

# 芳烃抽提装置汽提塔技术改造

周剑锋\*

(大庆石化公司化工一厂,黑龙江 大庆 163714)

**摘要:**以某套新建芳烃抽提装置为例,简述了芳烃抽提装置工艺原理和流程以及装置在开工后出现了汽提塔液泛的瓶颈问题,影响了装置生产负荷和经济效益。针对这一生产瓶颈进行分析讨论查找原因,最终通过对汽提塔塔盘进行改造,增加塔盘开孔率并成功将这一生产瓶颈攻破,改造后装置能够达到满负荷,并且运行平稳,达到了预期的目的。

**关键词:**芳烃抽提;汽提塔;瓶颈;改造

中图分类号:TE626

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2016)12-0136-03

DOI:10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2016.12.035

## Technical transformation for stripping tower of aromatics extraction device

ZHOU Jian-feng\*

(No. 1 Chemical Plant of Daqing Petrochemical Company, Daqing 163714, China)

**Abstract:** Taking a set of new aromatics extraction device as example, the process principle and flow of aromatics extraction unit are briefly introduced. The bottleneck problems of the stripping tower after start-up are analyzed and discussed, which affects the production load and economic benefit. The corresponding reasons are determined. Through reforming the stripper tray, increasing the perforation rate of the tray, this bottleneck problem is successfully solved. In addition, the device after transformation can reach full capacity and the operation is stable.

**Key words:** aromatics extraction; stripper; bottleneck; modification

芳烃,尤其是苯、甲苯、二甲苯等轻质芳烃,应用范围从原来的炸药、医药、染料、农药等传统化学工业迅速扩大到高分子材料、合成橡胶、合成纤维、合成洗涤剂、表面活性剂、涂料、增塑剂等新型工业<sup>[1]</sup>,已经成为日常生产生活中重要基础原料,因此芳烃抽提装置的运行状态对企业的经济效益影响很大。

## 1 概述

芳烃抽提装置的主要原料为重整生成油和乙烯裂解加氢汽油,芳烃和非芳烃沸点接近,会形成共沸物,不能用简单蒸馏获取纯的芳烃,因此工业上采用溶剂抽提的方式分离芳烃和非芳烃<sup>[2]</sup>。芳烃抽提的溶剂主要有环丁砜、三甘醇、四甘醇、*N*-甲基吡咯烷酮、*N*-甲酰基吗啉。采用环丁砜为溶剂的芳烃抽提是石油化工中常见生产工艺,以环丁砜为代表的液/液抽提工艺对原料的适应性强,溶解能力强、选择性好、分离容易、溶剂损耗少、无毒廉价,并能从芳烃原料中经济、高回收率地获取高纯度芳烃,其工艺设计方案成熟,故受到相关工厂企业的青睐<sup>[3]</sup>。

以采用乙烯裂解加氢汽油为原料,以环丁砜为

溶剂进行单苯抽提的装置为例,某装置由原料切割单元、苯抽提单元、苯精制单元、公用工程等部分组成。原料切割单元以裂解加氢汽油为原料,切割出满足要求的C<sub>6</sub>馏分供苯抽提单元做进一步的加工,切割塔底的调和汽油组分送出装置,苯抽提单元以原料切割单元切出的C<sub>6</sub>馏分为原料,分别经过抽提塔、抽余油水洗塔、汽提塔、回收塔处理后,生产出粗苯和副产品抽余油,粗苯再进入苯精制单元经干苯塔、白土塔脱除水分和杂质生产出合格的苯产品。

## 2 芳烃装置的瓶颈问题

### 2.1 汽提塔液泛

某芳烃装置开工后随着装置负荷的提高,当负荷达到80%以上时,汽提塔就会气液负荷增加,塔压降急剧上升,效率急剧下降,塔发生液泛,造成装置严重波动。当发生严重液泛时,装置就会被迫停工调整,影响到上下游装置的平稳运行,严重危胁装置安全、长周期运行,影响经济效益。

### 2.2 汽提塔简介

某芳烃装置的汽提塔为浮阀塔,共有36块塔板。汽提塔是根据芳烃和非芳烃在溶剂环丁砜中相

对挥发度的不同,采用蒸馏的方法将富溶剂中的轻质非芳烃和部分芳烃从塔顶蒸出。进料线由4股物料汇合后进入汽提塔第一层塔板,第一股和第二股都是来自抽提塔底采出的第一富溶剂,但经过的换热流程不同,第三股是来自回收塔底的贫溶剂,第四股为补充溶剂线。塔底富溶剂经泵抽出送到回收塔,塔顶蒸出物料经冷却器后进入返洗芳烃罐,见图1。

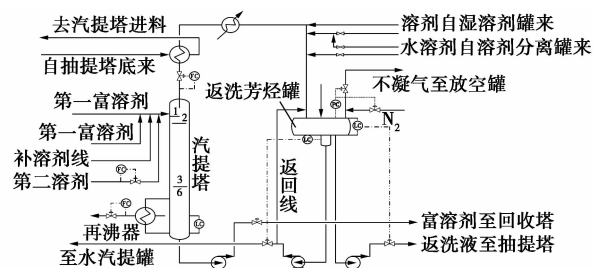


图1 芳烃装置汽提塔流程

### 3 原因分析

结合精馏塔发生泛塔的因素,分析造成汽提塔液泛的原因有以下3种,一是工艺操作问题;二是塔内件可能存在变形,降液管和受液盘的间隙较设计值偏低或者部分浮阀安装过紧,无法正常升起;三是塔盘开孔率偏低。

#### 3.1 调整工艺参数

针对汽提塔液泛的原因分析,首先对工艺参数进行调整,主要制定了以下措施:①将汽提塔塔底操作温度下调至151~152℃,以减少塔顶气相蒸发量,降低汽提塔发生液泛的可能性;②降低装置进料中环烷烃的含量,减少导致发泡组分进入到苯抽提

的汽提塔,防止汽提塔发生液泛;③第三溶剂量投用(抽提塔进料线处溶剂量),以降低汽提塔的烃负荷,提高第二溶剂量至30 t/h。

通过以上调整,汽提塔操作的稳定性得到了一定的改善,但是一旦装置负荷达到100%时,汽提塔依然还会出现气液负荷偏大,因此可以证明工艺操作不是问题的真正原因。

#### 3.2 工艺计算

将工艺包数据进行模拟计算,计算得到的塔操作温度、塔内气液相负荷、各组分含量等均能与工艺包结果吻合,说明计算的物性方法及理论板数均合理。降液管和受液盘的间隙也满足设计值,塔盘结构及浮阀按照结构也能满足使用要求,排除了可能造成汽提塔液泛的第二种原因。

在工艺计算过程中发现原料组成与设计值偏差较大,将实际进料参数和组成与设计值进行对比,见表1,将汽提塔塔顶物料做样分析与设计值进行对比,见表2。

表1 汽提塔设计与实际操作参数对比

项目	设计值	实际值
塔顶操作压力/MPa	0.15	0.166
塔底操作压力/MPa	0.19	0.216
进料温度/℃	118.8	94.8
第一富溶剂进料量/(kg·h <sup>-1</sup> )	143582	138000
第二富溶剂进料量/(kg·h <sup>-1</sup> )	—	37000
进料中苯含量/(kg·h <sup>-1</sup> )	37610	55830
进料中轻组分含量/(kg·h <sup>-1</sup> )	3791	10138
出料中苯含量/(kg·h <sup>-1</sup> )	14364	13922
出料中轻组分含量/(kg·h <sup>-1</sup> )	3791	6460
塔顶采出量/(kg·h <sup>-1</sup> )	19000	21000

(上接第135页)

[21] 李鑫钢,张锐,高鑫,等.轻汽油反应精馏醚化过程模拟[J].化工进展,2009,28(s2):364-367.

[22] Damartzis T, Seferlis P. Optimal design of staged three-phase reactive distillation columns using nonequilibrium and orthogonal collocation models[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2010, 49(7): 3275-3285.

[23] Sommer S, Müller P, Kienle A. Iterative feedback tuning of PID controllers for reactive distillation processes: A comparison with Relay feedback tuning[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2011, 50(16): 9821-9828.

[24] Sudibyo I M, Murat M N, Aziz N. Comparison of MIMO MPC and PI decoupling in controlling methyl tert-butyl ether process[J]. Computer Aided, Chemical Engineering, 2012, 31: 345-349.

[25] Sharma N, Singh K. Quadratic dynamic matrix control of isopropyl acetate reactive distillation column[C]. In proceedings of the world

congress on engineering and Computer Science, 2010.

[26] Olanrewaju M J, Al-Arfaj M A. Development and application of linear process model in estimation and control of reactive distillation [J]. Computers & Chemical Engineering, 2005, 30(1): 147-157.

[27] Sudibyo S, Murat M N, Aziz N. Neural wiener based model predictive control (NWMP) for MTBE catalytic distillation using reduced sequential quadratic programming (RSQP) [J]. Advanced Materials Research, 2015, 1113: 733-738.

[28] 高鑫,李鑫钢,李洪.催化精馏塔中催化剂填装技术的研究述评[J].化工进展,2010,29(3):419-425.

[29] Li J, Ding H, Xiang W, et al. Hydraulic performance of winpak-c modular catalytic structured packing[J]. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 2015, 94: 556-564.

[30] 高鑫,赵继文,肖红,等.渗流型催化填料的流体力学性能[J].化工进展,2009,28(s2):315-317. ■

表2 汽提塔塔顶物料组成设计值与实际对比

项目	设计值		项目	实际值	
	设计值	实际值		设计值	实际值
C <sub>5</sub> 链烃/%	19.95	1.49	苯/%	75.75	55.22
C <sub>6</sub> 链烃/%	0.00	2.01	甲苯/10 <sup>-6</sup>	16.00	0.00
C <sub>7</sub> 链烃/%	0.00	0.44	二甲苯/%	0.00	0.00
C <sub>8</sub> 链烃/%	0.00	0.02	乙苯/%	0.00	0.00
C <sub>5</sub> 环烃/%	0.00	30.55	C <sub>9</sub> A/%	0.00	0.00
C <sub>6</sub> 环烃/%	0.00	10.27	水/%	3.99	0.00
C <sub>7</sub> 环烃/%	0.00	0.00	溶剂/%	0.30	0.00
C <sub>8</sub> 环烃/%	0.00	0.00	合计/%	100.00	100.00

由表1、表2可以看出,汽提塔进料物料和塔顶物料组成与设计值相比发生了较大的变化。特别是塔顶物料中碳五非芳及碳六非芳较设计偏差最大,与原始设计中汽提塔操作只按照碳五链烃和苯2种物料进行分离的状态相差甚远。富溶剂中的烃负荷上升,容易造成汽提塔内气相迅速上升,携带量急剧增加,操作上需要增开第二溶剂线将烃负荷调至正常范围,多增加的第二溶剂也会导致汽提塔底蒸汽用量上升,从而进一步导致塔内气相速度增快。液体被气体夹带到上一层塔板上的量剧增,液泛发生频率增加。在当前进料条件下要达到满足气相速度的前提,需对汽提塔进行水力学核算。

### 3.3 水力学计算

根据工艺计算结果进行塔盘水力学核算,水力学核算结果见表3。

表3 设计值与实际值对比

项目	设计值		实际值	
	塔顶	塔釜	塔顶	塔釜
气相负荷/(kg·h <sup>-1</sup> )	22795.0	30803.0	46971.5	55313.0
液相负荷/(kg·h <sup>-1</sup> )	147377.5	155385.5	201871.5	210212
开孔率/%	8.85	8.85	8.85	8.85
每板压降/Pa	642.22	647.80	752.85	819.41
校正阀孔动能因子/Pa <sup>0.5</sup>	5.90	7.49	11.40	12.59
阀孔气速/(m·s <sup>-1</sup> )	2.58	3.01	4.36	4.45

由水力学计算表可以看出,现场的阀孔动能因子、阀孔气速、每板压降等参数均比原设计值大,塔易发生液泛现象。

总结出由于进料中非芳烃含量及苯含量增多,导致塔内的气液相负荷增大,对于发泡物系,为了保证气液传质效率,阀孔动能因子一般控制在8左右,

最大不超过10,但是实际动能因子已达到12.59,已超出了合理的设计范围,可见塔盘开孔率紧张,塔盘结构难以满足增大后的气液相负荷,是汽提塔发生液泛的真正原因。

## 4 技术改造

设计的升气孔总面积与塔截面积之比为8.86%,通常设计范围在8%~15%。根据汽提塔操作压差来判断,该塔的开孔率可能偏低,处于通常设计范围的下限。需调整塔盘结构,经过初步计算塔盘开孔率由8.85%增大至13.11%能有效解决汽提塔液泛问题。按照进料组成及温度(118.8℃)、操作压力(0.15 MPa)提出的改造塔盘开孔率的要求,将开孔率增加至10%左右,并考虑到汽提塔的操作弹性以及塔顶出料的情况,选择9.8%开孔率,此种方案采取的措施只需对原有塔盘进行开孔改造,见表4。

表4 各操作弹性下参数汇总

开孔率/ %	操作弹性/%		塔顶出料量/(kg·h <sup>-1</sup> )		采取措施
	上限	下限	上限	下限	
8.85	60	145	10910	26366	结构不变
9.80	70	160	12728	29094	开筛孔
11.54	80	190	14547	24549	更换塔盘
13.11	90	215	16365	39095	更换塔盘, 改降液管结构

## 5 结语

2015年7月对芳烃抽提装置汽提塔进行改造,增加了汽提塔塔盘开孔率,装置运行后降液管泛点率和中间降液管泛点率均降低,装置负荷提高到满负荷运行,至今运行9个月未发生汽提塔液泛现象,并且装置1.9 MPa蒸汽用量较项目实施前节约5.0 t/h,降低装置综合能耗(折合标油)大约10 kg/t,降低了装置的运行成本,增加了装置的经济效益。

### 参考文献

- [1] 蔡世干,王尔菲,李锐.石油化工工艺学[M].北京:中国石化出版社,2006:313-314.
- [2] 姜阳,崔晔.芳烃抽提技术发展与应用[J].化学工业,2014,(5):22-26.
- [3] 刘璐,全晓宇,黄哲庆.芳烃抽提模拟与改造[J].化学工程,2015,(1):73-78. ■