

# 芳烃抽提装置蒸汽梯级改造及经济效益分析

陈 轲 (中海石油宁波大榭石化有限公司, 浙江 宁波 315812)

**摘要:** 本文从解决全厂 1.0MPa 蒸汽管网平衡的问题出发, 结合芳烃抽提装置的蒸汽使用情况, 确定降低蒸汽能级的可行性, 利用汽汽引射减温器替代蒸汽减温减压器的方式, 达到多用 1.0MPa 蒸汽节省 3.5MPa 蒸汽的目的, 同时为公司创造可观的经济效益。

**关键词:** 蒸汽梯级; 汽汽引射减温器; 蒸汽平衡

本装置为 55 万 t/a 芳烃抽提装置, 由中石化洛阳工程有限公司进行设计。装置主要由 4 部分组成, 分别为原料预分馏部分、抽提蒸馏部分、苯和甲苯精馏部分以及配套公用工程部分。其中抽提蒸馏部分采用中国石化集团公司石油化工科学研究院 (简称 RIPP) 开发的环丁砜抽提蒸馏工艺 (SED), 利用溶剂对 C<sub>6</sub>、C<sub>7</sub> 馏分中芳烃和非芳烃的溶解度不同, 以及溶剂对各组分相对挥发度影响的不同, 通过萃取、蒸馏, 实现芳烃与非芳烃分离。本文通过对该装置的抽提蒸馏系统进行了蒸汽梯级改造, 不仅解决了全厂蒸汽管网的瓶颈问题, 同时还为公司创造了可观的经济效益。

## 1 全厂蒸汽使用背景

本厂在各装置正常运行情况下, 需外购 1.0MPa 蒸汽近 30t/h 左右, 但是在夏季, 1.0MPa 蒸汽的外购量变低, 接近 20t/h, 由于 1.0MPa 蒸汽外购管网管径设计较大, 距离较远, 当外购量低于 20t/h 时, 会造成 1.0MPa 蒸汽管网温降和压降较大, 能量损失巨大。同时 1.0MPa 蒸汽的过剩也影响到全厂装置的平稳运行和节能改造项目的实施。在全厂凝结水余热回收项目实施的情况下, 还可以再节省 1.0MPa 蒸汽近 10t/h, 这就导致 1.0MPa 蒸汽的外购量更低, 能量损失也会更大, 因此必须重新考虑全厂 1.0MPa 蒸汽优化平衡。

## 2 装置蒸汽使用现状

而本装置抽提蒸馏部分中使用蒸汽作为热源, 其中抽提蒸馏塔 T601、溶剂回收塔 T603、溶剂再生塔 T604 塔底再沸器均采用 2.2MPa 蒸汽作为热源, 该蒸汽通过管网 3.5MPa 蒸汽减温减压来。并且抽提蒸馏塔 T601、溶剂回收塔 T603、溶剂再生塔 T604 塔底塔底温度控制在 170–178℃ 之间, 而 2.2MPa 蒸汽的饱和温度在 221℃ 左右, 蒸汽的饱和温度远高于塔底再沸器温度, 存在蒸汽梯级利用不合理的现象。

## 3 改造可行性分析

结合全厂蒸汽使用背景以及装置运行现状, 芳

烃抽提装置溶剂回收塔 T603、溶剂再生塔 T604 和抽提蒸馏塔 T601 塔底再沸器的运行状况, 若直接使用 1.0MPa 蒸汽作为塔底再沸器热源, 由于 1.0MPa 蒸汽的饱和温度为 184.6℃, 温差较小, 无法满足塔底供热; 因此可以适当提高蒸汽压力, 提高其饱和蒸汽温度, 利用抽汽设施将 3.5MPa 蒸汽混合 1.0MPa 蒸汽, 提高蒸汽压力后作为芳烃抽提溶剂回收塔 T603、溶剂再生塔 T604 和抽提蒸馏塔 T601 塔底再沸器热源。这样既可以消化掉全厂管网富裕的 1.0MPa 蒸汽, 也可以减少装置 3.5MPa 蒸汽的外购量, 从而平衡全厂的 1.0MPa 蒸汽, 同时也可以为公司创造经济效益。

经过中国石油化工股份有限公司石油化工科学研究院的适配性核算后, 得出结论: 使用 3.5MPa 蒸汽作为动力, 将富余的 1.0MPa 蒸汽升压至 1.5MPa (饱和温度 202℃), 再通过减温可以替代原 2.2MPa/g 蒸汽, 在 110% 处理负荷的工艺条件下, 其安全系数基本满足要求, 如表 1 所示。

## 4 优化方案

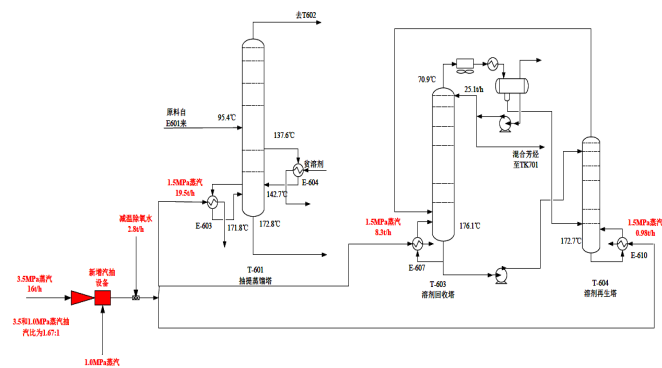


图 1 芳烃抽提 2.2MPa 蒸汽流程图 (优化后)

结合上述情况, 综合利用蒸汽梯级, 通过某种汽汽混合设施将 3.5MPa 蒸汽与 1.0MPa 蒸汽混合后形成 1.5MPa 蒸汽, 作为芳烃抽提溶剂回收塔 T603、溶剂再生塔 T604 和抽提蒸馏塔 T601 塔底再沸器热源, 可

以有效替代原 2.2MPa 蒸汽，同时能够满足抽提系统的供热，详细方案如图 1。

如图 1 所示，抽提系统全新的供热流程为通过抽汽设备利用原管网 3.8MPa, 403.9℃ 的中压蒸汽 16t/h, 将 1.0MPa, 250℃ 的低压蒸汽 9.6t/h, 升压至 1.5MPa, 温度 330℃, 再通过降温设备注入 2.8t/h 的除氧水, 温度降低至 211℃, 供芳烃抽提溶剂回收塔 T603、溶剂再生塔 T604 和抽提蒸馏塔 T601 塔底重沸器使用。

建立 3.5MPa 蒸汽 -1.0MPa 蒸汽 -1.5MPa 蒸汽抽汽系统模型, 对抽汽系统进行模拟计算, 模型和结果见图 2 和表 2 所示。

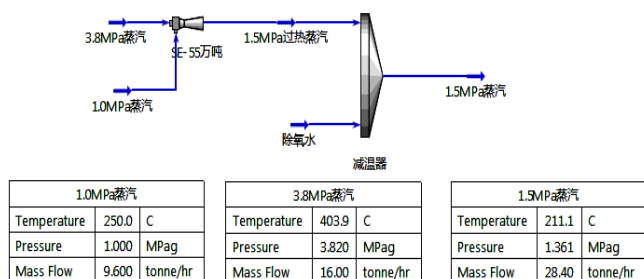


图 2 蒸汽抽汽及减温系统模型

根据图 1 和表 2 设计, 按照 3.5MPa 蒸汽 194.21 元/t, 1.0MPa 蒸汽 167.16 元/t, 除氧水 32.84 元/t 计算, 100% 负荷相同工况下, 投用原 2.2MPa 减温减压器的蒸汽成本为 4883.26 元/h, 投用该抽汽设施后的蒸汽成本为 4804.07 元/h, 按照年运行 8400h 计算, 可创造经济效益达 66.5 万元/a。并且在节约燃动成本的同时, 该方案可以多耗 1.0MPa 蒸汽 9.6t/h, 正好可以满足优化全厂 1.0MPa 蒸汽管网的需求。

## 5 实际经济效益

### 5.1 蒸汽梯级改造的直接经济效益

55 万 t/a 芳烃抽提蒸汽梯级改造项目于 2021 年 12 月 30 日投用, 汽汽引射器出口压力控制 1.65MPa。2022 年 1 月 14 日重新投用压力控制在 1.52MPa。本次对比挑选两组数据时保证处理量以及其他干扰因素一致, 具体数据情况如下:

第一组表 3 为汽汽引射器投用后 2022 年 1 月 18 日至 1 月 20 日的数据。

第二组表 4 为大检修前原减温减压器 DT801 投用时 2020 年 12 月 30 日至 2021 年 1 月 4 日的数据。(由于抽提系统蒸汽消耗干扰因素较多, 其中溶剂回收塔底再沸器 E607 管束堵管以及抽提蒸馏塔底加热器 E604 阀位波动对蒸汽用量影响很大, 因此在挑选对比

数据时尽可能排除了这两方面影响)

从表 3 以及表 4 可以看出, 汽汽引射器投用后抽提系统中 1.0MPa 蒸汽耗量增加 8.57t/h, 除氧水耗量减少 0.66t/h, 3.5MPa 蒸汽耗量减少 7.66t/h, 按照 3.5MPa 蒸汽 194.21 元/t, 1.0MPa 蒸汽 167.16 元/t, 除氧水 32.84 元/t 计算, 抽提部分蒸汽燃动成本减少 76.8 元/h, 合计全年可创造经济效益 64.5 万元, 基本达到预期的目标。

### 5.2 蒸汽梯级改造平衡蒸汽管网带来的经济效益

由于公司 1.0MPa 蒸汽富裕的背景, 在夏季 1.0MPa 蒸汽为保证管网的温降以及压降需要放空大量 1.0MPa 蒸汽, 导致大量蒸汽损失。而该项目投用后可以利用这部分损失的 1.0MPa 蒸汽, 同时节省 3.5MPa 蒸汽以及除氧水, 因此不需考虑 1.0MPa 蒸汽的成本, 根据计算该项目节省 3.5MPa 蒸汽 7.66t/h, 节约除氧水 0.66t/h, 按照高温天气 6 月、7 月、8 月合计 90 天保守计算, 通过降本增效可创造经济效益近 326 万元。

### 5.3 总体经济效益

结合上述两项分析, 该蒸汽梯级改造项目全年保守估计可以为公司创造经济效益近 390 万元。

## 6 存在的问题

该蒸汽梯级改造项目中的汽汽引射器采用喷嘴式抽汽, 导致设备运行期间噪音很大, 最高处超过 100 分贝, 巡检操作人员必须使用耳塞才能靠近。后对该设备增加了消音罩, 但受限于现场布置的空间问题, 消音效果不理想, 最高点仍有 95 分贝左右。并且由于其内部结构为双喷嘴式, 当该设备运行负荷越高, 其抽汽效率越高, 节能效果也越显著, 但当运行负荷较低时, 节能效果就会变差。

## 7 结论

目前该蒸汽梯级改造项目已处于平稳运行阶段, 该芳烃抽提装置高负荷运行时本身可节约燃动成本约 64.5 万元/a, 平衡蒸汽管网可节约燃动成本约 326 万元/a, 合计可创造经济效益约 390.5 万元/a。但该项目中的汽汽引射减温器若是仅用于降本增效, 效益不够稳定, 其创造经济效益的来源主要来自 3.5MPa 蒸汽以及 1.0MPa 蒸汽的差价, 在负荷较低的情况下, 抽汽效率大幅度降低, 导致节能效果不明显。但从本公司目前的情况来看, 对于 1.0MPa 蒸汽管网的平衡作出了重大贡献, 由于在夏季高温 1.0MPa 蒸汽需要放空的情况存在, 该项目投用后在夏季消耗了这部分原需要空放的 1.0MPa 蒸汽, 同时大量节省了 3.5MPa 蒸汽

以及除氧水,为公司创造了极大的经济效益,可以在具有相同蒸汽管网背景的炼厂进行推广使用。

#### 参考文献:

- [1] 杨家红,金斌,姜威等.硫黄制酸装置余热蒸汽梯级利用[J].磷肥与复肥,2022,37(07):31-33.
- [2] 高万博,陈玉翔,詹腾腾等.减温减压器的减压特性分析研究[J].热能动力工程,2020,35(03):129-137.
- [3] 邓庚庚,周家辉,周天羽等.新型小汽机耦合多级蒸汽引射器供热系统及性能分析[J].动力工程学报,2023,43(02):222-230.
- [4] 庞敬帅,熊念,张尤俊等.用于热电联产的蒸汽引射器结构优化研究[J].动力工程学报,2023,43(07):941-950.
- [5] 黄杰,蒋威,黄燕荣.蒸汽管网平衡控制及节能优化研究[J].工业控制计算机,2022,35(08):47-50.
- [6] 华亭谷.化工项目蒸汽平衡的经验总结[J].广东化工,2022,49(12):96-98.
- [7] 张尤俊,戈志华,庞敬帅等.集成蒸汽引射器热电联产余热供热系统全工况性能分析[J].动力工程学报,2023,43(03):380-390.
- [8] 李元明,李家乐,于洋,刘东,杨培君.芳烃抽提装置问题分析及优化措施[J].当代化工,2020,49(07):1497-1500.
- [9] 于洪浩,李飞,徐丁华等.利用蒸汽引射器的热电联供系统技术与经济性[J].煤气与热力,2019,39(07):4-8.
- [10] 刘金萍.芳烃抽提装置蒸汽系统节能优化[J].山东化工,2021,50(12):153-155.

表1 换热器安全系数核算数据

设备位号	设备名称	核算基准	安全系数
E-603	抽提蒸馏塔再沸器	110%	1.17
E-607	溶剂回收塔再沸器	110%	0.99
E-610	溶剂再生塔再沸器	110%	1.93

表2 55万抽汽设备模拟计算结果

当前工况	单位	数值	备注
减温减压器			
2.2MPa 蒸汽消耗量	t/h	19.8	E603
	t/h	8.3	E607
	t/h	0.98	E610
管网来 3.5MPa 蒸汽量	t/h	24.4	
注入除氧水量	t/h	4.4	
汽引射器			
1.5MPa 蒸汽消耗量	t/h	28.4	
管网来 3.5MPa 蒸汽量	t/h	16	
管网来 1.0MPa 蒸汽量	t/h	9.6	
注入除氧水量	t/h	2.8	

表3 汽引射器 PK601 节能数据

设备 负荷	PK601 1.52MPa 蒸汽			
	重整进料 150t/h, 稳定汽油 10t/h			
日期	2022/1/18	2022/1/19	2022/1/20	平均
PK601: 1.0MPa 蒸汽	9.09	9.15	7.47	8.57
PK601/DT801: 除氧水	3.4	3.33	3.67	3.47
PK601/DT801: 3.5MPa 蒸汽	14.32	14.32	16.02	14.89
抽提蒸汽燃动 (元/h)	4412.53	4420.87	4481.14	4438.18

表4 减温减压器 DT801 数据

设备 负荷	DT801 2.2MPa 蒸汽						
	重整进料 150t/h, 罐区稳定汽油 10t/h						
日期	2020/12/30	2020/12/31	2021/1/1	2021/1/2	2021/1/3	2021/1/4	平均
DT801: 除氧水	4.11	4.18	4.11	4.13	4.13	4.11	4.13
DT801: 3.5MPa 蒸汽	22.51	21.94	22.69	22.65	22.77	22.73	22.55
抽提蒸汽燃动 (元/h)	4506.65	4398.49	4540.59	4535.47	4558.7	4549.96	4514.98