差较大,但是该物流的流量很小,对后续的换热网络分析优化影响不大,可以认为上述模拟结果与实际工况吻合较好。

### 2 现有换热网络数据提取

根据上述模拟计算的结果,提取现有换热网络冷、热物流的流量、热容等参数。由于同一物流在不同相态、温度下的热容有所差异,为了使得到的冷、热复合温焓图尽可能地贴近真实工况,本文中同一物流的不同相按不同物流处理<sup>[11]</sup>。现有换热网络共提取出 3 股冷流和 5 股热流,其中不包括冷、热公用工程,具体物流参数明细见表 2。

表 2 去蜡油溶剂回收系统冷、热物流参数

状态	物流编号	物流名称	温度区间/℃	热负荷/kW
冷流	F	进料	25 ~ 89	3844.2
	T1,b	T1 塔底出料	89 ~ 107	1045.8
			107 ~ 111	2271.2
	T2,b	T2 塔底出料	111 ~ 121	492.1
			121 ~ 188	6915.2
热流	T1,t	T1 塔顶出料	89 ~ 82	983.9
			82 ~ 38	278.2
	T2,t	T2 塔顶出料	111 ~ 101	2223.7
			101 ~ 40	749.8
	T3,t	T3 塔顶出料	188 ~ 121	3317.0
			121 ~ 188	2336.5
			118 ~ 40	2072.1
	T45,t	T4、T5 塔顶混合出料	177 ~ 86	360.6
		86 ~ 72	460.9	
		72 ~ 40	77.7	
	T5,b	T5 塔底出料	171 ~ 40	2273.0

使用夹点技术分析换热网络时,选择合理的网络最小换热温差  $\Delta T_{min}$  是优化换热网络的关键因素之一<sup>[12-13]</sup>。 $\Delta T_{min}$  越小,系统回收利用的热量就越多,所需的冷、热公用工程的量就越少,即能量消耗费用减少;但完成换热所需的换热面积增大,设备的投资费用增多。因此,优化换热网络时不能只考虑系统的能量回收量,同时也要兼顾设备的投资成本。综合考虑本系统热量回收量、工况稳定性及换热面积等因素,本研究在分析与优化中取  $\Delta T_{min}$  为 13℃<sup>[14]</sup>。根据上述冷、热物流的物性参数,利用 Aspen 能量分析软件进行分析计算,得到系统冷、热物流复合曲线图和总复合曲线图,如图 2、图 3 所示。

由图 2、图 3 可以看出,取  $\Delta T_{min}$  为 13℃ 时,系统夹点温度为 114.5℃,即热物流的夹点温度为

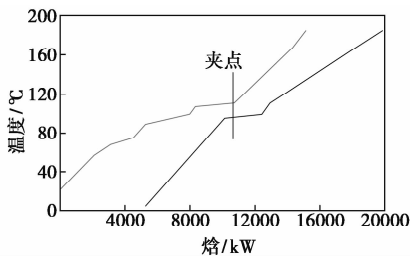


图2 系统冷、热物流复合曲线

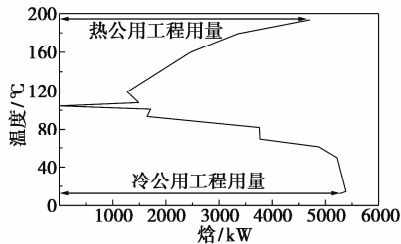


图3 系统物流总复合曲线

121℃,冷物流的夹点温度为108℃。系统所需最小热公用工程量为4 705 kW,最小冷公用工程量为5 269 kW。由图1系统工艺流程图可知,系统所需热公用工程全部由加热炉F1提供,热负荷为7 407 kW;冷公用工程全部由冷却水提供,热负荷为7 971 kW。计算得热公用工程最大可节省负荷为2 702 kW,节能潜力为36%;冷公用工程最大可节省负荷为2 702 kW,节能潜力为34%。因此,根据夹点技术对现有换热网络进行分析,可得到系统的用能极限,找到违反夹点设计准则的物流匹配和装置并予以优化改造,可大大减少公用工程的能耗。

### 3 现有换热网络分析与优化

图4为现有去蜡油溶剂回收系统的换热网络匹配图,由图4可知,根据夹点方法设计准则,现有换热网络有以下几点不合理之处:物流T3,t(188~121℃)经换热器E4与物流T1,b(89~111℃)换热属于跨越夹点的换热,跨越夹点换热的物流为冷流T1,b,温度段为89~108℃,跨越夹点的热负荷为1 614 kW,占热公用工程负荷的22%;冷却器L4将物流T5,b由171℃直接冷却至40℃,其中温度段171~121℃的冷却属于夹点之上的冷却,造成了有效能的损失,致使热公用工程负荷增加865 kW,占热公用工程负荷的12%;物流T45,t(177~86℃)经换热器E2与物流F(46~52℃)换热也属于跨越夹点的换热,跨越夹点换热的物流为热流T45,t,温度段为177~121℃,跨越夹点热负荷为222 kW,仅占热公用工程负荷的3%,为了减少现有换热网络管

线的改动,此处跨越夹点的换热在优化改造时不予考虑。冷却器L3虽属于夹点之下的冷却器,不违背夹点方法设计准则,但是有相当一部分热量没有得到合理利用,也应予以优化。

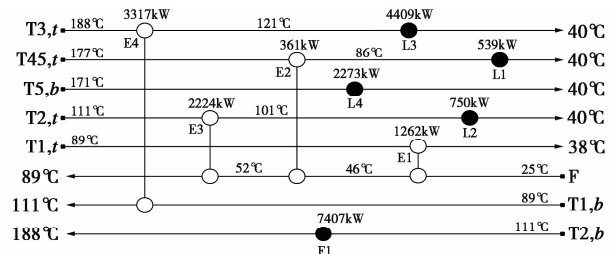


图4 系统换热网络匹配图(调整前)

为了降低公用工程负荷,实现能量的有效利用,综合考虑现有换热网络的结构特点,并在尽量保持现有换热网络结构的基础上,提出以下具体改造方案。

物流T3,t分支为流量比为0.73:0.27的2股物流,分别命名为T3,t1和T3,t2,并新增换热器E5,使得物流T3,t1与物流T2,b之间换热,热流T3,t1的温度由188℃降至124℃,冷流T2,b的温度由111℃升至139℃,热负荷为2 316 kW;热流T3,t2由188℃降至124℃,冷流T1,b由109.5℃升至111℃,热负荷为852 kW。换热器E5的引入,提高了加热炉的进料温度,有效降低了加热炉的负荷。

新增换热器E6,使得物流T1,b与物流T3,t之间换热,冷流T1,b由89℃升至108.1℃,热流T3,t由124℃降至119.1℃,热负荷为1 647 kW。

新增换热器E7,使得物流T1,b与物流T5,b之间换热,冷流T1,b由108.1℃升至109.5℃,热流T5,b由171℃降至121℃,热负荷为850 kW,热流T5,b后续再由水冷器冷却至进罐温度40℃。

根据改造后热负荷的变化,调整现有换热器和冷却器的换热面积,以满足新的换热需求。

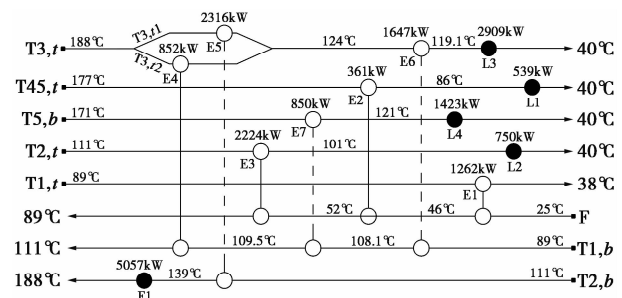


图5 系统换热网络匹配图(调整后)

图5为调整后的换热网络匹配图,如图5所示,调整后的换热网络对物流T3,t进行了分流处理,在

保持现有换热网络换热器和冷却器位置均不变的情况下,通过新增3台换热器,使冷、热公用工程负荷分别降至5 621 kW和5 057 kW,减少负荷量均为2 350 kW,相对于现有冷、热公用工程负荷,节省比例分别为29.5%和31.7%。

该调整方案充分考虑了现有设备的限制,对现有网络结构的改动较小,经模拟计算各项物流均满足工艺要求。

#### 4 调整后经济性分析

换热网络调整后共新增换热面积1 293 m<sup>2</sup>,新增换热面积费用计算式为: $C = a + bA^c$ ,式中 $a$ 、 $b$ 、 $c$ 分别为投资费用相关参数,由文献[15]知 $a = 200\ 200$ , $b = 4\ 875$ , $c = 0.81$ 。计算得新增投资费用为182万元。调整后热公用工程(即加热炉的热负荷)减少2 350 kW,按系统年运行时间8 000 h、加热炉效率0.9计算,每年可节省2 566 t标煤(1 kg标煤含有约29 306 kJ的热量),按标煤500元/t计算,则每年可节省标煤费用为128.3万元。调整后冷公用工程减少2 350 kW,冷公用工程全部采用水冷器冷却,冷却水初温为20℃,终温为30℃,每年可节省冷却水1.62 × 10<sup>6</sup> t,冷却水费用按1.5元/t计算,则每年可节省冷却水费用为243万元,总计节省操作费用为371.3万元/a。设备简单投资回收年限为0.49 a,回收期较短。

#### 5 结论

基于夹点技术的能量集成是提高过程工业系统能量利用率的重要策略之一。本文中在对某炼厂去蜡油溶剂回收系统流程模拟的基础上,利用夹点技术对现有换热网络进行了分析,找到了现有换热网络用能不合理之处,并在此基础上提出了改造方案。方案通过新增3台换热器并对1股物流进行分流处

理,使热公用工程负荷由7 407 kW降至5 057 kW,冷公用工程负荷由7 971 kW降至5 621 kW,由此每年共节省操作费用371.3万元,新增投资改造费用182万元,投资在半年内即可收回。

#### 参考文献

- [1] 郑立辉,盛奎龙,潘金亮.石油蜡的生产及深加工[M].北京:化学工业出版社,2008:99-100.
- [2] 何小荣,孙伯铭,陈丙珍,等.酮苯脱蜡溶剂回收系统的节能与优化[J].化工学报,1997,48(4):389-394.
- [3] 鹿海峰.酮苯脱蜡装置溶剂回收系统多效蒸发节能改造总结[J].燕山石化,1989,(3):182-190.
- [4] 李长春.溶剂脱蜡装置使用氮气汽提可降低能耗和减少废水排放[J].润滑油,1998,13(5):12-15.
- [5] 李微维,张丹丹,刘智勇,等.利用常减压装置的余热减少酮苯脱蜡装置能耗[J].化学工程,2011,39(6):4-7.
- [6] 沈人杰,陈慧,刘晓飞.酮苯脱蜡装置节能减排一体化[J].化工进展,2013,32(3):702-706.
- [7] Linnhoff B, Hindmarsh E. The pinch design method for heat exchanger network[J]. Chem Eng Sci, 1983, 38(5):745-763.
- [8] 冯霄.化工节能原理与技术[M].北京:化学工业出版社,2009:146-147.
- [9] 张丹丹,徐舜华,刘智勇.采用单一重组分代替复杂馏分模拟酮苯脱蜡溶剂回收过程[J].化工学报,2011,62(2):477-481.
- [10] 宗军,高健保,陈明珠.酮苯脱蜡溶剂回收系统数学模型的建立[J].润滑油,2002,(10):59-64.
- [11] Hasan M M F, Jayaraman G, Karimi I A. Synthesis of heat exchanger networks with nonisothermal phase changes[J]. AIChE J, 2009, 56(4):930-945.
- [12] 黄茂生,卞凤鸣,张早校,等.酮苯脱蜡脱油系统节能优化[J].润滑油,2009,24(2):15-22.
- [13] 杨宏军,李静.基于最优夹点温差的换热网络优化设计[J].实用节能技术,2010,(1):56-59.
- [14] Linnhoff B. Introduction to pinch technology[M]. England: Targeting House of Linnhoff March, 1998:20-21.
- [15] 孙林,赵野,罗雄麟.多管程换热器网络的最小温差分析与夹点设计[J].化工学报,2012,63(9):2991-2999. ■

### 空气产品公司神华宁夏煤制油项目提供膜分离器

世界领先的工业气体公司——空气产品公司(Air Products)2016年3月4日宣布其PRISM膜业务部门已于近日赢得了一项重要订单,为宁夏自治区宁东能源化工基地的神华宁夏煤制油项目提供大批量的膜分离器。该批膜分离器将用于氢气的纯化和回收利用,有望于今年晚些时候投入运行。

空气产品公司PRISM膜业务部门下属柏美亚(中国)有限公司商务经理Peter Fung表示:“神华宁夏煤制油项目展示了中国能源行业最先进的技术和实力,能够参与这一项目,我们深感自豪。我们的膜分离系统每小时可以处理28万标准立方的气量,对于项目整体效率的提升非常重要。”(Jenny Xu)