炼厂低温热优化利用及其网络㶲分析评价

宣根海*,张 英,厉 勇,邢 兵
(中国石油化工股份有限公司抚顺石油化工研究院,辽宁 抚顺 113001)

摘要:从大系统的角度出发,为炼厂优化设计了全厂范围内的低温热系统,通过装置间的间接热联合,有效提高了低温热的利用率。通过详细设计和模拟计算低温热媒水网络的具体参数,有效回收利用92℃热媒458 t/h,回收热量达11.1 MW/h,该系统每月可为全厂节省低压蒸汽2 560 t。通过㶲效率分析评价对比,全厂低温热系统对热量的质量利用程度较高,㶲效率可达0.865。

关键词:低温热;热媒水;㶲效率;优化设计
中图分类号:TE624 **文献标志码**:A **文章编号**:0253-4320(2018)08-0193-05
DOI:10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2018.08.042

Optimization and network exergy analysis for utilization of low-temperature heat in refinery

*XUAN Gen-hai**, *ZHANG Ying*, *LI Yong*, *XING Bing*
(SINOPEC Fushun Research Institute of Petroleum and Petrochemicals, Fushun 113001, China)

Abstract: In the view of large scale system, a plant-wide low-temperature heat system is designed optimally for a refinery, which improves the utilization of low temperature heat through strengthening the heat integration among the units. Based on the detailed design and the simulation calculation of concrete parameters in the low-temperature hot medium water network, 458 t/h of 92℃ hot medium water or 11 MW/h of low-temperature heat are recovered effectively. This system can help this refinery to save 2,560 t of low pressure steam per month. It is verified through analysis, evaluation and comparison on exergy that the plant-wide low-temperature heat system exhibits a higher efficiency in utilization of heat, with an exergy efficiency of 0.865.

Key words: low-temperature heat; hot medium water; exergy efficiency; optimal design

据统计,石化行业能源耗量占工业总能耗的16%左右[1-2]。石化企业每年燃料消耗巨大,其中很大一部分以余热的形式损失掉,炼化企业的低温余热量巨大,温位大多集中在50~150℃[3]。据不完全统计,中国石化集团范围内的炼化企业中80~150℃相对集中、具有利用潜力的中低温位余热资源量约为几千兆瓦。回收利用好这部分余热对实现节能减排、降本增效和增强企业竞争力具有重大战略意义[4-6]。

目前大多数企业的低温热利用存在的问题主要有热源与热阱分散、随机匹配、冷热混掺、未形成大系统及同级利用网络系统不优化等[7],这就很难做到"温度对口,梯级利用"。现阶段,夹点技术是炼厂常用的换热网络优化方法[8],以力学第一定律分析为基础进行能量衡算,尽可能地减少冷、热公用工程的消耗量,从能量的数量角度来优化网络,但这种优化方法无法反映能量的品质在利用、传递以及转换中的变化。㶲分析评价作为能量的做功能力分析,可以从能量质量上有效地反映过程中能量的利用率、用能实质[9]。

本文中通过全厂低温热情况调研,进行数据采集和整理,并对各装置可利用低温热进行统计计算分析,为南方某石化企业设计了全厂低温热优化回收利用方案,并对设计的低温热媒水系统进行了㶲分析评价,与原有的低温热利用装置相比,热量利用率明显提升。

1 炼厂装置简介及其低温热现状

南方某炼厂是以乙烯及其配套产品为主的化工型炼厂,拥有包括MTO、乙烯、聚乙烯及聚丙烯在内的几十套装置。

目前该厂没有全厂热媒水系统,全厂低温热源主要集中在MTO装置,低温热源总共可达11.1 MW/h。现阶段,MTO装置的低温热源主要靠热泵机组回收,热泵系统热泵机组效率为47%,大部分热量被循环水带走,循环水带走热量5.26 MW/h左右,㶲损失较大,同时实际热泵运行很难达到设计指标。在正常的生产操作中根据生产操作需要和安全平稳生产,整个热媒水的总量分配要进行适当调整。MTO车间热泵流程见图1。

收稿日期:2018-04-02;**修回日期**:2018-06-04
基金项目:中国石油化工股份有限公司委托开发项目(113092)
作者简介:宣根海(1983-),男,硕士,工程师,从事加氢新工艺研发工作,通讯联系人,024-56389481,xuangenhai.fshy@sinopec.com。

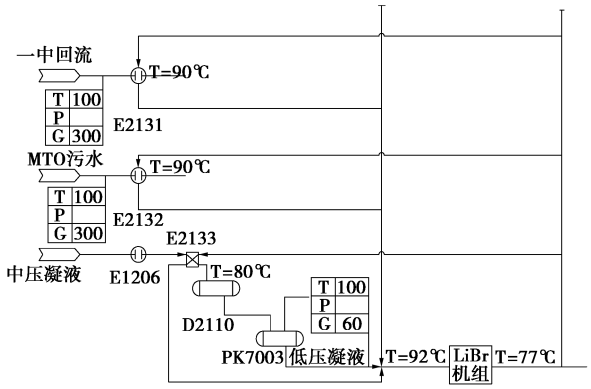

图 1　MTO 车间热泵流程

2　全厂低温热系统优化设计

2.1　全厂低温热统计分析

低温热利用总的目标就是想方设法提高热源温位,与各热阱间重新匹配,低温热的分析基于从热源角度深入寻找相应热源,和从热阱角度出发掌握变化的热阱,在负荷变化较大的方面进行系统自我调节,达到自我高效利用。

同时考虑到投资成本及利用效率,实际统计过程中,把热负荷在 0.5 MW/h 以上,温位在 80~150℃的余热作为可利用低温热源。全厂可利用热源状况见表 1,全厂可利用的温度在 90℃以上低温热源总计 11.1 MW/h 左右。

表 1　全厂可利用低温热源汇总表

编号	装置	设备	物流	流量/($t \cdot h^{-1}$)	温度/℃ 进口	温度/℃ 出口	热负荷/($MW \cdot h^{-1}$)
1	热泵	E2133	中压凝液	50	130	78.75	3.14
2		E2131	一中回流	350	100	87	5.30
3		E2132	MTO 污水	45	95	80	0.80
4			低压凝液	73	100	78	1.87

该炼厂自产蒸汽不能满足需求,需外购蒸汽;全厂精馏流程长、耗能大。能耗主要集中在 MTO 车间、乙烯车间、丁烯车间。MTO 装置低温热富余,现阶段,主要通过溴化锂热泵机组回收,总的热回收量为 11.1 MW/h。乙烯车间低温热不足,低于 75℃的热阱有 2 个,目前全部采用低压蒸汽供热,所需总热量为 4.1 MW/h。丁烯车间低温热不足,精馏塔 C-201 和精馏塔 C-202 的底部再沸器均使用低压蒸汽作热源,C-201 塔釜操作温度为 60.5℃,C-202 塔釜操作温度为 58.5℃,热量需求分别为 2.59、3.06 MW/h。

拟截取以下热源热阱(如表 2)来设计全厂热媒水低温热网络。MTO、乙烯装置及丁烯车间进行低温热联合,其中低温热源总量为 11.1 MW/h,热阱需求热量为 9.78 MW/h,热源热阱热量基本匹配。

表 2　全厂可利用低温热阱汇总表

序号	装置	设备	物流	蒸汽流量/($t \cdot h^{-1}$)	物流温度/℃ 进口	物流温度/℃ 出口	热负荷/($MW \cdot h^{-1}$)
1	乙烯	脱乙烷塔底再沸器 E-EA401	C_3~C	2.85	62	—	2.03
		脱乙烷塔底急冷水换热器 E-EA407	C_3~C_6	350	82	77	2.10
2	碳四	第一精馏塔塔底再沸器	丁烯	3.48	62	—	2.59
3		第二精馏塔塔底再沸器	丁烯-2	4.02	58	—	3.06

2.2　低温热媒水换热系统具体方案

热源选择原 MTO 热泵系统的热源,包括一中回流、MTO 污水、中压凝液及低压凝液。取热流程按原先热泵系统取热流程不变,热媒水通过热水泵进入 MTO 车间,分 4 路并联与一中回流、MTO 污水、中压凝液及低压凝液进行换热,共取热 11.1 MW/h 左右,取热后热水在经过加热器补热之后进入乙烯和丁烯车间,加热器的作用是在 MTO 装置生产波动或检修时将热水加热到要求温度。

全厂低温热媒水流程及模拟图如图 2、图 3。

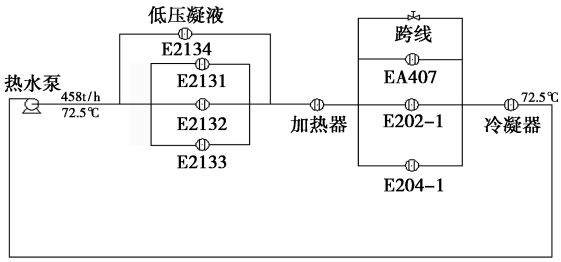

图 2　全厂低温热媒水流程

取热后热媒水分 3 路依次为乙烯装置脱乙烷塔 DA401 塔底再沸器 EA407、碳四装置第一精馏塔塔底再沸器 E202-1 及第二精馏塔塔底再沸器 E204-1 提供热量。目前,乙烯装置脱乙烷塔的热量来至蒸汽和急冷水,本方案中采用热媒水代替蒸汽和急冷水为乙烯脱乙烷塔提供热量。为使各分支流路热水换热后温差尽量小,同时避免因换热器泄露而产生交叉污染,将 3 个热阱设定为并联换热。热媒水分 3 路各自为 3 个热阱换热后汇合进入冷却器,冷却至设定温度 72.5℃,进入全厂循环。

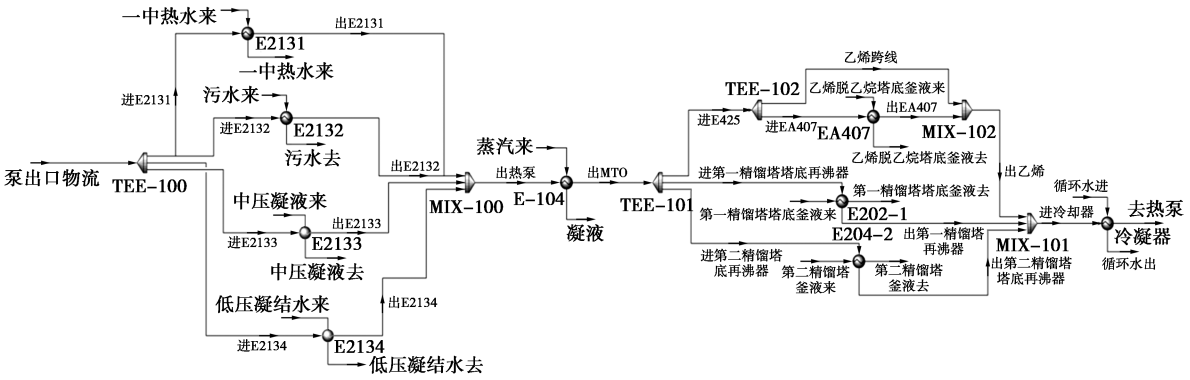

图 3　全厂低温热媒水系统模拟图

2.3　热媒水系统参数的确定与分析

2.3.1　低温热采出方案

低温热采出方案采用原 MTO 热泵系统设计方案,采用原设计参数,按设计情况进行修正。根据设计数据计算热泵机组设计产生 0.33 MPa 蒸汽 7 t/h,共回收热量约 5.84 MW/h,热水循环量 456 t/h,温度由 92℃降至 77℃,热泵效率约 47%,热泵消耗循环水约 1 800 t/h,温度由 25.2℃升至 28℃,带走热量 5.26 MW/h。

原热水管网设计供水温度 75℃,但换热器 E2132 设计热水入口温度为 73℃,热水系统设计供水温度与换热器不匹配,根据现场调研,热水管网供水温度可下调,宜低于 73℃,初步确定为 72~73℃。设定热水入口温度 72.5℃,重新计算,在 MTO 额定状态下,热媒水总流量为 458 t/h,取热后热水温度能从 72.5℃升至 92.27℃流出 MTO 车间,具体参数如表 3。

表 3　MTO 额定状态下热媒水系统参数

序号	1	2	3	4	合计
换热器编号	E2133	E2132	E2131	低压凝液	
介质入口温度/℃	130	95	100	100	
介质出口温度/℃	78.75	80	87.49	78	
流量/(t·h^{-1})	50	45	350	70	
热水入口温度/℃	72.5	73	72.5	72.5	
热水出口温度/℃	126.25	88	87.45	94.5	
流量/(t·h^{-1})	50	45	293	70	458
热量/(MW·h^{-1})	3.1	0.8	5.329	1.87	11.1

2.3.2　低温热利用方案

MTO 装置额定工况下取热后热媒水温度 92.24℃,分 3 路进入乙烯脱乙烷塔塔底再沸器 EA425、碳四装置第一及第二精馏塔塔底再沸器进行换热。目前,乙烯脱乙烷塔塔底设置再沸器 E401 和急冷水换热器 E407 分别采用蒸汽和急冷水为塔提供热量,本方案中蒸汽再沸器切除,急冷水换热器 E407 改用热媒水与塔底物流换热,从而保证脱乙烷塔所需热量。调整 3 路热媒水流量使换热后 3 路热水温度温差尽量小。换热后热水经冷却器冷却后进入全厂循环。

乙烯脱乙烷塔流路流量为 180 t/h;第一精馏塔流路流量为 120 t/h;第二精馏塔流路流量 158 t/h。低温热水与各热阱换热后汇合,温度降至 74.26℃,进入冷却器冷却至 72.5℃。

具体热水参数如表 4。

表 4　低温热利用热水参数

序号	1	2	3	4	合计
换热器编号	EA407	第一精馏塔塔底再沸器 E202-1	第二精馏塔塔底再沸器 E204-1	冷却器	
介质入口温度/℃	62	53	55	30	
介质出口温度/℃	63	54.1	55	36.5	
介质流量/(t·h^{-1})	281.6	28.1	35	77	
热水入口温度/℃	92.24	92.24	92.24	74.26	
热水出口温度/℃	72.8	73.88	76.12	72.53	
热水流量/(t·h^{-1})	180	120	158	458	458
热量/(MW·h^{-1})	4.23	2.676	3.094	0.96	11.1

3　低温热系统能耗及投资分析

3.1　低温热系统与热泵能耗对比

MTO 热泵机组设计产气量为 7 t/h、0.33 MPa 饱和蒸汽,机组效率为 47%,循环水带走热量 5.26 MW/h,热烟损较大。热泵机组能为车间节省能耗折标油 231.82 kg/h。机组能耗如表 5。

表 5　热泵机组能耗情况

序号	能源和耗能工质	数量和单位	折算为标准油系数/kg	标油量/(kg·h^{-1})
1	电	262 kWh	0.26	68.12
2	循环水	1800 t/h	0.1	180
3	蒸汽(0.3 MPa)	7 t/h	-66	-462
合计				-231.82

额定工况下,全厂低温热系统能从 MTO 车间获取 11.1 MW 的热量,低温热水温度能从 72.5℃升至 92.24℃,热水流量为 458 t/h,相当于减少能源消耗(折标油)448 kg/h,是热泵机组的 1.9 倍左右。能量折算如表 6。

表 6 低温热系统能耗情况

序号	名称	数量和单位	折算为标准油系数/kg	标油量/($kg \cdot h^{-1}$)
1	电	132 kWh	0.26	34.32
2	热水热量	-11.1 MW/h	—	-483
合计				-448

3.2 全厂能耗分析

总的看来,全厂低温热系统的运行可以为乙烯车间节约低压蒸汽用量 3 t/h,为丁烯车间节约低压蒸汽用量 7.5 t/h,具体数据如表 7。

表 7 低温热系统运行对全厂装置的能耗影响

装置	节约蒸汽量蒸汽/($t \cdot h^{-1}$)		月节约蒸汽量/t		节约循环水量/($t \cdot h^{-1}$)		月节约循环水量/kt	
	额定工况	低工况	额定工况	低工况	额定工况	低工况	额定工况	低工况
低温热系统	—	-1.2	—	-864	-77	—	-5.5	—
乙烯	3	3	2160	2160	—	—	—	—
丁烯	7.5	7.5	5400	5400	—	—	—	—
MTO	-7	-5	-5040	-3600	1800	1500	1296	1080
全厂	3.5	4.3	2560	3096	1723	1500	1241	1080

MTO 装置额定工况下,低温热系统运行消耗循环水 77 t/h,MTO 车间减少自产蒸汽量 7 t/h,节约循环水用量 1 800 t/h。全厂月节省蒸汽用量可达 2 560 t,月节省循环水用量可达 124.1 万 t。

MTO 装置低工况下,全厂低温热系统的运行消耗低压蒸汽 1.2 t/h,MTO 车间减少自产蒸汽量 5 t/h,节约循环水用量 1 500 t/h。全厂月节省蒸汽用量可达 3 096 t,月节省循环水用量可达 1 080 kt。

3.3 低温热系统投资分析

方案设计全厂低温热系统包括 10 台换热器,其中新增 6 台;新增 1 台热水泵、2 台蒸汽加热器(1 开 1 备)、1 台冷却器,换热器具体参数如表 8;MTO 车间采用原热泵系统热水管线,主管线全长约 2 000 m,采用 DN350 管道。总投资约 300 万元。

表 8 全厂低温热系统换热器情况汇总

序号	换热器编号	材质	重量/t	换热面积/m^2	类型	备注
1	E2133	304 不锈钢	—	86.68	板式 BFG	原有
2	E2132	碳钢	2.287	117.8	BES	原有
3	E2131	304 不锈钢	10.84	881.8	BES	原有
4	E2134	304 不锈钢	—	126.3	板式 BFG	新增
5	加热器	碳钢	1.358	26.4	BES	新增 2 台
6	冷却器	碳钢	0.8	14.1	BEM	新增
7	EA407	碳钢	9.96	191.1	AGS	原有
8	E202-1	304 不锈钢	1.782	69.5	BEM	新增
9	E204-1	304 不锈钢	1.962	80.3	BEM	新增

4 全厂低温热系统㶲分析评价

4.1 㶲值

㶲的基本定义式包含 2 部分内容:当前状态与环境状态的焓差以及当前状态与环境状态的熵差。

$$E_x = (H - H_o) - T_o(S - S_o)$$

式中,H 为稳流物料的焓值,kJ/kg;H_o 为环境状态下的焓值,kJ/kg;S 为稳流物料的熵值,kJ/(kg·K);S_o 为环境状态下的熵值,kJ/(kg·K);T_o 为环境状态温度,℃。

针对具体的参考状态(寂态),可方便计算出任何物流在当前状态下的㶲值,求取过程间㶲差也变得非常简单。

4.2 㶲损失及㶲效率

如果实际过程中所完成的功量小于系统能提供的㶲值,就意味着过程中有㶲损失。实际上任何过程都存在不可逆因素,都存在㶲损失。

㶲损失的大小可以衡量某一具体过程的热力学完善程度,但由于㶲损失是一个绝对量,无法比较不同工作条件下各个过程或各类热工设备中的㶲的利用程度,因此在㶲分析中广泛采用了㶲效率的概念。

在换热器中,热流体的㶲值之差就是提供的㶲值,而冷流体的㶲值之差就是实际利用的㶲值,即:

$$\eta = \text{实际利用㶲损之和} / \text{提供的㶲损之和} = (E_x)_a / (E_x)_{th}$$

4.3 低温热系统㶲分析

通过软件模拟计算换热网络的具体参数,可计算出低温热系统中工艺物流及热媒水换热前后各个物流㶲值。针对优化设计的全厂低温热网络进行换热器以及整个网络的㶲效率分析,具体计算数据如表 9。

原有低温热利用装置(热泵)的㶲效率分析,具体计算数据如表 10。

表 9　全厂低温热系统㶲分析

换热器	工艺物流			热媒水			㶲效率
	流量/(kg·h^{-1})	换热前㶲值/(kJ·kg^{-1})	换热后㶲值/(kJ·kg^{-1})	流量/(kg·h^{-1})	换热前㶲值/(kJ·kg^{-1})	换热后㶲值/(kJ·kg^{-1})	
E2133	50000	73.359	21.892	50000	15.584	62.282	0.911
E2132	45000	33.070	21.173	45000	15.584	26.136	0.892
E2131	350000	37.839	26.803	293000	15.584	26.408	0.821
E2134	70000	37.839	19.530	70000	15.584	32.450	0.922
脱乙烷塔塔底再沸器	156000	145.554	155.847	180000	30.579	15.982	0.852
第一精馏塔塔底再沸器	28100	50.332	75.352	120000	30.579	16.623	0.810
第二精馏塔塔底再沸器	35000	49.932	72.055	158000	30.579	18.118	0.821
冷却器	77000	0.256	1.342	458000	16.875	15.594	0.844
低温热系统	—	—	—	—	—	—	0.865

表 10　热泵系统㶲分析

设备	工艺物流			热媒水			㶲效率
	流量/(kg·h^{-1})	换热前㶲值/(kJ·kg^{-1})	换热后㶲值/(kJ·kg^{-1})	流量/(kg·h^{-1})	换热前㶲值/(kJ·kg^{-1})	换热后㶲值/(kJ·kg^{-1})	
E2133	50000	73.359	21.892	50000	15.584	62.282	0.911
E2132	45000	33.070	21.173	45000	15.584	26.136	0.892
E2131	350000	37.839	26.803	293000	15.584	26.408	0.821
E2134	70000	37.839	19.530	70000	15.584	32.450	0.922
热泵机组	7000	37.623	655.963	458000	30.540	18.563	0.782
热泵系统	—	—	—	—	—	—	0.821

从上述表中可以知道,优化设计的全厂低温热系统的㶲效率要比原有热泵系统的㶲效率高,在热量质量的利用上,新设计方案要比原有热泵系统要好得多,同时还可以大大降低循环水的用量。

5　结论

(1)分析了某炼厂的低温热现状,并对全厂各装置存在的可利用低温热进行了有效的详细计算分析,通过装置间进行热联合的方式,为该厂优化设计了全厂范围内的低温热媒水系统,回收低温热 11.1 MW/h,并进行了有效地利用。

(2)详细模拟计算了 MTO 额定工况下换热网络的设计及参数。在 MTO 额定状态下,热媒水总流量为 458 t/h,取热后热水温度能从 72.5℃ 升至 92.24℃,全厂月节省蒸汽用量可达 2 560 t,月节省循环水用量可达 124.1 万 t。

(3)针对新设计的低温热系统和原有的热泵系统进行了㶲效率分析比较,结果表明,低温热系统的㶲效率要比热泵系统高很多,因此,无论从热量的数量利用程度还是从质量利用程度的角度来比较,全厂低温热系统方案都要比原有的热泵系统优异。

参考文献

[1] 赵建安,金千致,魏丹青.我国主要工业部门技术节能减排的潜力及实现途径探讨[J].自然资源学报,2012,27(6):912-920.

[2] 沈潺潺,赵东风,李石,等.炼油企业低温余热回收利用的研究进展[J].现代化工,2012,32(11):22-26.

[3] 杨延飞,宫超.炼油企业低温热能特点及其回收利用[J].炼油技术与工程,2016,46(2):51-56.

[4] 仵浩,刘二恒,华贲.低温热利用的新格局和系统优化策略[J].计算机与应用化学,2009,26(2):133-136.

[5] Yan Xuefeng, Li Tongchang. Low temperature waste heat utilization in refinery[J]. Pereoleum Refinery Engineering, 2008, 32(11): 55-57.

[6] 宫超.应用低温热潜力系数快速评价炼油低温热利用潜力[J].炼油技术与工程,2009,39(1):50-53.

[7] 李耀彩,谷喜妍,周美娣,等.芳烃装置低温热回收工艺分析与系统集成[J].化学工程,2013,41(4):1-5.

[8] 华贲,仵浩.炼油企业低温热大系统优化利用技术[J].炼油技术与工程,2007,37(12):33-38.

[9] 张俊峰,罗雄麟.换热网络设计方法的研究进展[J].化工进展,2005,24(6):625-628.

[10] 李志红,华贲.基于㶲经济目标和分解协调策略的换热网络最优设计[J].化工学报,2000,51(1):96-101.■