

芳烃抽提装置生产中存在的问题及对策

王广源¹ 王建辉²

(1. 中国石化齐鲁分公司, 山东淄博, 255400; 2. 中国石化齐鲁分公司烯烃厂, 山东淄博, 255411)

摘要 分析齐鲁分公司烯烃厂芳烃抽提装置生产运行中存在的问题, 提出一系列有针对性的解决措施。通过实施技术改造, 优化抽提蒸馏工艺, 提高了装置的产品质量及运行平稳率。

关键词 芳烃 抽提蒸馏 原料 工艺 生产 对策

中图分类号: TE 624.5 文献标识码: B 文章编号: 1009-9859(2011)02-0096-03

为了综合利用炼油和乙烯的芳烃资源, 扩大芳烃抽提的能力, 增产芳烃产品, 中国石化齐鲁分公司烯烃厂于 2008 年新建一套处理能力为 680 kt/a 的芳烃资源综合利用装置, 回收重整脱戊烷油和乙烯加氢汽油中的芳烃。该项目由预分馏、芳烃抽提蒸馏、芳烃分离三部分组成, 设计规模分别是: 预分馏 680 kt/a, 芳烃抽提蒸馏 413.1 kt/a, 芳烃分离 282.4 kt/a。

1 工艺流程简述

中国石化齐鲁分公司炼油厂的重整脱戊烷油

及烯烃厂的裂解加氢汽油首先按 3.25:1 的比例进入预分馏部分, 经分馏得到的 C₈ 以上馏分 49.8 kt/a 去原芳烃装置, 其余送炼厂调合汽油; C₆~C₇ 馏分进芳烃抽提蒸馏。

芳烃抽提蒸馏以环丁砜为溶剂, 利用其对芳烃和非芳烃溶解度的差异, 实现苯、甲苯混合芳烃与非芳烃分离。非芳烃作为抽余油副产品送出装置, 溶剂循环利用, 混合芳烃送入芳烃分离部分。

在苯/甲苯塔, 用精馏的方法将苯和甲苯分离, 塔顶得到苯产品, 塔底得到甲苯产品。其工艺流程如图 1 所示。

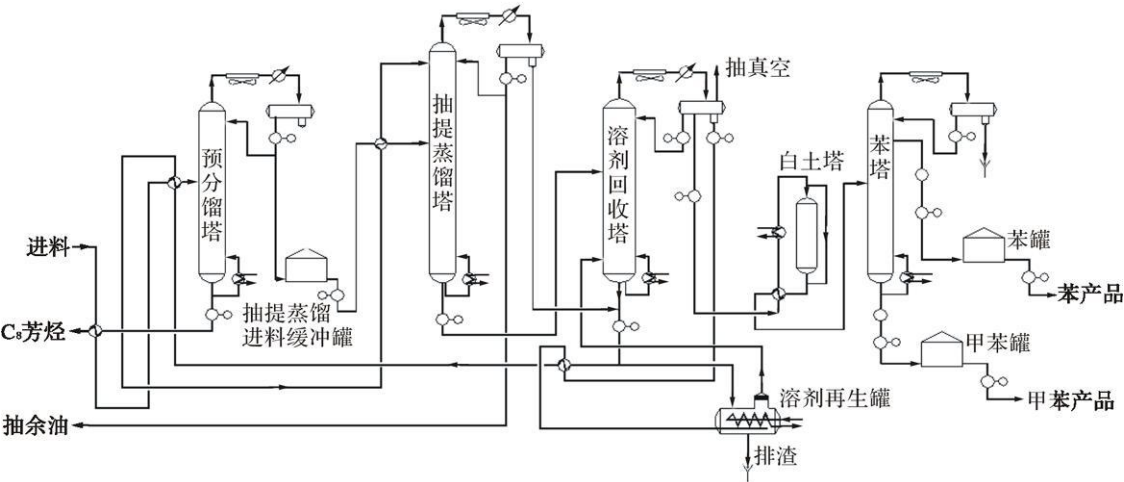


图 1 芳烃抽提蒸馏单元工艺流程示意

收稿日期: 2011-03-07 修回日期: 2011-04-18

作者简介: 王广源 (1975-), 男, 助理工程师, 1996年毕业于济南石油化工经济学校化工专业。现在中国石化齐鲁分公司生产管理部工作。电话: 0533-7585116

2 芳烃抽提蒸馏生产中存在的问题

2.1 原料组成与设计值偏差较大, 抽余油质量不稳定

抽提蒸馏装置原设计年加工重整脱戊烷油和裂解加氢汽油分别为 520 kt 和 160 kt, 即重整脱戊烷油和裂解加氢汽油按 3.25:1 的比例配合后进行加工。但由于公司产品结构调整后, 重整脱戊烷油供应量严重不足, 且无法连续供应, 装置经常只加工裂解加氢汽油, 因此导致抽提蒸馏装置原料组成不稳定, 与设计值偏差较大。抽提蒸馏部分开工以来实际进料组成平均值与设计值见表 1, 重整脱戊烷油与裂解加氢汽油的组成情况见表 2。

表 1 抽提蒸馏单元实际进料组成 (w) %
平均值与设计值对比

项目	非芳烃	苯	甲苯
设计值	31.49	28.34	40.17
只加工裂解加氢汽油时进料组成	17.37	53.76	28.87
实际进料组成	18.93	51.61	29.46

表 2 重整脱戊烷油与裂解加氢汽油组成 (w) %

项目	非芳烃	苯	甲苯	C ₈ 及以上馏分
重整脱戊烷油	21.15	8.87	24.59	45.39
裂解加氢汽油	14.38	44.51	23.90	17.21

从表 1、表 2 中可以看出, 抽提蒸馏装置开工以来, 因原料配比情况发生了很大变化, 进料组成较设计值相差较大。裂解加氢汽油中非芳烃含量较低, 苯含量比重整脱戊烷油中高很多, 当经过预分馏塔分离后, 抽提蒸馏部分的进料中非芳烃含量较设计值低, 特别是苯含量非常高, 若按之前的设计参数进行操作, 抽出液、抽余油将很难同时达到设计指标。开工初期为保证抽出液质量, 导致抽余油质量波动较大, 特别是苯含量较高, 造成装置芳烃收率降低。

2.2 抽提蒸馏塔和溶剂回收塔热量失衡

抽提蒸馏装置运行过程中, 当抽提蒸馏塔和溶剂回收塔液位低时, 经常出现塔釜温度升不起来, 塔底加热蒸汽量迅速下降, 呈现塔底再沸器无热交换的现象, 两塔操作温度下降达不到设计指标, 无法正常运行。

2.3 非芳烃分离塔压力波动较大, 难以控制

非芳烃分离塔塔顶压力采用分程控制, 以维持塔的压力稳定。但在实际运行中, 非芳烃分离

塔塔顶压力波动较大, 难以控制, 且非芳烃分离塔与抽提蒸馏塔压力为串联控制, 因此, 这也直接影响到抽提蒸馏塔的操作。

2.4 溶剂再生塔加热量不足, 汽提气温度低

溶剂再生塔再沸器蒸汽量偏小, 导致再生塔操作温度及汽提气温度偏低, 溶剂再生效果差。

2.5 预分馏塔操作压力高, 操作难度大

因预分馏塔塔顶空冷器设计负荷偏小, 且由于目前加工的原料中裂解加氢汽油所占比例较高, 导致塔上部负荷偏高, 造成塔操作压力大大高于设计值, 预分馏塔操作难度大。

3 解决措施

3.1 优化工艺参数, 提高抽余油质量

由于抽提蒸馏部分进料组成与设计值偏差较大, 尤其是装置开工初期, 原料只有裂解加氢汽油, 因此当时按照设计工艺参数进行操作时, 虽然抽出液可以达到较好的质量, 但抽余油质量较差, 非芳烃纯度只有 70% 左右, 苯含量高达 25% ~ 30%, 严重超出其设计质量指标。

为适应装置原料的变化, 通过优化工艺参数, 摸索出一套适合加工裂解加氢汽油的操作参数。

(1) 提高主溶剂比。将主溶剂比由设计值的 3.8~4.8 提高到 5.2~5.3。当原料中混配一定的重整脱戊烷油时, 主溶剂比可适当降低。

(2) 降低抽提蒸馏塔操作温度。将抽提蒸馏塔底操作温度由设计值的 170℃ 降至 162~165℃, 在保证非芳烃由塔顶蒸馏除去的前提下, 尽量维持较低的操作温度, 以降低抽余油中的苯含量。

(3) 适当提高非芳烃蒸馏塔操作压力。操作压力由设计值的 0.05~0.07 MPa 升至 (0.08±0.005) MPa。

通过以上工艺参数的优化, 抽余油纯度由优化前的 70% 左右提高到 90% 以上, 而抽出液中非芳烃含量能维持在 1 000 μg/g 左右。

3.2 进行设备检查, 消除设备缺陷

抽提蒸馏塔、溶剂回收塔塔釜再沸器为立式热虹吸式再沸器, 以 1.5 MPa 中压蒸汽 (G) 作加热热源。当两塔液位低时, 塔底加热蒸汽量迅速下降, 呈现塔底再沸器无热交换的现象。经分析可能是两塔塔底隔板存在制造缺陷或损坏, 当两塔液位低时, 再沸器进出物料形成连通器后无压差, 导致再沸器无法产生虹吸现象。

在 2008 年 11 月进行的装置停工检修中, 通过打开设备检查, 发现抽提蒸馏塔隔板与塔壁连接处出现开裂, 且设计中两塔隔板下缘与塔底封头连接处未进行焊接, 因此造成再沸器进出物料形成连通器后无压差, 导致再沸器无法产生虹吸现象。针对这一情况, 将隔板下缘与塔底封头连接处进行满焊, 并对抽提蒸馏塔隔板与塔壁连接开裂处进行修复。装置再次开工后, 问题得到彻底解决。

3.3 对非芳烃蒸馏塔空冷器压力平衡线进行改造

非芳烃分离塔塔顶压力存在难以控制的问题, 经分析是由于塔顶气相空冷器压力平衡线设计存在缺陷 (压力平衡线应该是由空冷器出口集合管线引出, 向上至高于空冷器上缘后再往下连接至回流罐顶部), 压力平衡线向上高度不够, 造成空冷器出口不凝气无法顺利排至回流罐而积聚, 影响传热效果和物料流动, 从而导致塔压力波动。

为此, 依照老装置空冷器压力平衡线的设计, 将非芳烃分离塔塔顶空冷器压力平衡线抬高至高于空冷器上缘后, 问题得到很好的解决。

3.4 更换溶剂再生塔再沸器疏水器, 提高加热蒸汽量

由于再沸器疏水器流通能力较小, 溶剂再生塔加热量不足。虽然开疏水器旁路后, 蒸汽流量有所增加, 但由于部分蒸汽也直接通过旁路阀, 蒸汽潜热未得到有效利用, 加热效果也未得到明显改善。针对这一情况, 将溶剂再生塔再沸器疏水器更换为流通能力较大的疏水器后, 汽提蒸汽温度达到设计指标, 溶剂再生塔再生效果得到明显提高。

3.5 制定方案, 择机对预分馏塔空冷器进行改造

目前, 预分馏塔进料中重整脱戊烷油与裂解加氢汽油的配比只有 1: 2。从表 2 中重整脱戊烷油与裂解加氢汽油组成情况可以看出, 裂解加氢汽油中非芳烃 + 苯 + 甲苯的质量分数达到 82.79%, 而重整脱戊烷油中非芳烃 + 苯 + 甲苯的质量分数仅占 54.61%, 按目前的原料配比进行生产, 预分馏塔上部负荷将明显增加, 再加上预分馏塔顶空冷器 EC-803 设计负荷偏小, 从而造成预分馏塔顶压力偏高 (设计值为 0.06 MPa 目前进料 87.9% 设计负荷时压力最高已达到 0.12

MPa)。

为降低预分馏塔操作压力, 采取了一定的措施, 如新加临时管线, 增大回流罐顶放空量、预分馏塔采用低温低回流操作等, 可是这些措施不但增加了芳烃的损失, 降低了芳烃收率, 而且使预分馏塔分离效果变差, 塔底夹带甲苯等轻组分。

为从根本上解决问题, 只能采用增加预分馏塔顶空冷器负荷的办法。结合装置区现场设备布置情况, 预分馏塔顶采出料首先通过空冷器 EC-804 冷却至 60℃后, 再经过水冷器 EA-818 冷却至 40℃送至罐区 FB-801。通过计算, 预分馏塔满负荷操作时, 其塔顶采出物料仅通过水冷器 EA-818 冷却即能满足工艺要求, 因此可将 EC-804 空冷器进行改造, 将其改造为与预分馏塔顶空冷器 EC-803 并联的空冷器, 从而达到增加预分馏塔顶空冷器负荷, 降低预分馏塔操作压力的目的。目前具体方案正在编制中, 择机将实施技术改造。

4 优化运行效果

通过采取以上措施, 芳烃抽提蒸馏装置的生产运行状况得到了改善, 抽提蒸馏塔和溶剂回收塔热量失衡、非芳烃分离塔压力波动较大、溶剂再生塔加热量不足等问题都得到了解决, 装置运行逐渐趋于稳定。同时, 抽余油质量也得到了很大的提高, 纯度由优化前的 70% 左右提高到 90% 以上, 大幅提高了芳烃收率, 提高了装置的总体效益。表 3 中所列的是参数优化前后抽余油的组成变化情况。

表 3 参数优化前后抽余油纯度 (w) %

项目	非芳烃	苯	甲苯
优化前	72.03	22.35	5.16
优化后	92.06	7.06	0.73

5 结论

通过对齐鲁芳烃抽提蒸馏装置生产运行中存在的问题进行分析, 并根据生产实际对优化装置运行提出切实可行的对策。通过优化工艺参数、实施技术改造等措施, 解决了装置开工以来影响运行的诸多问题, 尤其是通过优化工艺参数, 在原料组成与设计值发生较大变化的情况下, 提高了抽余油质量, 为今后装置的生产稳定运行提供了保障。

(下转第 106 页)

得到了很好的改善。运行 1 a 来电动机的前轴承温度基本保持在 50℃, 最高未超过 60℃, 且机身温度未超过 60℃。

(2) 为确保环境温度超过 30℃ 时变频器运行的稳定, 在配电室内加装了空调, 以便降低变频器运行环境温度, 同时在控制柜上部加装了排风机, 通过强制排风, 降低变频器运行温度。

(3) 在变频器输出端增加了输出电抗器和电容器, 以减少高次谐波对电动机绝缘的损坏, 同时可以抑制电动机振动和减少电动机噪音。

5 经济效益

改造后的水泵达到了设计要求, 实现了恒压供水, 保证了装置的稳定运行。电动机运行电流

与其他同型号水泵相比平均减少 40 A, 按 300 d/a 计算, 实际功率因数为 0.9, 电费 0.6 元/(kW·h), 每年可节电费为 $300 \times 24 \times 1.732 \times 0.38 \times 60 \times 0.9 \times 0.6 = 102\,357.04$ 元。系统改造投资 22 万元, 5 匹空调 1 a 运行 150 d 电费为 $2 \times 24 \times 150 \times 0.6 = 4\,320$ 元, 扣除改造费用和空调运行用电费, 给水泵运行 26 个月就可收回投资。

参考文献

- [1] 任致程. 电动机变频器实用手册. 北京: 中国电力出版社, 2004: 1–21.
- [2] 吴加林. 变频器应用手册. 北京: 机械工业出版社, 2002: 48–60.
- [3] 王仁祥. 通用变频器选型与维修技术. 北京: 中国电力出版社, 2004: 34–87.

INFLUENCE OF INVERTER CARRIER FREQUENCY ON THE OPERATION OF MOTOR

Wang Jun

(Shandong Qilu Petrochemical Kaitai Industrial Co., Ltd., Zibo, Shandong 255000)

Abstract Principle of PWM modulation is presented, influence of inverter carrier frequency on the operation of motor is analyzed, reason of heating of the motor is found out, and appropriate solutions are developed to ensure stable operation of the water pump.

Key words inverter; switching frequency; PWM; modulation; IGBT; frequency motor

(上接第 98 页)

PROBLEMS AND COUNTERMEASURES IN EXTRACTIVE DISTILLATION OPERATION OF AROMATIC

Wang Guangyuan¹, Wang Jianhui²

(1. Qilu Branch Co., SINOPEC, Zibo, Shandong, 255400)

(2. Olefin Plant of Qilu Branch Co., SINOPEC, Zibo, Shandong, 255411)

Abstract This paper analyzed problems in the operation of the aromatic extractive distillation unit of Olefin Plant of Qilu Branch Co., SINOPEC, and proposed a series of countermeasures. Through implementation of technical revamping and optimization of the distillation process, better product quality and a steady operation rate were achieved.

Key words aromatic; extractive distillation; raw materials; technology; production; countermeasure