

精制-气分装置凝结水系统的问题及解决措施

王 静 许养贤

陕西延长石油(集团)有限责任公司延安炼油厂 陕西延安 727406

摘 要: 针对延安炼油厂30万吨/年液化气精制-气分装置凝结水系统运行现状,分析凝结水系统运行问题的原因。以减少凝结水产生量为抓手,以降低凝结水回收罐压力为目标,以节能降耗改造为规划,通过改变脱丙烷塔进料热状态、余热利用改造、部分再沸器回水管线合理布局等多重措施,解决再沸器水击、凝结水罐顶放空喷溢、溶剂再生塔底重沸器蒸汽凝液并网难等一系列问题,效果显著。

关键词: 精制气分;凝结水;进料热状态;余热利用

Problems and solutions of condensate system in refining - gas separation unit

Jing Wang, Yangxian Xu

Yan 'an Refinery of Shaanxi Yanchang Petroleum (Group) Co. LTD Yan'an, Shanxi 727406

Abstract: Based on the operation status of condensate water system of 300,000 tons/year LPG refining and gas separation unit of Yan 'an Refinery, the causes of operation problems of condensate water system were analyzed. With reduced discharge condensate as the gripper, in order to reduce the condensate recovery tank pressure as the goal, for energy saving reconstruction planning, by changing the depropanizer feed thermal state, waste heat utilization, part of the reboiler return water pipeline multiple measures such as rational layout, and solve the reboiler, the condensate water roof vent eruption, solvent regeneration bottom reboiler steam condensate grid, and a series of difficult problems, The effect is remarkable.

Keywords: refined gas content; The condensate; Feed thermal state; Waste heat utilization

延安炼油厂30万吨/年液化气精制装置采用胺法脱硫工艺脱除催化液态烃中的硫化氢,预碱洗加抽提氧化工艺脱除液态烃中的硫醇,溶剂再生塔底重沸器和碱液加热器热源均为0.5MPa(g)蒸汽。30万吨/年气体分馏装置采用四塔分离,即脱丙烷塔,脱乙烷塔,丙烯塔,脱戊烷塔,其中丙烯塔采用热泵流程,其余三塔用塔底重沸器加热,热源为0.5MPa(g)蒸汽。两套装置所有凝结水统一回收至凝结水回收罐D-8008,通过凝结水泵P-8012抽出经脱丙烷塔进料预热器E-8001换热后送出装置。凝结水回收罐顶汽包处设有排放线,至气分装置边界消音后放空。近年,凝结水系统一直处于不正常运行状态,存在塔釜再沸器容易产生水击、凝结水无法全部并网等问题。水击引起的压强升高,可达管道正常工作压强的几倍,甚至几十倍^[1]。这种大幅度的压强波动,对管路系统造成的危害主要有:引起管道强烈振动、管道接头断开、局部超压而破裂、设备损坏等,严重威胁

到装置的安全、平稳、长周期运行。

1. 凝结水系统运行现状及原因分析

1.1 运行现状

(1) 碱液加热器E-4301、脱乙烷塔釜重沸器E-8003、脱戊烷塔釜重沸器E-8005水击严重;溶剂再生塔釜重沸器的凝结水无法顺利回收,既影响凝结水回收率,又影响现场面貌,还影响装置的平稳运行,存在很大的安全隐患。

(2) 凝结水回收罐D-8008放空管经常性发生凝结水喷溢,特别在冬季,装置伴热投用,凝结水水量相应增多,D-8008负荷相对增大,压力随之升高。即便对凝结水回收罐低液位控制,罐顶放空开度很小,也极易发生喷溢,导致临近管架数处挂冰、周围地面大面积结冰。如关闭罐顶放空,D-8008压力会更高,整个凝结水系统运行更困难,二者矛盾对立。

(3) 凝结水回收罐D-8008喷淋用除盐水消耗量大,

不利于节能降耗。

1.2 原因分析

装置凝结水主要由脱丙烷塔底再沸器、脱乙烷塔底再沸器、脱戊烷塔底再沸器、溶剂再生塔底重沸器产生的凝结水，碱液加热器产生的凝结水以及1.0MPa消防蒸汽、吹扫蒸汽和0.5MPa蒸汽伴热产生的凝结水组成。

对于凝结水回收罐D-8008压力控制，以在罐顶汽包填料柱喷淋外系统来的除盐水降温降压为主，罐顶放空降压为辅的控制措施。设计喷淋用除盐水温度 $\geq 30^{\circ}\text{C}$ ，近年因外系统来除盐水温度高，降温降压效果差，凝结水罐压力高；各塔釜重沸器、碱液加热器回水与装置诸多蒸汽伴热回水汇合至凝结水总管，最后到凝结水回收罐D-8008，由于碱液加热器、脱乙烷塔和脱戊烷塔釜重沸器加热温度要求相对较低，换热器出口凝结水压力相应也较低，部分回水管线布局不合理，导致回水不畅，发生水击；近两年除盐水进水温度还逐年增高，尤其是2020年，除盐水温度达到 $47 \sim 53^{\circ}\text{C}$ ，凝结水回收罐压力升高至80KPa（正常压力应不高于30KPa），加大除盐水喷淋量对降压没有明显效果，这样就使系统内凝结水从总管到支管层层受阻；所以，装置产生的凝结水量和外系统来除盐水温度是影响凝结水回收罐压力的主要因素，凝结水回收罐压力高是凝结水系统运行问题的根本原因。

2. 解决措施及效果

2.1 改变进料热状态

在化工生产中，进料热状态有饱和蒸汽进料，气液混合物进料，泡点进料，冷液进料和过热蒸汽进料。通常用 q 值表示进料中饱和液体所占的分率。若提高原料预热温度，则 q 值较小。精馏的核心是回流，精馏操作的实质是塔底供热产生蒸汽回流，塔顶冷凝液造成液体回流。根据全塔热量衡算，塔底的热量，进料带入热量与塔顶冷凝量三者之间由一定的关系，以固定回流比 R 即以固定冷却量为基准，进料带热愈多，塔底供热则愈少^[2]。

在气分装置，脱硫后的精制液化气经脱丙烷塔进料加热器E-8001加热，以泡点状态进入脱丙烷塔（C-8001）34层塔板，塔顶分离出碳二碳三，塔底分离出碳四碳五。E-8001热源为本装置所回收的凝结水，脱丙烷塔塔釜重沸器热源为0.5MPa（g）蒸汽。所以，提高进料温度，则能减少塔釜重沸器加热蒸汽量，从而能减少凝结水产生量，起到降低凝结水罐压力的作用。

为此，将脱丙烷塔进料温度由 53°C 逐步提高至

64°C ，脱丙烷塔釜加热蒸汽量由7.8t/h降至6.3t/h如图1，塔顶、塔底及各层塔板温度平稳，塔顶、塔底馏出口产品质量合格，分离效果良好。继续将进料温度提高至 66°C ，发现灵敏板即第34层塔板温度明显上升，要想调整热平衡，必须提高回流比，这样易发生液泛，且以能耗作为代价，显然不可取。

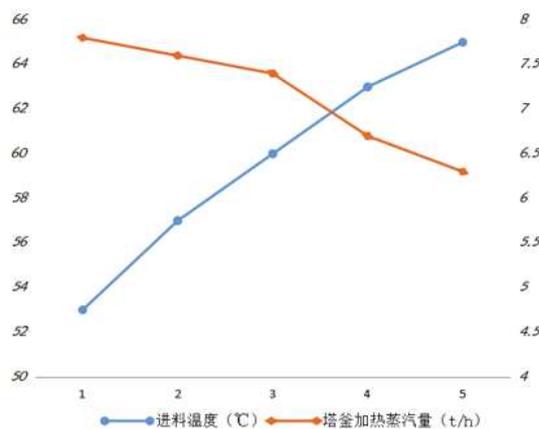


图1 进料温度与塔釜加热蒸汽关系

经过反复实践，脱丙烷塔进料温度控制在 $63 \sim 65^{\circ}\text{C}$ ，为最佳进料温度，每小时可少产生1.35吨凝结水，凝结水回收罐压力由65KPa降低至48KPa，换热器水击、放空喷溢现象明显好转；全年开工按8000h计，每小时节约蒸汽1.5吨，每年可节约蒸汽12000吨，蒸汽每吨按80元算，每年可节约蒸汽费用96万元。

2.2 余热利用改造

(1) 余热利用可行性分析

精制装置脱硫醇塔底出来的硫醇钠盐及其络合物随同碱液一起经碱液加热器E4301加热到 $40 \sim 50^{\circ}\text{C}$ 以利于硫醇氧化，初始设计使用0.5MPa（g）低压蒸汽作为热源。鉴于对碱液换热温度要求不高，考虑将热源由0.5MPa（g）蒸汽改为富余凝结水^[3]，以达到减少凝结水产生量的目的，起到降低凝结水罐压力的作用。

装置凝结水富余量 $6 \sim 11\text{t/h}$ ，凝结水温度为 $100 \pm 5^{\circ}\text{C}$ ，凝结水的平均比热为 $4.266\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^{\circ}\text{C})$ ^[4]，考虑到热损失，凝结水自泵P-8012出口引出至碱液加热器E-4301入口，温度大约为 $95 \pm 5^{\circ}\text{C}$ ，凝结水经碱液加热器E-4301换热后出口温度大约为 45°C ，如表1。

表1 碱液加热器E-4301主要参数

介质	温度/ $^{\circ}\text{C}$				压力/MPa				热负荷/ kW	
	管程		壳程		管程		壳程			
管程	壳程	设计	操作	设计	操作	设计	操作	设计	操作	
蒸汽	碱液	143	143	50	45	0.5	0.5	1.6	1.58	217.3

对装置富余凝结水的热负荷可按下列公式计算:

$$Q=W_h C_{ph} (T_1-T_2)$$

式中: W_h —凝结水的质量流量, kg/s;

C_{ph} —凝结水比热容, J/(kg·°C);

T_1 —凝结水冷前温度, °C;

T_2 —凝结水冷后温度, °C;

凝结水富余量按6h/t, 凝结水温度90°C, 热负荷具体计算为:

$$Q = \frac{6}{3600} \times 4.266 \times 10^3 \times (90 - 45) = 319.95 \text{ kW}$$

经过计算, 富余凝结水可提供的热负荷为319.95kW, 大于碱液加热器E-4301设计热负荷217.3kW, 即碱液加热器E-4301余热利用改造具有可实施性。

(2) 余热利用改造方案

根据热量核算结果, 富余凝结水所提供热量可满足碱液加热器E-4301正常使用时的热量。因此, 只对原换热流程进行改造就能达到预期效果。自凝结水泵P-8012出口配置一条管线至E-4301给汽调节阀前, 即可利用原调节阀控制温度; 并配制专线将换热后的凝结水直接返回凝结水回收罐, 以利于消除水击隐患。原设计流程保留, 流程上不尽合理。

(3) 余热利用改造效果

此项技改实施后, 利用凝结水对碱液加热, 系统温度能够达到45°C左右, 调节阀开度12%左右, 完全满足生产要求, 碱液加热器E-4301原设计使用低压蒸汽约0.48t/h, 考虑到损失, 故每小时可减少凝结水生成量约0.43吨, 在一定程度上减轻了凝结水回收罐负担; 碱液加热器回水采用专线送至凝结水回收罐, 完全消除了该加热器水击现象; 有效提高了凝结水的热能利用率, 每年可节约低压蒸汽3440吨, 折合节约生产成本

约27.5万元。

3. 结语

(1) 凝结水系统存在的主要问题有: 碱液加热器、脱乙烷塔重沸器水击; 凝结水回收罐放空喷溢; 溶剂再生塔底重沸器产生的凝结水不能顺利回收; 除盐水消耗量大等。

(2) 从问题本质看, 近年因外系统来除盐水温度不断升高, 凝结水罐降温降压效果差, 尤其在2020年, 随着进水温度一再升高, 在某种程度上已起不到降温降压的作用。

(3) 可采取的有效措施包括: 改变脱丙烷塔进料热状态, 对碱液加热器E4301进行余热利用改造, 以减少凝结水产生量, 减轻凝结水罐负担, E-4301回水温度为45°C左右, 回收到D-8008也起到一定的降温降压作用; 对换热温度较低的加热器回水采取专线输送, 也是消除换热器水击的有效措施。

(4) 对采取的多种方案进行了说明, 从数据上进一步比较, 证明了各项措施具有成效性。通过多措并举, 气分装置凝结水系统运行中诸多问题得到解决, 为装置长周期平稳运行奠定了基础。同时降低了蒸汽和除盐水量, 合计每年节约生产成本约123万元, 经济效益可观。

参考文献:

- [1] 马博. 蒸汽凝结水系统水击及其防范[J]. 化工设备与管道, 2016, 53(1): 78-83.
- [2] 陈敏恒, 丛德滋, 方图南等. 化工原理. 下册—3版. 北京: 化学工业出版社, 2006.5: 59-76.
- [3] 李栋, 付世昭, 权宜中等. 低温热在气体分馏装置的应用[J]. 炼油技术与工程, 2008, 38(4): 47-48.
- [4] 王燮理. 延迟焦化装置回收利用低温热的技术措施[J]. 中外能源, 2015, 20(3): 94-97.