

# 进口重芳烃宽馏分生产偏三甲苯与富集均三甲苯

刘杰, 刘岗

(锦州石化精细化工有限公司, 辽宁锦州 121001)

**摘要:**重芳烃分离装置是为分离重整装置二甲苯塔塔底产出的碳九芳烃而设计的。为弥补原料不足,加工组分和馏程变化较大的、以碳九、碳十芳烃为主要成分的重芳烃宽馏分进口原料,经方案选择、工艺模拟计算及流程改进,成功地生产了偏三甲苯与富集均三甲苯工业产品。

**关键词:**碳九芳烃;碳十芳烃;偏三甲苯;均三甲苯;蒸馏;技术措施

中图分类号:TQ241.15

文献标识码:A

文章编号:0253-4320(2005)06-0055-03

## Technology for the production of 1,2,4- and 1,3,5-trimethylbenzene using imported heavy aromatics with wide distillation range

LIU Jie, LIU Gang

(Jinzhou Petrochemical Fine Chemical Co.Ltd., Jinzhou 121001, China)

**Abstract:** The separation installation is designed to separate C<sub>9</sub> aromatics from the bottom of the dimethyl benzene tower in reforming plant. The selection for design scheme, the simulation and calculation for process, and the modification for flow process were conducted to remedy the insufficiency of materials, the imported heavy aromatics with C<sub>9</sub> and C<sub>10</sub> aromatics as chief components, containing different components and wide distillation range, were used as materials, having produced successfully eligible 1,2,4- and 1,3,5-trimethylbenzene in industry.

**Key words:** C<sub>9</sub> aromatics; C<sub>10</sub> aromatics; 1,2,4-trimethylbenzene; 1,3,5-trimethylbenzene; rectification; technical installations

锦州石化精细化工有限公司(下称锦州石化)C<sub>9</sub>重芳烃分离装置每年可加工重芳烃4万t,原料主要来自中国石油天然气股份有限公司锦州石化分公司重整装置。2003年,中国石油锦州石化分公司原料供应严重不足,致使重芳烃分离装置利用率降低。为此,锦州石化积极寻找外购原料,以弥补缺口。2004年,从印度尼西亚进口了主要成分为C<sub>9</sub>和C<sub>10</sub>芳烃的宽馏分原料(下称进口重芳烃宽馏分)。但此种原料与国内重整C<sub>9</sub>重芳烃原料有较大差别,因而加工方案需要作较大变动。本文报道采用原装置加工这种进口原料生产偏三甲苯与富集均三甲苯的工艺流程。

## 1 原工艺流程

重芳烃经原料泵进入预分馏塔(T-103),经分离后塔顶产出的比偏三甲苯轻的轻组分进均三甲苯与邻甲乙苯(富集均三甲苯)塔(T-102);预分馏塔

塔底的产品进偏三甲苯塔(T-101);富集均三甲苯塔塔顶产出170#溶剂油,塔底产出富集均三甲苯;偏三甲苯塔塔顶产出纯度≥98%的偏三甲苯,塔底产出190#溶剂油(重组分),详见图1。

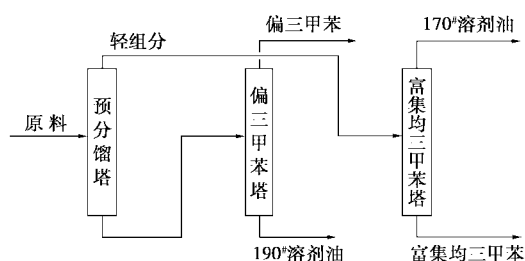


图1 C<sub>9</sub>重芳烃分离装置原则流程

## 2 进口重芳烃宽馏分加工方案

### 2.1 原料性质

与中国石油锦州石化分公司重整装置二甲苯塔塔底出料相比,外购原料的馏程较宽,含有质量分数

约 45% 的  $C_{10}$  以上组分,干点在 350℃ 以上。2 种原料的组成和馏程对比见表 1 和表 2。

表 1 原料组成对比 质量分数/%

	进口重芳烃馏分	重整二甲苯塔塔底出料
对二甲苯	—	0.37
间二甲苯	—	1.44
邻二甲苯	—	2.73
异丙苯	—	1.51
正丙苯	0.88	5.37
间甲乙苯	2.85	17.56
对甲乙苯	6.86	7.01
邻甲乙苯	2.81	6.21
均三甲苯	6.77	9.48
偏三甲苯	26.23	33.49
连三甲苯	6.35	6.54
正丁苯	0.06	0.11
异丁苯	0.06	0.11
其他	0.15	1.57
茚满	1.20	1.53
重组分	45.78	4.97
硫质量分数	2.4	0.8

表 2 原料馏程对比

馏程/℃	进口重芳烃馏分	重整二甲苯塔塔底出料
初馏点	165	142
5%	169	153
10%	170	156
20%	172	159
30%	175	161
40%	178	162
50%	182	163
60%	189	164
70%	201	165
80%	230	166
90%	281	168
95%	309	175
97%	326	—
干点	352	180
相对密度	0.9021	0.8732

### 2.2 加工方案的选择条件

从表 1、表 2 数据可以看出,此种原料可以分成 5 组馏分:①比均三甲苯轻的组分;②富集均三甲苯;③偏三甲苯;④比偏三甲苯重且馏程小于 205℃ 的汽油馏分;⑤馏程大于 205℃ 的柴油馏分。若要同时分离 5 组组分,一般应采用 4 塔连续生产流程,而原分离装置仅有 3 个塔可用。为此,必须分 2 步,也就是将①、②两组馏分或④、⑤两组馏分的分离放在下一步进行。基于:④、⑤两组馏分质量分数约占

原料的 45%,而①、②两组馏分质量分数仅占原料的 17%,前者留存所需储罐容量大,占用资金多,将导致现储罐容量严重紧张;④、⑤两组馏分需冷却后才能储存,浪费能量;要求富集均三甲苯越纯越好,因而确定采用 T-103 生产富集均三甲苯(为便于区别,第二步流程中改称 T-103')。以上 2 步生产流程的实现只需改部分管线,具体生产指标可通过工艺模拟计算获得。

### 2.3 加工进口重芳烃宽馏分流程

第一步,原料首先进 T-103 进行分离,塔顶产出比偏三甲苯轻的组分,冷却后去罐区储存;塔底产品进 T-101 分离。在 T-101 塔顶得到质量分数大于 98.5% 的偏三甲苯;塔底为比偏三甲苯重的组分,进 T-102。经 T-102 分离,塔顶产出 190# 溶剂油,塔底产出柴油馏分。第二步,T-103 切换进料为罐区储存的比偏三甲苯轻的馏分( $S_2$ ),也可以理解为该馏分向 T-103' 进料。经 T-103' 精馏加工后,塔顶产出轻组分,塔底产出富集均三甲苯。工艺流程见图 2。

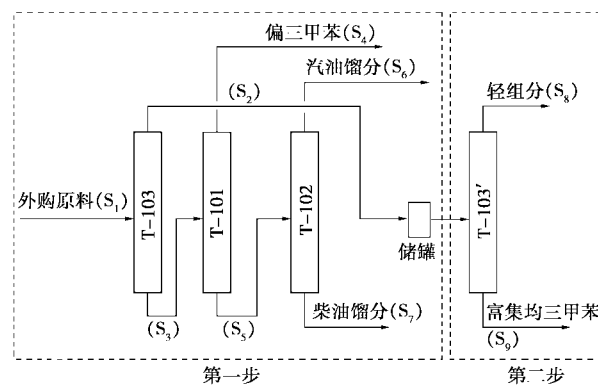


图 2 进口重芳烃宽馏分原料加工原则流程

## 3 工艺模拟计算

### 3.1 进料量和分离要求

在既定塔的情况下,进料量的确定应考虑塔顶、塔底的热负荷、原料中关键组分的性质和含量几方面因素。由表 1、表 2 可见,与重整二甲苯塔底的重芳烃相比,进口重芳烃宽馏分在不考虑  $C_{10}$  以上组分时,2 种原料的组成基本一样,关键组分相同,含量上略有差异。因此,塔的处理能力不应低于加工重整  $C_9$  芳烃原料时的处理能力。由于重组分的增加会导致塔底负荷增加,但原装置的热负荷在处理重整  $C_9$  芳烃时有很大余量,故暂拟定为 4.5 t/h。此批原料分离偏三甲苯和均三甲苯的轻重关键组分与重整  $C_9$  芳烃一样,只是含量略有不同,因此在产品

收率上应与加工重整 C<sub>9</sub> 芳烃大致相同,根据外购原料组成确定分离要求如下:

(1) T-103 塔顶产品偏三甲苯质量分数 ≤ 1%, 塔底轻组分质量分数 ≤ 0.15%;

(2) T-101 塔顶产品偏三甲苯质量分数 ≥ 98.5%, 塔底偏三甲苯质量分数 ≤ 2%;

(3) T-103' 塔顶产品均三甲苯质量分数 ≤ 10%, 塔底均三甲苯质量分数 ≥ 55%。

### 3.2 工艺计算

采用 PRO II 软件对该工艺进行模拟,在建立模型后,按 T-103、T-101、T-103' 依次以各塔的不同进料层和分离要求进行计算。经过多组条件的优化计算,最后确定了一组能耗最小的数据,得出较佳进料位置的回流比和热负荷。将其与原装置能力相比,以此组中较佳的条件进一步确定工艺参数、馏出口质量。工艺模拟计算最优状态下各塔塔顶、塔底物料组成见表 3。

表 3 工艺模拟计算最优状态下各塔塔顶、塔底物料组成

组分	原料 S <sub>1</sub>	T-103		T-101		T-103'	
		塔顶 S <sub>2</sub>	塔底 S <sub>3</sub>	塔顶 S <sub>4</sub>	塔底 S <sub>5</sub>	塔顶 S <sub>8</sub>	塔底 S <sub>9</sub>
正丙苯	0.85	4.02	—	—	—	8.05	0.25
间甲乙苯	2.85	13.76	—	—	—	23.48	4.51
对甲乙苯	6.86	34.51	—	—	—	58.32	10.38
邻甲乙苯	2.81	13.50	0.09	0.30	—	1.63	25.34
均三甲苯	6.77	33.21	0.06	0.17	—	8.36	57.77
偏三甲苯	26.23	1.00	32.64	98.53	2.00	—	1.90
异丁苯	0.06	—	0.07	0.93	0.09	—	—
正丁苯	0.06	—	0.07	0.05	0.09	—	—
其他	0.18	0.15	0.20	—	0.52	0.16	0.02
连三甲苯	6.35	—	7.96	0.02	10.96	—	—
茚满	1.20	—	1.50	—	2.24	—	—
重组分	45.78	—	57.41	—	84.10	—	—

注: S<sub>1</sub> ~ S<sub>9</sub> 见图 2。

由于缺乏计算分离汽油、柴油馏分的数据,而且用 T-102 分离此组汽油、柴油馏分能力上是没有问题的,在实际生产中可控制塔顶温度略小于汽油的干点(205℃),暂定为 190℃,然后再根据生产中馏出口质量逐步调节。

## 4 工业生产

### 4.1 偏三甲苯的生产和汽油、柴油馏分的分离

采用不退油、不降温直接切换进口重芳烃宽馏分原料的开工方法,大大缩短了开工周期,仅经过 3

天的试生产便产出合格产品,第 5 天便达到了产品收率要求,产品质量稳定,详见表 4、表 5。

表 4 偏三甲苯馏出口质量

指标	组分质量分数/%			硫质量分数/ 10 <sup>-6</sup>
	轻组分	重组分	偏三甲苯	
T-103 塔顶	99.33	—	0.62	9.7
T-103 塔底	0.45	19.37	79.50 <sup>①</sup>	1.7
T-101 塔顶	0.62	0.72	98.60	0.2
T-101 塔底	0.15	89.00	11.00 <sup>①</sup> , 1.80 <sup>②</sup>	3.0

注: ①为便于快速出样而除去 C<sub>10</sub> 以上组分的半分析; ②为全分析。

表 5 汽油、柴油馏分馏出口质量

指标	初馏点/℃	干点/℃	硫质量分数/10 <sup>-6</sup>
T-102 塔顶	178	192	0.2
T-102 塔底	225	378	5.8

从生产数据可以看出,工艺模拟计算与实际生产基本相符。T-102 塔顶、塔底产品馏程没有重叠,汽油收率很高。原料加工总损耗率为 0.01%,偏三甲苯收率为 93.04%。

### 4.2 富集均三甲苯的生产

在偏三甲苯的生产和汽油、柴油馏分的分离结束后,利用精馏能力最强的 T-103' 对轻组分进一步脱轻加工,生产富集均三甲苯。同样得出了较佳的工艺条件和产品质量,产品的收率比计算值略高,详见表 6。

表 6 T-103' 生产富集均三甲苯馏出口质量

指标	组分质量分数/%			硫质量分数/ 10 <sup>-6</sup>
	轻组分	重组分	均三甲苯	
T-103' 塔顶	85.86	3.12	11.02	8.2
T-103' 塔底	8.23	39.27	59.50	0.3

## 5 结论

(1) 工艺模拟计算和生产实践证明,利用重芳烃加工装置加工以 C<sub>9</sub> 和 C<sub>10</sub> 芳烃为主要成分的进口重芳烃宽馏分是可行的,能够生产出合格的偏三甲苯和富集均三甲苯,且收率较高。此种原料通过精馏可以生产出更高纯度的富集均三甲苯,通过生产摸索出了较佳的工艺指标。

(2) 采用增设中间储罐加工偏三甲苯时的能耗与原来比略高。生产富集均三甲苯时,有 2 个塔闲置,带来了成本支出。■