

炼厂凝结水综合利用节能优化研究

刘浩*

(河北新启元能源技术开发股份有限公司,河北沧州 061108)

摘要:针对炼厂凝结水低温余热热量品位低、回收难度较大、可再利用途径较少等问题,以凝结水回收系统为对象,研究低温余热梯级深度回收方案。以河北某石化企业为例,采用闪蒸汽优化利用与凝结水同级利用相结合的方案,取得了很好的节能效果,为解决工业低温余热回收难和低温热难以满足工业应用要求等问题及类似工程的节能设计和改造提供参考。

关键词:低温热;凝结水;节能;余热回收;热量优化

中图分类号:TE09

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2018)11-0205-06

DOI:10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2018.11.045

Study on energy conversation optimization of condensed water utilization in refinery

LIU Hao*

(Hebei Xinqiyuan Energy Technology Development Company Limited, Cangzhou 061108, China)

Abstract: To solve the problems of low temperature residual heat of condensate water, such as low quality of heat, large recovery difficulty and few reuse ways, a gradient deep recovery scheme for low temperature residual heat is studied for condensate water recovery system. A scheme combining the optimal utilization of flash steam and the same grade utilization of condensate water is applied in a petrochemical enterprise in Hebei province, China, which achieves a good energy saving effect. The scheme provides reference for solving the problems of industrial low-temperature residual heat recovery and low temperature heat to meet the requirements of industrial application and energy saving design and transformation for similar projects.

Key words: heat at low temperature; condensed water; energy conservation; residual heat recovery; heat optimization

我国《“十三五”节能减排综合工作方案》指出,到 2020 年,规模以上工业企业单位增加值能耗比 2015 年降低 18% 以上^[1]。工业和信息化部《工业绿色发展规划(2016—2020 年)》提出,到 2020 年,中低品位余热余压利用率达到 80%^[2]。我国炼油行业的能耗占全国总能耗的 16%^[3]。炼油企业作为产能大户,同时也是耗能大户,如何降低炼油工业的加工能耗,切实提高企业的经济效益,达到节能减排的目标,成为炼油企业面临的一大难题。

通常把 90~120℃ 温度范围内的物料中可以利用的热量,或工艺物流换热后温度 <120℃ 的难以进行工艺回收的剩余热量,需用水冷却(或空气冷却)的那部分低品位热能称之为低温余热^[4]。炼厂在生产过程中总会产生大量的低温余热。据文献统计,千万吨级石化企业的低温余热资源可以达到 970 GJ/h^[5],生产过程中未被利用的低温余热最终都会以各种形式被排放到环境当中,既造成环境污染又增加企业能耗。

炼厂各生产装置生产过程中产生的凝结水在处理过程中通常会从 144℃ 降到 75℃,释放出一部分的热量,这部分热量就是凝结水需要回收的低温余热。因此凝结水蕴含着巨大的低温余热资源,据文

献[6]报道,蒸汽放热后产生的饱和凝结水,所含热量约占蒸汽全部热量的 20%~30%,而这部分热量往往被炼厂所忽略,造成低温余热资源的极大浪费。本文中以河北某石化企业为例,对凝结水低温余热的有效回收利用展开研究工作。

1 改造背景

改造前工艺流程见图 1。

(1) 闪蒸罐 D102 闪蒸汽和凝结水热量的浪费

目前,闪蒸罐 D102 产生 0.36 MPa 闪蒸汽 1.9 t/h,无处使用全部放空,造成浪费;葱油原料罐区、苯罐区、沥青罐区均使用 1.0 MPa 蒸汽维温,葱油原料罐要求温度范围为 35~75℃,沥青罐要求温度范围为 35~75℃,而 1.0 MPa 蒸汽温度为 165℃,换热器冷热物料温差较大,能量没有得到梯级利用,造成浪费。

(2) 芳烃抽提装置处凝结水回收罐 D102 凝结水热量的浪费

目前,位于芳烃抽提装置的闪蒸罐 D102 底部凝结水采用直通式全部进入邻近的常压凝结水回收罐 D101,而 D101 是全封闭式的,底部的凝结水一部分去粗苯加氢装置作为反应产物注水,还有一部分

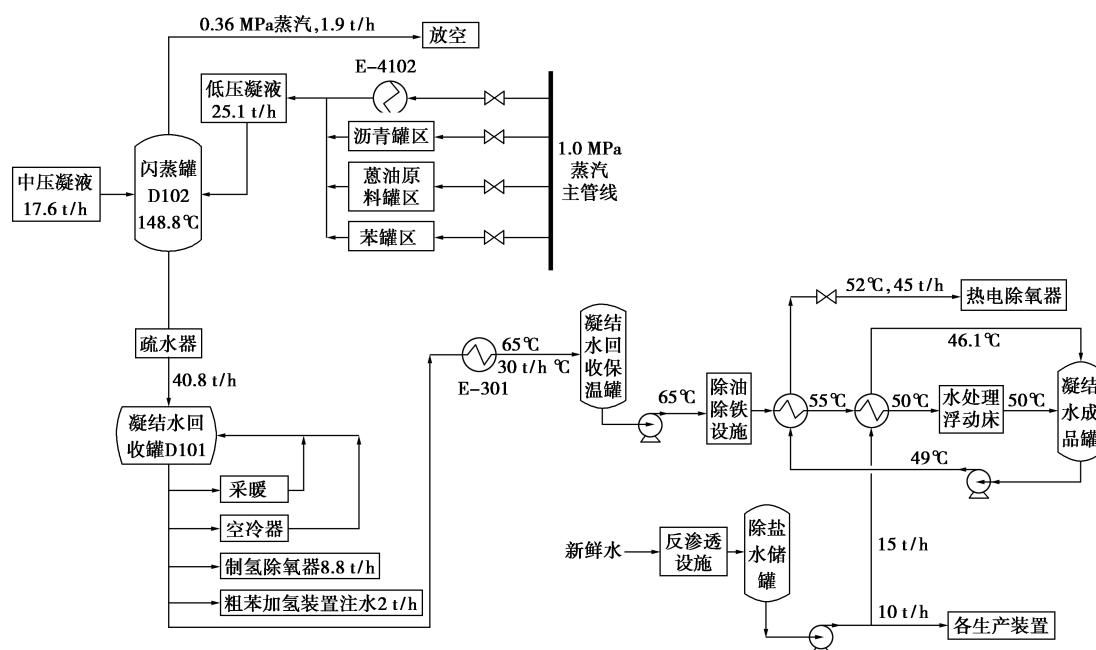


图 1 改造前工艺流程

进制氢除氧器,大部分是经异辛烷装置换热后返回除油除铁装置,冬季另一部分作为办公室供暖后又返回 D101 罐。由于 D101 属于常压罐同时粗苯加氢装置注水温度所要求的水温小于 100°C ,因此需控制 D101 凝结水罐水温不超过 100°C 。在实际运行中 D101 罐底部需要开启 2 台 37 kW 的凝结水泵,将大量的凝结水通过空冷器冷却后返回 D101 罐中,造成凝结水能量的浪费以及空冷器电能和 D101 底部多开一台凝结水泵电能的消耗增加,初步估算损失凝结水热量 $2\ 000\text{ kW}$,损失多开空冷器和凝结水泵的耗电量 60 kW 左右。

(3)从异辛烷装置换热器 E301 出来的凝结水温度约为 65°C ,回收至凝结水回收保温罐,进行后序的除油除铁、与凝结水换热、与除盐水换热后温度约为 52°C 返回到热电除氧器。

2 技改项目内容

2.1 优化思路

(1)将 D102 闪蒸出的蒸汽优化利用。D102 罐恢复设计压力工况运行,压力控制 0.36 MPa 运行,闪蒸出的蒸汽温度约为 148°C ,夏季控制 0.8 t/h 的闪蒸汽去粗苯加氢装置换热器 E-8118 换热,冬季控制 1.2 t/h 的闪蒸汽去管线伴热。

(2)闪蒸罐 D102 底部新增凝结水泵 1 台,将高温凝结水提压泵出,夏季引至沥青罐区、葱油原料罐区、卸油罐区维温(冬季引至葱油原料罐区、卸油罐区维温)后,再与异辛烷装置换热器 E-301 换热,一

部分凝结水返回至 D102,一部分送至除油除铁设施上游的凝结水回收保温罐。

(3)改造后 D101 凝结水回收罐会有少量的凝结水,开泵提压送至 E-301 入口管线,冬季开泵运行加热采暖水,给采暖水供热后的凝结水送至 E-301 入口管线。

2.2 优化方案

2.2.1 D102 闪蒸罐 0.36 MPa 闪蒸汽热量利用

通过控制 E-301 出口返回到 D102 的凝结水量来控制 D102 闪蒸出的蒸汽量,冬季控制闪蒸汽的量为 1.2 t/h ,给管道伴热;夏季控制闪蒸汽的量为 0.8 t/h ,加热粗苯加氢装置换热器 E-8118 物料;D102 罐底凝结水去罐区维温,再加热 E-301 物料后一部分返回到闪蒸罐 D102,大部分去凝结水回收保温罐。

2.2.2 D102 闪蒸罐凝结水热量利用

在 D102 闪蒸罐底部增设凝结水泵将高温凝结水送至罐区作为葱油罐、沥青罐和卸油罐的维温热源进行使用,然后送至异辛烷装置 E-301 换热,换热后分为 2 路,一路返回至罐 D102,另一路至凝结水回收保温罐。返回 D102 的凝结水与进罐的凝结水混合,并在这条管线上增设了调节阀,用于控制 D102 的温度,目的是吸收凝结水中多余的热量。

罐区维温是本次新增的热阱。在每个罐区前均设置一个三通阀(手动)便于调节热水需求,而不至于影响凝结水的流量。

运行工况分为 2 种,一种是冬季工况(见图 2),另一种是夏季工况(见图 3),分别叙述如下。

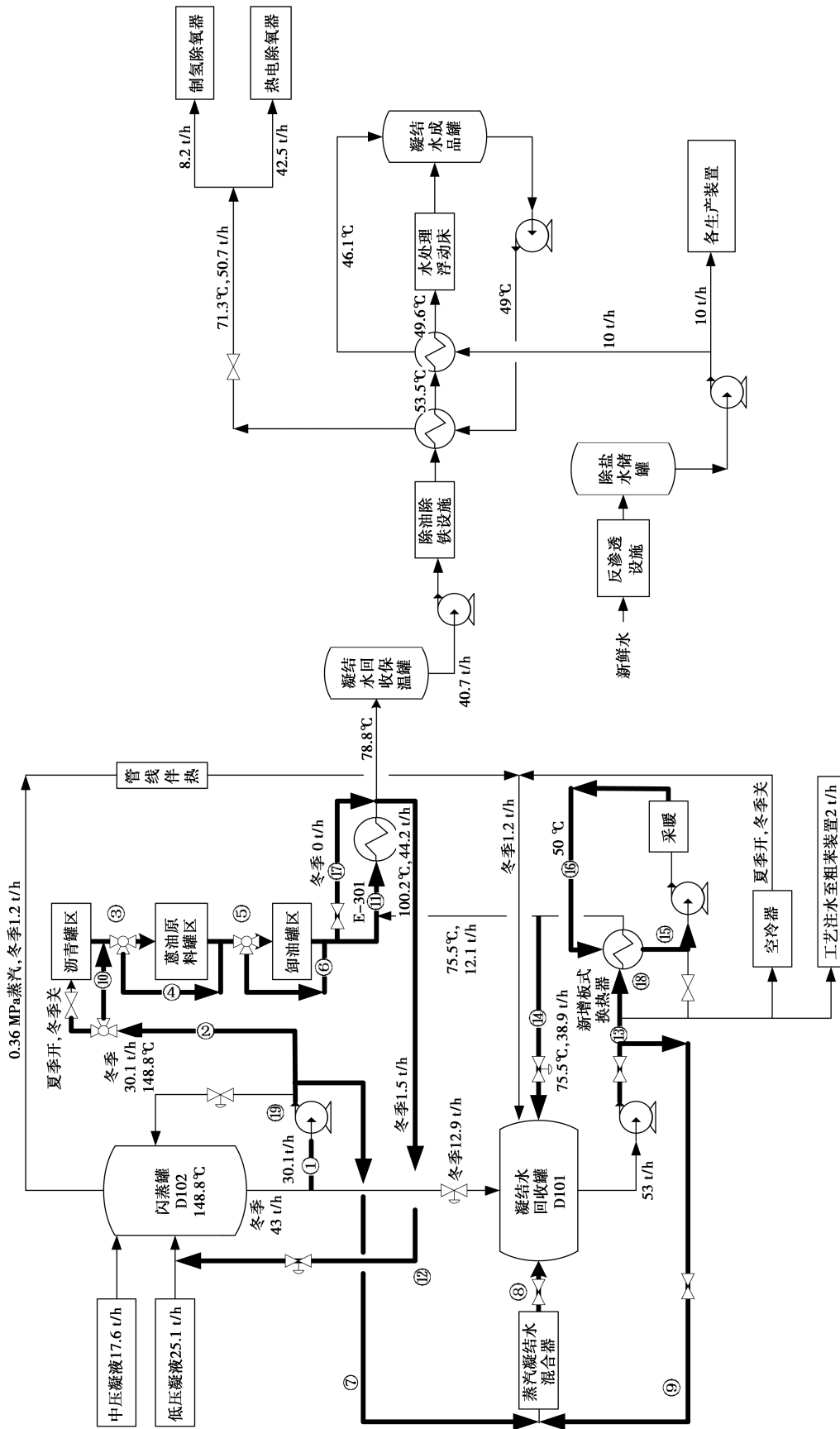


图 2 改造后工艺流程(冬季)

注:图中粗管线为改造新增,其数字标识与正文 2.3 中描述顺序一致。

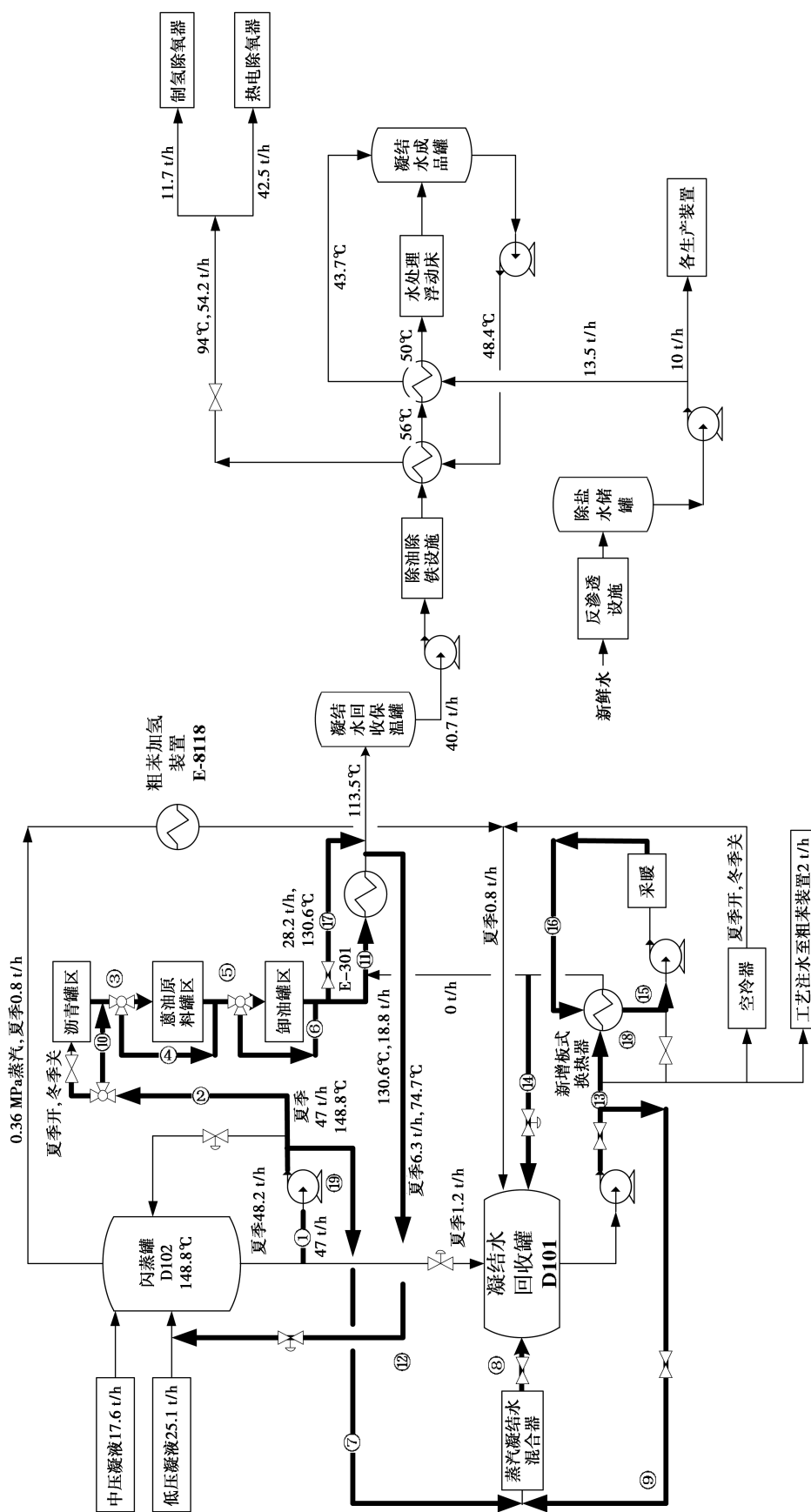


图 3 改造后工艺流程(夏季)

注:图中粗管线为改造新增,其数字标识与正文 2.3 中描述顺序一致。

(1)冬季工况为通过调节换热器 E-301 出口凝结水返回到闪蒸罐 D102 的水量来确保闪蒸罐 D102 闪蒸汽量为 1.2 t/h 为管线伴热。闪蒸罐 D102 底部凝结水 12.9 t/h 输送至常压卧罐 D101 用于采暖加热,30.1 t/h 送至罐区为葱油原料罐与卸油罐维温,维温后的凝结水与换热器 E-301 物料换热后 1.5 t/h 返回闪蒸罐 D102,40.7 t/h 送至凝结水回收保温罐进行除油除铁后加热进除氧器的除盐水。从凝结水成品罐出来的除盐水共计 50.7 t/h,约 42.5 t/h 进热电除氧器,剩余的 8.2 t/h 送至制氢除氧器。

(2)夏季工况为通过调节换热器 E-301 出口凝结水返回到闪蒸罐 D102 的水量来确保闪蒸罐 D102 闪蒸汽量为 0.8 t/h,与粗苯加氢装置换热器 E-8118 物料换热后凝结水回至 D101。闪蒸罐 D102 底部凝结水约 1.2 t/h 送至 D101 用于粗苯加氢装置工艺注水,47 t/h 送至罐区为沥青罐、葱油原料罐、卸油罐维温,维温后的凝结水与换热器 E-301 物料换热后 6.3 t/h 返回闪蒸罐 D102,40.7 t/h 送至凝结水回收保温罐除油除铁后加热进除氧器的除盐水。从成品罐出来的除盐水共计 54.2 t/h,约 42.5 t/h 进热电除氧器,剩余的 11.7 t/h 送至制氢除氧器。

2.3 改造内容

(1)新增闪蒸罐 D102 底部凝结水管线至新增泵入口的管线。该管线起点为闪蒸罐 D102 底部凝结水管线上某处,终点为新增泵入口。

(2)新增管线为新增闪蒸罐 D102 底凝结水泵出口管线至沥青罐区入口的管线。该管线起点为新增泵出口,终点为沥青罐区入口。

(3)新增沥青罐凝结水出口管线至葱油原料罐入口的管线。该管线起点为沥青罐出口管线上某处,终点为葱油原料罐入口管线上某处。

(4)新增沥青罐凝结水出口管线至葱油原料罐凝结水出口的管线。该管线起点为沥青罐凝结水出口管线上,终点为葱油原料罐凝结水出口管线上。

(5)新增葱油原料油罐凝结水出口管线至卸油罐入口的管线。该管线起点为葱油原料油罐出口管线上,终点为卸油罐凝结水出口管线上。

(6)新增葱油原料油罐凝结水出口管线至卸油罐凝结水出口的管线。该管线起点为葱油原料油罐凝结水出口管线上某处,终点为卸油罐凝结水出口管线上某处。

(7)新增闪蒸罐 D102 泵出口管线至蒸汽凝结水混和汽入口管线。该管线起点为 D102 罐底泵出口管线上,终点为蒸汽凝结水混和器入口管线上。

(8)新增蒸汽凝结水混合器出口管线至 D101 入口的管线。该管线起点为蒸汽凝结水混和器出口,终点为 D101 入口管线上。

(9)新增凝结水回收罐 D101 泵后管线至蒸汽凝结水混和汽入口管线。该管线起点为 D101 泵后管线上,终点为蒸汽凝结水混和汽入口管线上。

(10)增加新增泵出口管线至沥青罐凝结水出口的管线。该管线起点为新增泵出口管线上,终点为沥青罐凝结水出口管线上。

(11)新增卸油罐凝结水出口管线至异辛烷装置换热器 E-301 凝结水入口管线。该管线起点为卸油罐凝结水出口管线上,终点为 E-301 凝结水入口管线上。

(12)新增 E-301 凝结水出口管线至 D102 低压蒸汽凝结水入口管线。该管线起点为 E-301 凝结水出口管线上某处,终点为低压蒸汽凝结水入口管线上某处。

(13)新增 D101 罐底泵出口管线至新增板式换热器入口管线。该管线起点为 D101 罐底泵出口管线上,终点为新增板式换热器凝结水入口处。

(14)新增板式换热器凝结水出口管线至 D101 罐入口管线。该管线起点为新增板式换热器凝结水出口,终点为罐 D101 入口管线上。

(15)新增板式换热器采暖水出口管线至采暖区入口管线。该管线起点为换热器采暖水出口,终点为采暖区入口管线上。

(16)新增采暖区出口管线至新增换热器采暖水入口管线。该管线起点为采暖区出口管线上,终点为新增换热器采暖水入口。

(17)新增卸油罐出口管线至换热器 E-301 凝结水出口的管线。该管线起点为卸油罐出口管线上,终点为换热器 E-301 凝结水出口管线上。

(18)新增 1 台板式换热器(凝结水回收罐 D101 罐底泵出口),换热器面积为 49.7 m²。

(19)新增 D102 凝结水罐底凝结水泵,流量 60 t/h,扬程 20 m。

2.4 投资情况

本项目改造投资 176.5 万元,其中管线费 101.7 万元,设备费 26.5 万元,施工费 48.3 万元。

3 节能效果

3.1 凝结水闪蒸汽回收利用

方案中 D102 凝结水罐 0.36 MPa 闪蒸汽冬季控制闪蒸汽的量为 1.2 t/h, 给管道伴热, 蒸汽价格为 140 元/t(燃气锅炉, 下同), 年效益为 $140 \times 1.2 \times 4\,000 / 10\,000 = 67.2$ 万元/a; 夏季控制闪蒸汽的量为 0.8 t/h, 加热粗苯加氢装置换热器 E8118 物料, 蒸汽价格为 140 元/t, 年效益为 $140 \times 0.8 \times 4\,000 / 10\,000 = 44.8$ 万元/a(冬季、夏季均按 4 000 h 计算, 下同)。

3.2 凝结水热量优化利用

方案中罐区所用蒸汽用闪蒸罐底部凝结水代替, 冬季节约蒸汽量为 2.2 t/h, 蒸汽价格为 200 元/t(燃气锅炉, 下同), 年效益为 $200 \times 2.2 \times 4\,000 / 10\,000 = 176$ 万元/a; 夏季节约蒸汽量为 1.7 t/h, 蒸汽价格为 200 元/t, 年效益为 $200 \times 1.7 \times 4\,000 / 10\,000 = 136$ 万元/a。

3.3 凝结水余热回收利用

方案中冬季除盐水进除氧器温度由 52℃ 升高到 70℃, 热量为 $1.162 \times 49 \times 18 = 1\,024$ kW, 折合蒸汽量为 1.7 t/h, 蒸汽价格 200 元/t, 年效益为 $200 \times 1.7 \times 4\,000 / 10\,000 = 136$ 万元/a; 夏季除盐水进除氧器温度由 60℃ 升高到 95℃, 热量为 $1.162 \times 55 \times 35 = 2\,236$ kW, 折合蒸汽量为 3.72 t/h, 蒸汽价格 200 元/t, 年效益为 $200 \times 3.72 \times 4\,000 / 10\,000 = 297.6$ 万

元/a(冬季、夏季均按 4 000 h 计算)。

3.4 总效益

$67.2 + 44.8 + 176 + 136 + 136 + 297.6 = 857.6$ 万元/a。

4 结论

(1) 通过技术改造使凝结水闪蒸汽热量、凝结水余热得到了回收利用; 用凝结水代替 1.0 MPa 蒸汽为罐区维温, 解决了原来使用 1.0 MPa 蒸汽热源时所造成的过大能量传递损失问题。

(2) 本项目改造投资 176.5 万元, 年节能效益 857.6 万元, 投资回收期 0.2 a。投资小, 见效快, 节能效果好。

(3) 为解决工业低温余热回收难和低温热难以满足工业应用要求等问题及类似工程的节能设计和改造提供参考。

参考文献

- [1] 国务院.“十三五”节能减排综合工作方案[Z].2017.
- [2] 工业和信息化部.工业绿色发展规划(2016—2020年)[Z].2016.
- [3] 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.
- [4] 赵晓敏.炼油厂低温余热综合利用的技术路线[J].炼油技术与工程,2016,(11):53-56.
- [5] 赵欣梅,刘国瑞,霍雪艳.炼化企业低温余热利用技术探讨[J].油田环境保护,2011,21(4):1-3.
- [6] 宫海峰,张星,相春娥.国内炼油企业低温余热利用现状[J].当代化工,2011,40(6):610-614.■

焦炉烟气陶瓷催化滤管技术过审

10月30日,淮北矿业集团的焦炉烟气陶瓷催化滤管尘硫硝一体化治理技术通过了中国炼焦行业协会组织的专家组评审。专家组一致认为,该技术在陶瓷纤维、催化触媒材料应用等方面具有较高的技术创新性,达到国内先进水平,具有较好的应用和推广价值。

此项技术已于今年1月在安徽临涣焦化公司的焦炉上成功应用,在线监控数据显示,焦炉烟气各项指标已达到并优于国家烟气排放标准。该技术脱硫效率达85%以上,脱硝效率达95%以上,除尘效率达99%以上,可以有效去除氮氧化物、二氧化硫等多种酸性气体。

据了解,该项技术可同时实现脱硫、脱硝、除尘一体化协同处理,氮氧化物、二氧化硫以及颗粒物排放可连续稳定达到《炼焦化学工业污染物排放标准》(GB 16171—2012)规定的排放限值要求。

目前,国内焦化行业的烟气净化基本照搬电力行业的经验,尘、硫、硝采用3个独立的环保工艺进行处理,不仅投资多、占地面积广,而且运行维护费用高,还会形成废水等二次污染物。特别是将湿法和半干法脱硫工艺应用于焦化行业,会额外产生脱硫废液,增加烟气的含水量,与最新的烟气“脱白”需求冲突。为此,淮北矿业集团紫朔公司与清华大学联合开展技术攻关,成功研发催化陶瓷滤管干法脱硫脱硝除尘一体化治理技术。该项技术以陶瓷催化滤管为核心部件,减少了烟气中焦油、焦炭、粉尘以及粉尘中重金属离子对催化剂的影响,延长了催化剂的使用寿命。同时,该技术通过优化和复配催化剂,还可去除挥发性有机物等。此外,采取独立仓室设计可以分仓室离线检修,解决了焦炉在不停炉情况下,环保设施需要检修时排放不能达标的难题。(中国化工报)